



Processamento de gás natural e Recuperação Avançada de Petróleo (EOR) de águas ultra-profundas com CO₂

Caio Felipe Curitiba Marcellos
Camila Helena de Luna da Silva
Nicola Bohrer Kabouk

Projeto Final de Curso

Orientadores:

Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D
José Luiz de Medeiros, D. Sc
Cristina Santos de Almeida, B. Sc

Abril de 2011

**PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL E RECUPERAÇÃO
AVANÇADA DE PETRÓLEO (EOR) DE ÁGUAS ULTRA-PROFUNDAS
COM CO₂**

Caio Felipe Curitiba Marcellos

Camila Helena de Luna da Silva

Nicola Bohrer Kabouk

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

Aprovado por:

Carlos Augusto G. Perlingeiro , D.Sc

Darley Carrijo de Melo , M.Sc

Priscilla Badega Machado, B.Sc

Orientado por:

José Luiz de Medeiros, D.Sc

Ofélia Q. F. Araújo, D. Sc

Cristina Santos de Almeida, B.Sc

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Abril de 2011

Ficha Catalográfica

Marcellos, Caio Felipe Curitiba; Silva, Camila Helena de Luna da; Kabouk, Nicola Bohrer
Processamento de gás natural e recuperação avançada de petróleo (EOR) de águas ultra-
profundas com CO₂. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ,2011.

xiv,119p.; (Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2011.

Orientadores: José Luiz de Medeiros , Ofélia de Queiroz F. Araújo e Cristina Santos de Almeida .

1.Simulação. 2.Gás Natural 3.Recuperação avançada de petróleo 4.CO₂ 5.Águas
ultraprofundas. 6.EOR 7.Projeto Final (Graduação – UFRJ/EQ). 8.José Luiz de Medeiros e Ofélia
Q. F. Araújo I. Processamento de gás natural e Recuperação Avançada de Petróleo (EOR) de
águas ultra-profundas com CO₂.

*“Be a simple kind of man.
Be something you love and understand.
Baby, be a simple kind of man.
Won't you do this for me son,
If you can?”*

*Forget your lust for the rich man's gold
All that you need is in your soul,
And you can do this if you try.
All that I want for you my son,
Is to be satisfied ...”
(Simple man – Lynyrd Skynyrd)*

Agradecimentos

Em primeiro lugar agradecemos a Deus e a nossa família que foi a base de nossa formação, em especial aos nossos pais e irmãos, por todo amor, dedicação e paciência que sempre tiveram conosco.

Agradecemos aos nossos amigos, pelos momentos felizes e pelo suporte nos momentos difíceis.

Agradecemos também ao auxílio de nossos orientadores na elaboração e explanação de idéias, em especial a Cristina por toda a atenção dedicada.

Agradecemos ainda a todos os participantes do laboratório H2CIN, em especial Priscilla, Aline e Andressa.

Nicola agradece a Marta Victor dos Santos por todo apoio durante este momento.



**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO
CENTRO DE TECNOLOGIA
ESCOLA DE QUÍMICA**



Resumo do projeto final de curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

**PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL E RECUPERAÇÃO AVANÇADA DE PETRÓLEO (EOR) DE
ÁGUAS ULTRA-PROFUNDAS COM CO₂**

Caio Felipe Curitiba Marcellos (caiofcm@hotmail.com)
Camila Helena de Luna da Silva (camilahelena.luna@gmail.com)
Nicola Bohrer Kabouk (nicolabkabouk@hotmail.com)
Abril, 2011

Orientador Responsável: Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Outros Orientadores: Cristina Santos de Almeida, B. Sc

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

Diante do atual contexto da exploração de petróleo em águas ultra profundas do Pólo do Pré Sal emergiu a necessidade de realização de pesquisas para a identificação das barreiras técnico-econômicas que dificultam o acesso a essa riqueza nacional. Primeiramente, o presente trabalho busca na literatura a identificação de tais barreiras, através de artigos publicados por profissionais que trabalham nas pesquisas deste incipiente processo. Um importante entrave identificado é o excessivo teor de dióxido de carbono encontrado no petróleo oriundo dos reservatórios abaixo da camada Pré Sal.

Em busca da solução deste problema, as pesquisas convergiram para o armazenamento geológico desse CO₂ (CCS). Uma técnica em especial chama a atenção, denominada Recuperação Avançada de Petróleo (EOR), a qual concilia o armazenamento do gás carbônico com uma vantagem econômica, pois ajuda a aumentar a recuperação de petróleo.

Desta forma, o presente trabalho se propôs a simular e dimensionar uma planta de processamento de gás natural e reinjeção de gás carbônico no reservatório adequada ao contexto da exploração do Pré Sal. Para este objetivo foi necessário pesquisar, comparar e escolher processos que fossem adequados a este contexto. Além disso, foi analisada uma proposta de substituição da tradicional válvula Joule-Thomson pelo turboexpansor em determinados pontos da planta. A vantagem dos turboexpansores sobre válvulas é o fato de gerarem uma receita energética.

A partir das simulações e dos resultados obtidos fez-se uma estimativa do custo total e do custo de operação das plantas e, enfim, um fluxo de caixa para um período de 10 anos a partir da sua teórica implementação. Para que estas estimativas estivessem de acordo com a realidade em alto mar era necessário calcular o preço do kWh para uma plataforma *offshore*. Optou-se por simular um sistema de geração de energia elétrica com turbinas a gás alimentadas com gás natural. A partir da estimativa de investimento e custo operacional deste sistema foi possível chegar ao preço do kWh. Por fim, verificando os resultados dessas análises econômicas citadas anteriormente, pode-se chegar a uma conclusão sobre a substituição da válvula e sobre a viabilidade econômica do projeto proposto pelo trabalho.



**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO
CENTRO DE TECNOLOGIA
ESCOLA DE QUÍMICA**



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

**PROCESSING OF NATURAL GAS AND ENHANCED OIL RECOVERY (EOR) IN ULTRA-DEEP WATER
WITH CO₂**

Caio Felipe Curitiba Marcellos

Camila Helena de Luna da Silva

Nicola Bohrer Kabouk

Abril, 2011

Supervisors: José Luiz de Medeiros, D.Sc.
Cristina Santos de Almeida, B. Sc
Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, D.Sc.

Given the current context of oil exploration in ultra deep Pre-Salt Pole, emerged the need to conduct research to identify technical and economic barriers that hinder access for this national wealth. Firstly, this present study search in literature the identification of these barriers, through articles published by professionals working in research in this incipient process. A major obstacle identified is the excessive concentration of carbon dioxide found in the oil of the Pre-Salt reservoirs.

In search of a solution to this problem, research has converged on the geological storage of CO₂ (CCS). One particular technique drew attention, called Enhanced Oil Recovery (EOR), which combines the storage of carbon dioxide with an economic advantage by helping to increase oil recovery.

However, this work proposed simulations and dimensioning of a natural gas processing plant with a reinjection system of carbon dioxide in oil reservoir, which must be appropriate to the context of the exploitation of the Pre-Salt cluster. For this purpose it was necessary to research, compare and choose appropriated processes to this context. Furthermore, a proposal of replacing the traditional Joule-Thomson valve by turboexpander at certain points of the plant was examined. The advantage of turboexpanders about valves is that they generate energy revenue.

From the simulations and the results an estimative of the total investment and operational cost of the plant and a cash flow for a period of 10 years from its theoretical implementation was made. For these estimates were in line with *offshore* conditions, it was necessary to calculate the price per kWh for an *offshore* platform. We chose to simulate a system of electricity generation with gas turbine fired with natural gas. From estimation of investment and operating cost of this system, the price per kWh was calculated. Finally, verifying the results of economic analysis mentioned above, one can reach a conclusion about valve replacement and the economic feasibility of the proposed project at this paper.

Índice

Índice de tabelas	x
Índice de Figuras	xi
Premissas.....	xiii
Nomenclatura.....	xiv
Capítulo 1 – Introdução.....	1
1.1 Contextualização - O Pré- sal brasileiro	1
1.2 O problema do CO ₂ na atualidade - Aquecimento Global e as emissões de CO ₂	5
1.3 – Captura e Armazenamento de CO ₂ (CCS).....	6
1.4 – Objetivos do trabalho.....	8
Capítulo 2 - Tecnologias de processamento de gás para unidades de produção <i>offshore</i>	10
2.1 Separação Primária	11
2.2 Desidratação.....	13
2.2.1 Absorção com glicóis.....	14
2.2.2 Peneira molecular	16
2.3 Controle do ponto de orvalho – HC pesados	18
2.3.1 Válvula Joule-Thomson	19
2.3.2 Turboexpansor	20
2.4 Separação de CO ₂	21
2.4.1 Tratamento com aminas	22
2.4.2 Tratamento com membranas.....	24
Capítulo 3 – Recuperação Avançada de Petróleo (EOR) utilizando CO ₂	27
3.1 Captura e armazenamento de CO ₂ (<i>Carbon Capture and Storage- CCS</i>)	27
3.2 Recuperação Avançada de Petróleo - EOR.....	30
3.3 Projetos de injeção de CO ₂	36
3.3.1. Sleipner.....	37
3.3.2. Snøhvit.....	39

3.3.3. In Salah	41
3.3.4. Weyburn –EOR	42
3.4 WAG	43
Capítulo 4 – Condicionamento e Transporte do CO ₂	45
4.1 Condicionamento	45
4.1.1. Remoção de água e outros líquidos	46
4.1.2. Remoção de gases voláteis	47
4.1.3. Processos avançados de separação	48
4.1.4. Compressão	48
4.2 Transporte	49
4.2.1 Calculo de diâmetros usando equações hidráulicas para escoamento turbulento... 51	
4.2.2 Calculo de diâmetros usando equações hidráulicas com velocidade como parâmetro	53
4.2.3 Calculo de diâmetros seguindo a otimização de projetos	54
4.2.4 Novo cálculo de diâmetros proposto	55
Capítulo 5 – Geração de energia <i>Offshore</i>	60
5.1 Turbina a gás	60
5.2 Ciclo de Brayton	63
5.3 – Simulação	65
5.4 Dimensionamento	67
Capítulo 6 – Construção das simulações	70
6.1 Fluxograma	70
6.2 Carga	71
6.3 Separação primária	73
6.4 Desidratação	73
6.5 Controle do Ponto de Orvalho	75
6.6 Captura do CO ₂	76

6.7 Trem de Compressão	79
6.8 Tubulação de Injeção	81
Capítulo 7 – Resultados das Simulações	84
7.1 Carga.....	84
7.2 Membrana.....	84
7.3 Substituição da válvula JT pelo TE.....	85
7.4 Injeção	88
7.5 Compressão.....	89
Capítulo 8 – Estimativa e Análise Econômica.....	91
8.1 Plantas de Processamento	91
8.1.1 Compressores.....	94
8.1.2 Vasos	97
8.1.3 Trocadores de calor.....	98
8.1.4 Peneira Molecular	100
8.1.5 Membranas	101
8.1.6 Turboexpansores.....	102
8.1.7 Resultado CAPEX	102
8.1.8 Resultados OPEX	103
8.1.9 Fluxo de caixa	107
8.2 Geração de energia	110
8.2.1 CAPEX	111
8.2.1.1 Compressor	111
8.2.1.2 Turbina	112
8.2.1.3 Resultado CAPEX	112
8.2.2 Fluxo de caixa	112
Capítulo 9 – Conclusões	114
Bibliografia	117

Índice de tabelas

TABELA 1: PROJETOS DE CCS EM MEGATONELADAS EXISTENTES.....	36
TABELA 2: PROPRIEDADES DAS FASES GASOSA, SUPERCRÍTICA E LÍQUIDA DO CO ₂ FONTE: ADAPTADO DE ZHANG <i>ET AL.</i> (2006)	51
TABELA 3: COMPOSIÇÃO DAS CARGAS.....	72
TABELA 4: COMPARAÇÃO AMINA X MEMBRANA.....	77
TABELA 5: CONDIÇÕES OPERACIONAIS DA MEMBRANA	79
TABELA 6: VAZÃO MOLAR DO GÁS A SER TRATADO.....	84
TABELA 7: VAZÃO MOLAR DO GÁS NATURAL EXPORTADO	85
TABELA 8: COMPOSIÇÃO DO GÁS NATURAL EXPORTADO	85
TABELA 9: GASTO ENERGÉTICO DA ETAPA DE CONTROLE DO PONTO DE ORVALHO DAS SIMULAÇÕES	86
TABELA 10: PRESSÃO ANTES DO PROCESSO DE EXPANSÃO	87
TABELA 11: TEMPERATURA DA CORRENTE ANTES DA MEMBRANA	87
TABELA 12: BALANÇO ENERGÉTICO DA SUBSTITUIÇÃO DA VÁLVULA JT PELO TE NO SISTEMA DE INJEÇÃO	87
TABELA 13: VAZÃO MOLAR DO GÁS INJETADO.....	88
TABELA 14: PRESSÕES DE INJEÇÃO	89
TABELA 15: COMPOSIÇÃO DO GÁS INJETADO	89
TABELA 16: POTÊNCIA EM kW GASTA NAS ETAPAS DE COMPRESSÃO.....	90
TABELA 17: DADOS PARA O AJUSTE DOS PREÇOS DOS COMPRESSORES.....	95
TABELA 18: DADOS PARA O AJUSTE DOS PREÇOS DOS MOTORES.....	96
TABELA 19: DETERMINAÇÃO DO FLUIDO DO CASCO E DO TUBO	98
TABELA 20: ESTIMATIVAS DO COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERÊNCIA TÉRMICA.....	99
TABELA 21: PARTICIPAÇÃO DE CADA EQUIPAMENTO NO INVESTIMENTO – C18JT.....	103
TABELA 22: PARTICIPAÇÃO DE CADA EQUIPAMENTO NO INVESTIMENTO – C18TE	103
TABELA 23: CUSTO ANUAL COM OPERADORES.....	103
TABELA 24: PARÂMETROS UTILIZADOS NO CÁLCULO DO OPEX.....	104
TABELA 25: PARÂMETROS UTILIZADOS NO FLUXO DE CAIXA - PLANTAS DE PROCESSAMENTO	108
TABELA 26: PARÂMETROS UTILIZADOS NO FLUXO DE CAIXA – GERAÇÃO DE ENERGIA	112

Índice de Figuras

FIGURA 1: LOCALIZAÇÃO DA CAMADA PRÉ SAL BRASILEIRA.....	1
FIGURA 2: CAMADA PRÉ SAL NA BACIA DE SANTOS	2
FIGURA 3. : FIGURA ESQUEMÁTICA SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO	13
FIGURA 4: DIAGRAMA SIMPLIFICADO PARA DESIDRATAÇÃO COM TEG (MANNING AND THOMPSON, 1991).....	16
FIGURA 5: ESQUEMA DE UMA PLANTA DE DESIDRATAÇÃO POR PENEIRA MOLECULAR FONTE: SITE UOP 18	
FIGURA 6: ILUSTRAÇÃO ESQUEMÁTICA DE UMA PLANTA DE ABSORÇÃO DE CO ₂ COM AMINAS	24
FIGURA 7: OPÇÕES DE ARMAZENAMENTO GEOLÓGICO.....	29
FIGURA 8: ETAPAS TÍPICAS DO PROCESSO DE ECBM	30
FIGURA 9: PROCESSO DE RECUPERAÇÃO AVANÇADA DE PETRÓLEO.....	32
FIGURA 10 : DIAGRAMA DE FASES DO CO ₂ PURO	34
FIGURA 11: INJEÇÃO DE CO ₂ NO CAMPO DE SLEIPNER, NORUEGA	37
FIGURA 12: ESQUEMA DOS POÇOS DE PRODUÇÃO E DE INJEÇÃO DE SLEIPNER	38
FIGURA 13: MASSA ACUMULADA DE CO ₂ INJETADO EM SLEIPNER	39
FIGURA 14: ESQUEMA DE SEPARAÇÃO E INJEÇÃO DE CO ₂ EM SNØHVIT.....	40
FIGURA 15: ESQUEMA DE INJECAO E ARMAZENAMENTO DE KRECHBA	41
FIGURA 16: ETAPAS DE CONDICIONAMENTO DO GÁS NATURAL	46
FIGURA 17: DIÂMETRO DO DUTO EM FUNÇÃO DA VAZÃO MÁSSICA	57
FIGURA 18: ESQUEMA DE UMA TURBINA A GÁS	62
FIGURA 19: FIGURA ESQUEMÁTICA DOS COMPONENTES DE UMA TURBINA A GÁS; O COMPRESSOR, O SISTEMA DE COMBUSTÃO E A REGIÃO FINAL DAS PALHETAS DA TURBINA.	62
FIGURA 20: FOTO DE TURBINA SIEMENS	63
FIGURA 21: DIAGRAMA T-S E P-V DO CICLO DE BRAYTON	64
FIGURA 22: ESQUEMA DA SIMULAÇÃO	66
FIGURA 23: ESQUEMA DE UNIDADE DE PENEIRA MOLECULAR.....	74
FIGURA 24: ÍNDICE DE RIQUEZA DO GÁS (M ³ LIQ/1000M ³ GÁS).....	75
FIGURA 25: ESQUEMA DO SISTEMA DE INJEÇÃO	82
FIGURA 26: GRÁFICO ILUSTRANDO O GASTO ENERGÉTICO NO CONTROLE DO PONTO DE ORVALHO.....	86
FIGURA 27: GRÁFICO ILUSTRANDO O GANHO ENERGÉTICO UTILIZANDO O TURBOEXPANSOR NA INJEÇÃO	88
FIGURA 28: AJUSTE DO PREÇO DOS COMPRESSORES	95
FIGURA 29: AJUSTE DO PREÇO DOS MOTORES	96
FIGURA 30: CUSTOS DOS MÓDULOS DOS COMPRESSORES – C18JT	96
FIGURA 31: CUSTOS DOS MÓDULOS DOS COMPRESSORES – C18TE	97
FIGURA 32: CUSTOS DOS MÓDULOS DOS VASOS DE SEPARAÇÃO – C18JT	97
FIGURA 33: CUSTOS DOS MÓDULOS DOS VASOS DE SEPARAÇÃO – C18TE	97
FIGURA 34: CUSTOS DOS MÓDULOS DOS TROCADORES DE CALOR– C18JT.....	99
FIGURA 35: CUSTOS DOS MÓDULOS DOS TROCADORES DE CALOR– C18TE	99
FIGURA 36: CUSTOS DOS MÓDULOS DA PENEIRA MOLECULAR – C18JT.....	100

FIGURA 37: CUSTOS DOS MÓDULOS DA PENEIRA MOLECULAR – C18TE	101
FIGURA 38: CUSTO DO MÓDULO DA MEMBRANA – C18JT	101
FIGURA 39: CUSTO DO MÓDULO DA MEMBRANA – C18TE.....	101
FIGURA 40: CUSTO DO MÓDULO DO TURBOEXPANSOR – C18JT	102
FIGURA 41: CAPEX – C18JT	102
FIGURA 42: CAPEX – C18TE	102
FIGURA 43: PARCELAS DO OPEX – C8JT	105
FIGURA 44: PARCELAS DO OPEX – C8TE	105
FIGURA 45: PARCELAS DO OPEX – C12JT.....	106
FIGURA 46: PARCELAS DO OPEX – C12TE	106
FIGURA 47: PARCELAS DO OPEX – C18JT.....	107
FIGURA 48: PARCELAS DO OPEX – C18TE	107
FIGURA 49: FLUXO DE CAIXA – C8JT	108
FIGURA 50: FLUXO DE CAIXA – C12JT.....	108
FIGURA 51: FLUXO DE CAIXA – C18JT.....	109
FIGURA 52: FLUXO DE CAIXA – C8TE	109
FIGURA 53 : FLUXO DE CAIXA – C12TE	109
FIGURA 54: FLUXO DE CAIXA – C18TE	110
FIGURA 55: CUSTO DO MÓDULO DO COMPRESSOR – GERAÇÃO DE ENERGIA.....	111
FIGURA 56: CUSTO DO MÓDULO DA TURBINA – GERAÇÃO DE ENERGIA	112
FIGURA 57: CAPEX – GERAÇÃO DE ENERGIA.....	112
FIGURA 58: CÁLCULO DO KWH	113

Premissas

Temperatura ambiente = 25°C;

Temperatura água do mar a partir de 200m = 5°C;

Temperatura da corrente de saída dos *intercoolers* do trem de compressão = 40°C;

Temperatura da corrente de água de resfriamento na saída do cooler após a primeira compressão e na saída dos *intercoolers* do trem de compressão = 60°C;

Temperatura da corrente de água de resfriamento na saída do cooler após a separação primária = 25°C;

Temperatura mínima que a corrente gasosa pode chegar após resfriada pela água do mar = 20°C;

Preço da água de resfriamento desprezível;

Temperatura inicial do solo do fundo do mar = 20°C;

Temperatura no solo do fundo do mar aumenta em 1°C a cada 100m;

Altura da camada de água = 2000m;

Distância entre o fundo do mar e o reservatório = 3000m;

Queda de pressão nos compressores = 0,9bar;

Pressão no reservatório = 700bar;

Sistema de peneira com 3 leitos e 1 vaso de regeneração;

Taxa de câmbio USD/REAL = 1,689;

Eficiência dos compressores = 75%;

Eficiência dos turboexpansores = 75%;

Eficiência dos geradores = 94%;

Taxa de atratividade = 12%;

Número de horas de produção em um ano = 8760h;

Número de equipamentos sobressalentes na planta de gás = 1;

Compressores da planta centrífugos e de aço carbono;

Motores dos compressores elétricos totalmente fechados;

Características físico-químicas da tubulação de injeção aproximada às características do aço-carbono;

Tempo de adsorção da peneira molecular é de 9 horas;

Membrana em módulos espiralados.

Nomenclatura

EOR – Enhanced Oil Recovery (Recuperação Avançada de Petróleo)

CCS – Carbon Capture Storage (Captura e armazenamento de carbono)

FPSO – Floating, Production, Storage & Offloading

MMSCFD – Milhões de pés cúbicos normais por dia

MMSCMD – Milhões de metros cúbicos normais por dia

GN – Gás natural

TE – Turboexpansor

JT – Joule-Thomson

CM – Custo do módulo de um equipamento

CB – Custo do módulo de um equipamento em condições base

CAPEX – Capital Expenditure

OPEX – Operational Expenditure

CARGA 1: Carga de petróleo que contém gás natural com 8% e CO₂

CARGA 2: Carga de petróleo que contém gás natural com 12% e CO₂

CARGA 3: Carga de petróleo que contém gás natural com 18% e CO₂

C8JT – Simulação com gás natural com 8% de CO₂ e uso de válvula Joule-Thomson

C12JT – Simulação com gás natural com 12% de CO₂ e uso de válvula Joule-Thomson

C18JT – Simulação com gás natural com 18% de CO₂ e uso de válvula Joule-Thomson

C8TE – Simulação com gás natural com 8% de CO₂ e uso de Turboexpansor

C12TE – Simulação com gás natural com 12% de CO₂ e uso de Turboexpansor

C18TE – Simulação com gás natural com 18% de CO₂ e uso de Turboexpansor

Capítulo 1 – Introdução

1.1 Contextualização - O Pré-sal brasileiro

O termo Pré Sal refere-se a um conjunto de rochas localizadas nas porções marinhas de grande parte do litoral brasileiro, com potencial para a geração e acúmulo de petróleo. Convencionou-se chamar de Pré Sal por formar um intervalo de rochas que se estende por baixo de uma camada de sal, que em certas áreas da costa atinge espessuras de até 2.000 m. O termo pré é utilizado porque, ao longo do tempo, essas rochas foram se depositando antes da camada de sal. A profundidade total dessas rochas, distância entre a superfície do mar e os reservatórios de petróleo abaixo da camada, pode chegar a mais de 7000 m. (Petrobras, 2010)

As maiores descobertas de petróleo, no Brasil na camada Pré Sal foram feitas em uma faixa que se estende ao longo de 800 Km localizada entre os estados de Santa Catarina e Espírito Santo, e engloba três bacias sedimentares (Espírito Santo, Campos e Santos), onde se encontrou grandes volumes de óleo leve.



Figura 1: Localização da camada Pré Sal brasileira
Fonte: Site Petrobras, www.petrobras.com.br

Formigli *et al.* e Almeida *et al.* explicam a formação do cluster Pré Sal da seguinte forma, a estrutura foi criada há cerca de 160 milhões de anos, quando o supercontinente Gondwana começou a se partir, dando lugar ao continentes da América do Sul e África. Essa fenda formada criou as condições para a deposição de sedimentos no vão entre os dois continentes e com a continuação da separação, a água do mar começou a encher o espaço, criando um ambiente de baixa energia e alta salinidade, propício para o crescimento da colônia de bactérias especiais. A secreção desses microrganismos, juntamente com a precipitação de sais de carbonato, originou núcleos para formar rochas carbonáticas, conhecidas como microbialitos. Mais tarde, devido às severas mudanças climáticas na Terra, o sal dissolvido na água do mar neste ambiente de baixa energia precipitou, formando uma espessa camada de sal que se tornou uma vedação perfeita para os hidrocarbonetos que migraram para os microbialitos.

A área que vem sendo mais explorada é conhecida como cluster Pré-Sal da Bacia de Santos, localizada em águas ultra profundas, entre 1900 e 2400m de profundidade e aproximadamente a 290km da costa do Rio de Janeiro. A Figura 2 a seguir mostra os principais blocos desse cluster, dentre os quais se destaca Tupi.

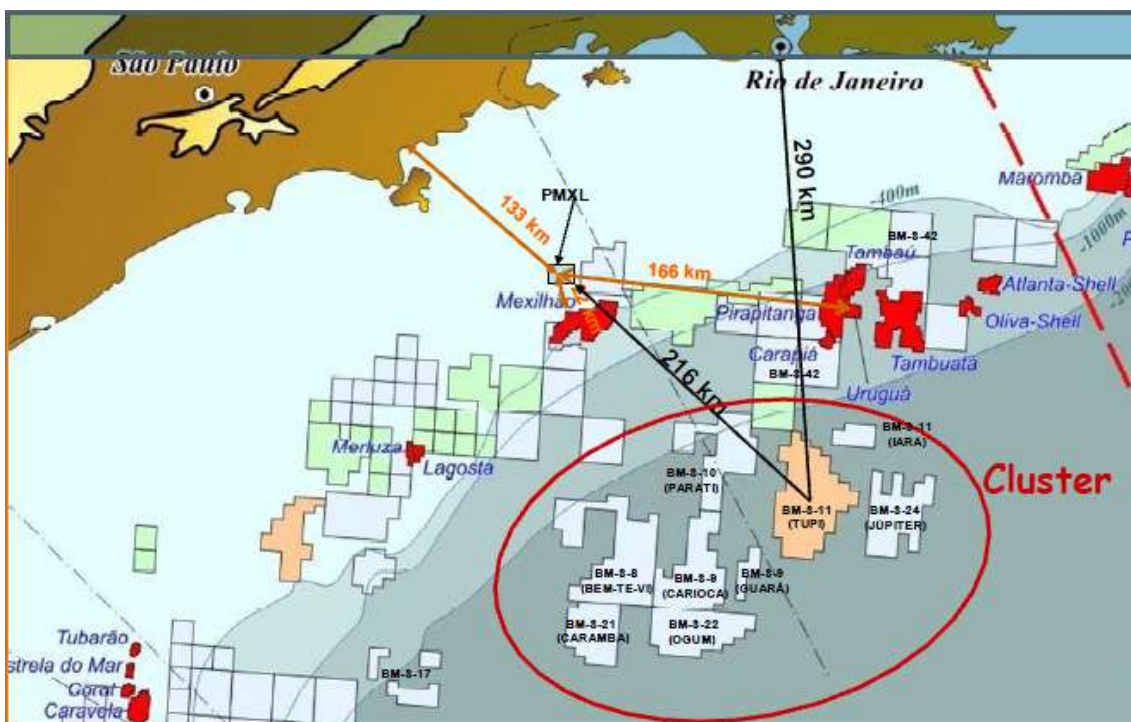


Figura 2: Camada Pré Sal na bacia de Santos
Fonte: Almeida *et al.*, 2010

As áreas dos blocos contidos na elipse, conforme mostrado na Figura 2 , somam perto de 15.000 Km². Para dar uma idéia da extensão dessa área, a bacia mais prolífica do Brasil, a Bacia de Campos, se encaixa completamente no SBPSC (cluster Pré Sal da bacia de Santos). Esta foi considerada uma das mais importantes fronteiras exploratórias da Plataforma Continental Brasileira, dada a dimensão das estruturas e do selo perfeito criado pela camada de sal.

Em 2002, como operador de diferentes consórcios, a Petrobras obteve, através de um processo de licitação, a concessão para explorar vários blocos na Bacia de Santos. O primeiro local, conhecido como Parati (RJS-617), no bloco BM-S-10, foi aprovado em Março de 2004. Naquela época, apenas dois poços foram perfurados na porção próxima a bacia, tendo atravessado intervalos espessos da seção do Pré-Sal. A existência de rochas com características semelhantes às encontradas na Bacia de Campos foi especulada por meio de correlações geoquímicas, mas havia uma incerteza significativa quanto à migração, maturação e os volumes que poderiam ter sido gerados e presos. Apesar dessas incertezas, o riscos mais importantes associados aos locais estavam relacionados com a existência e a qualidade dos reservatórios. Parati foi destinado a testar as armadilhas estratigráficas na seção do pós-sal. Reservatórios arenosos do pós-sal foram encontrados com água, e a decisão foi de seguir com a construção do poço. Após a perfuração de 500 m de basalto, com vários problemas operacionais, a perfuração de poços parou a 7.600 m. Gás condensado foi encontrado em reservatórios do Pré-Sal, confirmando a presença de um sistema de petróleo na área, estimulando a continuação da perfuração até o local seguinte do Pré-Sal, RJS-628, que resultou na descoberta de Tupi (Formigli *et al.*, 2010).

As descobertas foram feitas em todos os blocos operados pela Petrobras: BM-S-08 (SPS-52, Bem-Te-Vi), BM-S-09 (SPS-55, Carioca e SPS-55, Guará), BM-S-10 (RJS-617, Parati), BM-S-11 (RJS-628, Tupi e RJS-656, Iara), BM-S-21 (SPS-51, Caramba) e BM-S-24 (RJS-652, Júpiter). Estimativas preliminares de volumes recuperáveis de petróleo foram feitas para algumas dessas áreas, sendo Tupi uma das mais importantes, com 5 a 8 bilhões de barris .

Almeida *et al.* (2010) ainda expõe que o Campo de Tupi, na Bacia de Santos, é o ponto de partida para obter o conhecimento necessário para o desenvolvimento de uma produção robusta da camada Pré-Sal como um todo. Desde maio de 2009, a Petrobras opera um teste de longa duração no poço de Tupi, e os resultados estão sendo importantes para definir o plano de desenvolvimento e modelo de exploração da área.

Segundo Nakano *et al.*(2009), a descoberta do Pré-Sal é uma excelente notícia que representa a descoberta de grandes volumes de óleo leve (28-30°API), próximo aos mais importantes centros de consumo no Sudeste do Brasil. Além disso, testes de formação no primeiro poço já apresentaram altas taxas de fluxo sem indicações de barreiras. Os óleos do Pré-Sal, atualmente representados pelos reservatórios de Tupi, representam uma fronteira completamente nova em termos de geo-engenharia e desafios tecnológicos, sendo necessário trabalhar em águas ultra profundas, grandes quantidades de CO₂ no gás associado, questões de garantia de fluxo, profundidade do reservatório e as grossas camadas de sal.

Como os testes já realizados confirmam presença significativa de gás associado, em toda a área, outro grande desafio será conceber e desenvolver plantas e métodos para processar e exportar o excedente de gás produzido a distâncias que chegam a mais de 300 Km da costa. O tratamento e o fim dado a esse gás será o foco do presente trabalho.

O gás associado e a ocorrência de CO₂

Até agora, não existem estudos conclusivos sobre a origem e a distribuição da concentração do CO₂ associado aos fluidos de hidrocarbonetos encontrados na área do Pré-Sal da Bacia de Santos. Devido à origem carbonática das rochas é comum a existência desse gás, e um grande esforço têm sido feito a fim de estabelecer um modelo preditivo para a ocorrência do CO₂.

Almeida *et al.* (2010) cita que existem várias possibilidades para explicar a origem do CO₂ em campos de petróleo. A origem do CO₂ pode ser associada a processos orgânicos e inorgânicos. A origem orgânica do CO₂ pode ser devido a: maturação do querogênio, neste caso, o CO₂ é gerado antes da expulsão do petróleo das rochas fonte, subproduto da alteração bacteriana do petróleo ou outra matéria orgânica ou redução bioquímica do sulfato. A origem inorgânica do CO₂ pode ser devido a: metamorfismo de contato de rochas carbonáticas, metamorfismo de contacto de carvão; metamorfismo regional ou desgaseificação de manto. Porém a concentração de CO₂ ao longo dos vários blocos do cluster do Pré Sal ainda não é totalmente compreendida e está sendo objeto de um projeto especial da Petrobras. Desde o início do projeto piloto da primeira produção, em Tupi, a Petrobras e seus parceiros no bloco BM-S-11 consideram como premissa não emitir o CO₂ a ser produzido com o gás em solução.

1.2 O problema do CO₂ na atualidade - Aquecimento Global e as emissões de CO₂

Segundo o IPCC (Painel Intergovernamental sobre a Mudança Climática) de 1990, seria de suma importância reduzir as emissões de gases do efeito estufa em, pelo menos, 60% para estabilizar os níveis de CO₂ na atmosfera, considerando os níveis daquela época. Os governos não se mobilizaram diante de tal previsão e, em 1995, o IPCC chega à conclusão de que os primeiros sinais de mudança climática são evidentes (IPCC, 1996).

Século passado, principalmente nas últimas décadas, a temperatura da Terra aumentou significativamente (cerca de 0,6°C). Se o aumento se mantiver nesse ritmo, efeitos devastadores podem ocorrer, como por exemplo, o aumento do nível do mar e, conseqüentemente, um aumento no risco de inundações e erosões costeiras (BNCC, 2006). Com isso, os governos mundiais se sentiram pressionados a agir. A comunidade científica argumenta que os resultados do aumento da temperatura é resultado de fatores antropogênicos, como altas emissões de gases que promovem o efeito estufa, dos quais o CO₂ é um dos principais componentes (Baumert *et al.*, 2005). A fim de cumprir os limites de emissão de gases estufa (estabelecido em 1997 pelo Protocolo de Kyoto e a ser atingido durante o período 2008-2012), são tomadas medidas no domínio da indústria, política de transportes e eficiência energética, além da utilização de biocombustíveis e energia limpa (BNCC, 2006).

O principal gás estufa de origem antropogênica é o CO₂, cujas emissões aumentaram 80% entre 1970 e 2004, de 21 a 80 gigatoneladas. Em 2004 essa quantia representou 77 % de todas as emissões de gases antropogênicos causadores do efeito estufa.

Sem o efeito estufa, a temperatura da Terra seria de cerca de -19°C, pois ele é um fenômeno natural indispensável para manter a superfície do planeta aquecida. Os gases do efeito estufa são capazes de reter o calor do Sol na atmosfera, formando uma espécie de “cobertor” em torno do planeta, pois refletem para a superfície terrestre o calor que iria de volta para o espaço. Este fenômeno se torna um problema ambiental quando a emissão de gases do efeito estufa (como o gás carbônico, o metano e o óxido nitroso) é intensificada pelas atividades humanas, causando um acréscimo da temperatura média da Terra, conhecido como aquecimento global. As temperaturas anuais mais altas ocorreram de 1995 até a atualidade. Segundo o relatório de pesquisas dos cientistas do IPCC de 2007:

- Não restam dúvidas de que o aquecimento do planeta está sendo provocado pela ação humana;

- A temperatura média do planeta subirá de 1,8°C a 4°C até 2100 (3°C em média);
- Furacões e ciclones terão mais força;
- As áreas de seca devem se expandir;
- Teremos ondas de calor mais intensas, mais inundações;
- O nível do mar deve aumentar entre 20 e 60 centímetros até o fim do século, sem levar em conta os efeitos prováveis do degelo dos pólos;
- Metade de todas as espécies animais estará sob risco de extinção no fim do século XXI.

Segundo o Instituto Nacional de Pesquisas Espaciais (INPE) o possível impacto do aquecimento global no Brasil poderia:

- Nos próximos anos, as regiões Sul e Sudeste vão sofrer com chuvas e inundações cada vez mais frequentes.

- A floresta Amazônica pode perder 30% da vegetação, por causa de um aumento na temperatura de 3°C a 5,3°C até 2100.

- No Nordeste, até o fim do século, a variação deve ficar entre 2°C e 4°C.

- O nível do mar deve subir 0,5 m nas próximas décadas e 42 milhões de pessoas podem ser afetadas.

- O aumento da temperatura no Centro-Sul do país deve ser de 2°C a 3°C, aumentando a força das tempestades.

O Brasil precisa de um plano nacional de mudanças climáticas englobando vulnerabilidade, impactos e adaptação. A concentração de gás carbônico na atmosfera cresceu principalmente pelo uso de combustíveis fósseis (carvão, petróleo, gás natural, etc.) em termelétricas, indústrias e automóveis e também pela devastação e queima de florestas. O gás carbônico emitido hoje permanece na atmosfera por um tempo relativamente longo, cerca de 100 anos.

Com o advento da descoberta dos campos de petróleo do Pré Sal, discutido anteriormente, o país se preocupou ainda mais com o tema. Isso ocorreu porque a emissão de CO₂ atribuída à exploração da camada Pré-Sal não está restrita àquela resultante da queima da nova grande quantidade de petróleo produzido, mas também ao grande volume de CO₂ presente no gás associado ao óleo.

1.3 – Captura e Armazenamento de CO₂ (CCS)

Muitas pesquisas são realizadas no desenvolvimento de energia renovável e limpa, mas o caminho para a sua utilização com eficiência ótima e o domínio de seu uso vai demorar

muito tempo. Desta forma uma solução para impedir que o dióxido de carbono seja emitido denominada Carbon Capture Storage (CCS), é uma tecnologia disponível atualmente e que pode resolver de forma rentável até um quarto do problema relacionado a gases do efeito estufa, conforme elucida Wright(2009).

Segundo Vandeginste *et al.* (2008), a CCS é considerada como uma opção viável para mitigar emissões de gases de efeito estufa durante a fase de transição para o uso de energia limpa e renovável .Essa tecnologia promete ser a mais rentável para a redução em larga escala das emissões de CO₂ . A captura e armazenamento de dióxido de carbono (CCS) envolve a captura de CO₂ em uma grande instalação industrial, como uma usina de energia, e o seu transporte para um local de armazenagem geológica (ou outro), onde o CO₂ é seqüestrado (McCoy, 2007). No caso do Pré Sal, não há uma usina ou instalação industrial, mas há uma fonte contínua na exploração do mesmo.

Os processos de captura nesse contexto estão intimamente ligados ao processamento do gás natural, onde as indústrias do petróleo podem usar sua experiência nesse sentido para implantação dos projetos. A Petrobras tem a intenção de não emitir na atmosfera o CO₂ produzido com a o gás associado. Portanto, durante a exploração do petróleo do Pré-Sál, de acordo com Formigli *et al.* (2010), o CO₂ será capturado na planta de processamento de gás e armazenado geologicamente. A captura é planejada para ser realizada com a tecnologia de membranas, que é apropriada para alto teor de CO₂. A corrente resultante de CO₂ conterà cerca de 10-20% de metano e também conterà H₂S residual que vem do sistema de leito fixo de remoção de H₂S. O valor residual de CO₂ no gás de exportação é de cerca de 5% na planta piloto de Tupi.

No Piloto de Tupi, o gás será exportado para a plataforma fixa de Mexilhão (localizada em águas rasas, a 220 km do FPSO de Tupi). No campo de Mexilhão, o gás de Tupi será misturado com o gás de outros campos e a corrente resultante, a ser exportada para a Estação de Tratamento de Gás de Caraguatatuba, irá conterà cerca de 2% de CO₂. Para as unidades de produção restantes, estudos em andamento avaliam a redução da quantidade de CO₂ no gás de exportação para 2-3% (Formigli *et al.*, 2010).

Segundo Almeida *et al.*(2010) as principais formas de armazenamento que estão sendo estudados para esse CO₂ proveniente da exploração do Pré Sal são:

- Injeção no próprio reservatório produtor, potencial aumento da recuperação do óleo em caso de miscibilidade do gás injetado, como a quantidade de CO₂ é limitada, o mesmo deve ser misturado ao gás natural;

- Injeção em reservatórios depletados, objetivando apenas o descarte; CO₂ ocupa espaço poroso da água.
- Injeção em aquíferos, necessária presença de selo para armazenamento do gás.
- Injeção em cavernas a serem construídas no sal.

Sendo a primeira opção, conhecida como EOR (Enhanced Oil REcovery) e atualmente usada para reativação de poços com quedas de produção, a alternativa preferida e que deve ser escolhida para implantação. Segundo Formigli *et al.*, (2009), pelo menos para o óleo de Tupi, esta solução irá resultar em um deslocamento miscível, o que levará também a um maior fator de recuperação. Porém, também está sendo estudada a captura do CO₂ a partir de diversas áreas nos blocos da Bacia de Santos do Pré Sal para injetar em uma ou duas áreas selecionadas. No decorrer do trabalho, será abordado mais detalhadamente algumas técnicas e exemplos de tecnologia para CCS.

1.4 – Objetivos do trabalho

O foco deste trabalho será no processamento dado ao gás natural associado de águas ultra-profundas, e ainda no destino dado ao CO₂ contido nele. Capturar, condicionar, transportar e armazenar com segurança o gás carbônico (CO₂), encontrado junto com petróleo nos campos do Pré Sal é um dos grandes desafios da indústria do petróleo no Brasil.

Conforme citado anteriormente, diversas alternativas para armazenamento geológico do CO₂ estão sendo avaliadas, entre elas, o uso do CO₂ como método de recuperação avançada de petróleo (EOR - enhanced oil recovery) isto é, a reinjeção do CO₂ no reservatório produtor. Isto com o objetivo de aumentar seu fator de recuperação ao elevar a pressão dentro do mesmo, aumentando o volume recuperável de óleo e gás, já que, com seu esvaziamento, a extração do que resta em seu interior fica cada vez mais difícil. Esta vem se mostrando como a opção escolhida para a produção do petróleo da camada Pré Sal no Brasil e por isso será objeto de estudo no presente trabalho.

No Capítulo 1 foi apresentado o contexto de realização do trabalho, sua motivação em relação a exploração de águas ultra-profundas e fim a ser dado no CO₂ contido nessas formações. O Capítulo 2 se preocupa em revisar as técnicas mais adequadas para o processamento do gás natural *offshore*, e obtenção da corrente rica em CO₂ a ser armazenada geologicamente. O Capítulo 3 discute o conceito de armazenamento geológico de CO₂ (CCS) e a técnica de recuperação avançada de petróleo (EOR) que pode vir a ser realizada com o CO₂. O

Capítulo 4 trata do condicionamento e transporte do CO₂ para realizar a injeção. Já no Capítulo 5, é simulado um sistema para geração de energia *offshore*, a fim de avaliar o custo da energia elétrica em um sistema desse tipo, e que vai servir de base para a análise econômica posterior. O capítulo 6 trata da construção da planta de processamento de gás natural com injeção de CO₂ a ser simulada, dando espaço para os resultados no Capítulo 7. Em seguida, no Capítulo 8, é feita a análise econômica da planta através da comparação do emprego de duas tecnologias (válvula Joule-Thomson e Turboexpansor) na mesma e também é obtido o valor do kWh. Por fim, o Capítulo 9 encerra o trabalho, apresentando as conclusões obtidas e sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 2 - Tecnologias de processamento de gás para unidades de produção *offshore*

De acordo com os estudos de reservatório e de viabilidade técnico-econômica, um sistema de produção *offshore* poderá ter uma planta de processamento bem simples ou mais complexa. As plantas simplificadas efetuam apenas a separação gás/óleo/água, enquanto as mais completas incluem tratamento e estabilização do óleo, condicionamento e compressão do gás, tratamento da água oleosa, além do tratamento de água para injeção no reservatório e descarte (Mokhatab *et al.*, 2006).

Do ponto de vista de projeto e operação, uma instalação de tratamento de gás *offshore* requer um enfoque diferente do que uma instalação em terra. As operações diárias de rotina na terra podem apresentar sérios problemas no mar. Operacionalmente, o foco quando se trabalha em alto-mar precisa ser em segurança, simplicidade e confiabilidade. Outras considerações são os requisitos ambientais, mitigação de corrosão, e flexibilidade operacional. Os derramamentos são difíceis de limpar e dispor adequadamente e também há preocupações de segurança caso o solvente seja difícil de ser contido e tóxico. Além disso, também há pessoal limitado, o que torna o acompanhamento e controle de um processo complexo, difícil (Mokhatab *et al.*, 2006).

Em termos de construção e de custo, uma instalação *offshore* deve ter uma contagem de equipamentos mínimos. Isso normalmente resulta em um menor consumo de plataforma e menos peso para o revestimento de suporte o que na maioria dos casos resulta em um menor custo de instalação (Mokhatab *et al.*, 2006).

A composição do gás natural pode variar muito, dependendo de fatores relativos ao reservatório, processo de produção, condicionamento, processamento e transporte. De uma maneira geral, o gás natural apresenta teor de metano superiores a 70% de sua composição, densidade menor que 1, ou seja, mais leve que o ar, e poder calorífico superior entre 8.000 e 10.000 kcal/m³, dependendo dos teores de pesados (etano e propano principalmente) e inertes (nitrogênio e gás carbônico). No Brasil a especificação do gás natural para comercialização e transporte está estabelecida pela Resolução Nº 16 de 17 de junho de 2008 da Agência Nacional do Petróleo (ANP).

Nas regiões Centro-Oeste, Sudeste e Sul do Brasil, o gás natural comercializado deve estar de acordo com as seguintes especificações:

- Poder Calorífico Superior → 35.000 a 43.000 kJ/m³

- Índice de Wobbe → 46.500 a 53.500 kJ/m³
- Número de metano, mínimo → 65
- Metano, mínimo → 85,0 % mol.
- Etano, máximo → 12,0 % mol.
- Propano, máximo → 6,0 % mol.
- C₄₊, máximo → 3,0 % mol.
- Oxigênio, máximo → 0,5 % mol.
- Inertes (N₂ + CO₂), máximo → 6,0 % mol.
- CO₂, máximo → 3,0 % mol.
- Enxofre Total, máximo → 70 mg/m³
- H₂S, máximo → 10 mg/m³
- Ponto de orvalho de água, máximo → -45 °C / 1 atm
- Ponto de orvalho de hidrocarbonetos, máximo → 0 °C / 1 atm

2.1 Separação Primária

O primeiro passo no processamento do gás é a sua separação do óleo, água e resíduos sólidos. Para isso utilizam-se os separadores gravitacionais, que são vasos pressurizados em que a separação ocorre devido à força gravitacional. Eles podem ser classificados pela geometria (horizontal ou vertical), pela pressão de atuação e pela sua função (separação de duas ou três fases) (Mokhatab *et al.*, 2006).

Os separadores horizontais, geralmente, são utilizados quando está sendo tratado um elevado volume de gás e/ou líquido, uma taxa gás/óleo (GOR) média ou elevada, petróleo com tendência a formação de espuma e necessário a separação trifásica (água, óleo e gás). Esses separadores possuem como vantagem um menor diâmetro do que os separadores verticais, quando comparado com a mesma carga gasosa, além de não ocorrer contra fluxo. A grande superfície líquida para a dispersão de espuma reduz a turbulência e é menos suscetível à oscilação de carga. Em contrapartida, possui como desvantagem a disponibilidade de apenas parte do casco para a passagem de gás, ocupa grandes espaços e possui dificuldade de limpeza de areia, lama, cera, parafinas, etc. Já os separadores verticais são utilizados para pequenas cargas de gás e/ou líquido, taxas GOR muito elevadas, ou pequena quantidade de gás, espaços disponíveis limitados e controle de nível simplificado desejado (Mokhatab *et al.*, 2006).

De forma geral, os separadores possuem uma seção primária de separação gás/líquido com um defletor de entrada que reduz a velocidade da corrente, beneficiando a

separação do líquido e do gás. Uma seção de reduzido tempo de residência, para a atuação da separação devido às forças gravitacionais. E enfim, uma seção de aglutinação, localizada na saída de gás, onde partículas líquidas arrastada pelo gás são separadas por um dispositivo com elevada superfície de contato (Mokhatab *et al.*, 2006).

No caso de processamento *offshore* o caso mais encontrado são os separadores trifásicos horizontais, no qual a corrente proveniente do poço é separada em uma corrente aquosa, uma corrente de óleo e uma de gás. Nesse separador, o fluido de entrada vai de encontro aos defletores iniciando a separação gás/líquido. Na maioria dos casos os defletores direcionam a corrente líquida para um nível inferior da interface óleo/água para ocorrer uma mistura entre o líquido de entrada e a fase aquosa e sua posterior ascensão para a fase oleosa, este processo promove a coalescência das gotículas de água dispersas na fase oleosa. A seção de acumulação de líquido, na região inferior do vaso, providencia a separação do gás remanescente no líquido, assim como a separação do óleo e da água. Um controlador capta a altura do nível da interface água/óleo e manda um sinal para a válvula de saída de água para manter a interface água/óleo na altura de projeto. O gás flui horizontalmente até um dispositivo de elevada superfície de contato localizado na saída de gás onde as partículas líquidas arrastadas pelo gás são separadas. Depois, o gás passa por uma válvula acoplada a um sistema de controle de pressão que mantém a pressão do vaso constante (Mokhatab *et al.*, 2006).

Na separação trifásica há a ocorrência de problemas típicos que podem comprometer a eficiência de separação ou até causar danos aos equipamentos, entre eles: espuma, parafinas, areia, extravasamento de líquido, arraste de gás e emulsões (Mokhatab *et al.*, 2006).

A principal causa da formação de espuma no óleo bruto são as impurezas que são de difícil remoção antes da chegada da corrente ao separador. A espuma pode causar problemas para o sistema de controle de nível, além disso, a espuma possui grande razão volume por peso, desta forma ela diminui a eficiência do separador por ocupar as seções de separação e pode ser arrastada pela corrente de gás ou de óleo desgaseificado. A quantidade formada de espuma é função da queda de pressão do líquido de entrada e das características do líquido nas condições do separador. Em alguns casos, também tem grande influência da temperatura. A espuma pode ser reduzida com a utilização de dispositivos adequados, utilizando produtos químicos anti-espuma e introduzindo calor ao sistema (Mokhatab *et al.*, 2006).

A formação de parafinas no interior do vaso pode afetar a operação de separação, depositando-se nas placas coalescedoras e extratores de névoa, para inibir a formação das parafinas deve-se operar acima do ponto de névoa do óleo bruto.

A presença de areia nos separadores pode danificar válvulas, conectores dos elementos internos e acumulação no fundo do vaso, levando a problemas no controle de nível. Normalmente a separação da areia é feita no próprio separador trifásico, mas em alguns casos pode ser necessária a separação à montante do vaso separador. Para isso podem ser utilizados filtros ou ciclones (Mokhatab *et al.*, 2006).

O arraste de líquidos na fase gasosa pode ocorrer quando se tem um alto nível de líquido no vaso separador, danos na sua estrutura interior, presença de espuma, dimensionamento inadequado do mesmo ou uma carga superior a de projeto. O arraste de gás pelo líquido é ocasionado por um baixo nível de líquido no vaso separador, pela ocorrência de *vortex* ou falha no sistema de controle de nível (Mokhatab *et al.*, 2006).

A ocorrência de emulsões é problemática principalmente para os separadores trifásicos. A emulsão ocorre na interface óleo/água afetando o tempo de retenção e diminuindo a eficiência de separação. A adição de produtos químicos ou calor ajuda a inibir a formação de emulsões (Mokhatab *et al.*, 2006).

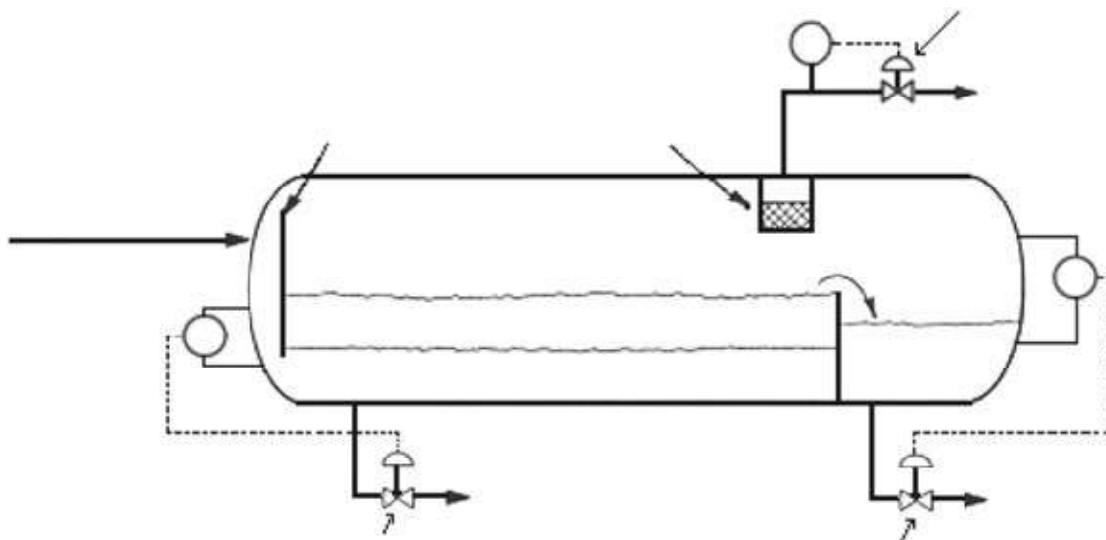


Figura 3. : Figura esquemática separador horizontal trifásico

Fonte: Mokhatab *et al.*, 2006

2.2 Desidratação

O gás natural proveniente das operações de tratamento primário contém quantidades significativas de água, na fase líquida ou na fase vapor. Para garantir a eficiência e a segurança do processamento e da transmissão em dutos é necessário reduzir e controlar o teor de água (Mokhatab *et al.*, 2006).

Os principais problemas que a presença de água no processo pode causar são: formação de hidratos sobre determinadas condições que podem entupir encaixes de válvulas ou encanamentos; a água pode condensar nas tubulações, causando *slug flow* e problemas de erosão ou corrosão; vapor de água aumenta o volume e diminui o poder calorífico do gás. Além disso, existem especificações de transporte e comercialização (Mokhatab *et al.*, 2006).

Existem diferentes métodos de remoção de água do gás, sendo os principais o uso de solventes líquidos ou cristais sólidos para remoção das moléculas de água por transferência de massa de uma fase para outra e o uso de refrigeração para a condensação das moléculas de água com o posterior uso de inibidores de hidratos, além do uso das peneiras moleculares. Na indústria de petróleo *offshore* o método mais empregado é o uso de solventes líquidos (glicóis). Entretanto, as pesquisas na área da adsorção por peneiras moleculares estão reduzindo o custo de sua implementação e aumentando o interesse das empresas na sua aplicação *offshore*. Segundo Almeida *et al.*, por exemplo, na exploração do petróleo do Pré Sal está sendo indicado o uso das peneiras moleculares para a desidratação do gás (Mokhatab *et al.*, 2006).

Sistemas de desidratação por adsorção, como as peneiras moleculares, possuem certas vantagens quando comparadas com o sistema de absorção por glicóis. Pode-se atingir ponto de orvalho mais baixos e o gás tratado pode chegar a teores de água inferiores a 1ppm. Por outro lado, os sistemas de peneira molecular ainda possuem custos de equipamentos superiores ao sistema de absorção. Isso se deve ao fato de todos os equipamentos necessários serem projetados para a pressão de projeto das linhas de transmissão, enquanto que no processo de absorção apenas a absorvedora é projetada para esta pressão. Além disso, possui maiores custo operacionais, visto que necessitam de temperaturas de regeneração superiores e possuem uma queda de pressão variando entre 25kPa e 60kPa, enquanto no sistema de absorção esta queda é de no máximo 35kPa (Filho D. H. M., 2005).

2.2.1 Absorção com glicóis

A absorção com glicóis refere-se a uma técnica na qual o vapor de água presente na corrente gasosa é transferido para um solvente líquido. Existem diferentes tipos de glicóis que podem ser usados, sendo eles: Monoetileno glicol (MEG), Dietilenoglicol (DEG), Trietileno glicol (TEG) e Tetraetileno glicol (TREG) (Mokhatab *et al.*, 2006).

O MEG possui o inconveniente de tender a se transferir para a corrente gasosa. Ele é muito utilizado como inibidor de hidratos, pois pode ser recuperado do gás a temperaturas inferiores a 10°C. O DEG também tende a ser perdido para a fase gasosa, além de ser decomposto a temperaturas relativamente baixas, impedindo uma reconcentração eficiente. O TREG possui um maior custo, mas com menores perdas a altas temperaturas no contato com o gás e sua temperatura para reconcentração é 400 a 430°F (Mokhatab *et al.*, 2006).

O TEG é o solvente mais utilizado, sua temperatura de reconcentração é 340 a 400°F garantindo alta pureza sem decomposição. Temperaturas acima de 120°F na operação de contato com a corrente gasosa há tendência de perdas. O TEG possui maior aceitação na indústria de petróleo porque ele pode ser regenerado com maior facilidade a concentrações de 98 a 99% devido a sua alta temperatura de decomposição e de ebulição. O TEG tem menores perdas por vaporização do que o DEG e o MEG. Além disso, o custo de capital e operacional é menor (Mokhatab *et al.*, 2006).

Na operação de desidratação usando o TEG o gás natural úmido entra em um separador para remoção dos hidrocarbonetos líquidos presentes na corrente e segue para o absorvedor onde há o contato contracorrente com a corrente de TEG concentrada, o TEG absorve a água do gás natural e alguns compostos orgânicos voláteis. No topo a corrente de gás desidratada passa por um permutador de calor onde trocará calor com a corrente de glicol e segue para as operações futuras ou para a venda. No fundo da torre sai a corrente de TEG úmida (rica), esta corrente será pré-aquecida pela corrente de TEG “seca” para, então, seguir para a coluna de *stripping* onde fluirá de cima para baixo até o refeedor. O vapor gerado no refeedor faz o arraste da água e dos compostos orgânicos voláteis absorvidos no glicol enquanto sobe pela torre. Deste modo, a água e os compostos orgânicos voláteis deixam a torre pelo topo, enquanto o TEG pobre (sem água) sai pelo fundo seguindo para um acumulador onde será resfriado enquanto aquece a corrente de TEG úmida. Depois, a corrente de TEG pobre é bombeada para trocar calor com a corrente de gás natural que sai do absorvedor e volta para o topo da torre absorvedora (Mokhatab *et al.*, 2006).

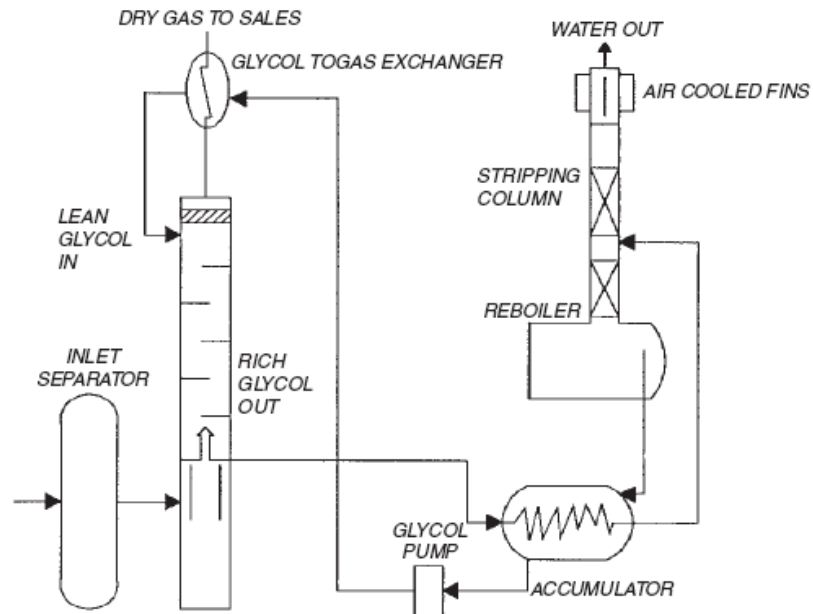


Figura 4: Diagrama simplificado para desidratação com TEG

Fonte: Manning and Thompson, 1991

2.2.2 Peneira molecular

As peneiras moleculares foram introduzidas na indústria em 1954. Desde esse ano ela tem sido usada comercialmente pela indústria de processamento para a secagem e a purificação de uma grande variedade de correntes gasosas e líquidas. Diferentes companhias têm desenvolvido processos para a recuperação de componentes presentes em plantas de processamento a concentrações maiores de 50%. A técnica de desidratação por peneira molecular tem se demonstrado como alternativas para outras técnicas como destilação, absorção e cristalização fracionada (Thomas, 1963). Os materiais das peneiras moleculares pertencem a uma classe de compostos denominadas zeólitas. São materiais de aluminossilicatos cristalinos, contendo cátions que compensam cargas negativas da estrutura. Sua grande propriedade é a capacidade de realizar desidratação sem grandes alterações nas suas estruturas cristalinas. Os cristais são entrelaçados por canais regulares de dimensões moleculares uniformes, onde a adsorção pode ocorrer seletivamente. Dependendo do tamanho dos canais e poros no espaço intra cristalino, moléculas podem ser prontamente adsorvidas, adsorvidas lentamente ou completamente excluídas (Thomas, 1963). A estrutura do cristal de zeólita é formada a partir de elementos tetraédricos de SiO_4 e AlO_4 . O tetraedro contendo alumínio é um pouco maior que o de silício. Entretanto, um íon de alumínio pode substituir um íon de silício na estrutura da zeólita. O tetraedro de alumínio possui carga

negativa e, portanto, uma carga positiva gerada por um cátion metálico deve estar associada a cada tetraedro de alumínio no cristal. Esses cátions metálicos na estrutura da zeólita são responsáveis por parte da variação dos poros e, provavelmente, pela intensidade e seletividade das forças de adsorção que são únicas das peneiras moleculares (Thomas, 1963).

As peneiras moleculares possuem poros de 3 a 10 Ångstrom de diâmetro ($1\text{Å} = 10^{-10}$), sendo esta dimensão determinada pelo metal que, para a maioria das aplicações em processamento de gás natural é o sódio ($\text{Na}[\text{AlSiO}_4]\text{H}_2\text{O}$) conhecido como tipo 4A. O número 4 representa a dimensão da abertura dos poros em Ångstrom. (Filho D. H. M., 2005)

As peneiras moleculares funcionam como adsorventes físicos, ou seja, certas moléculas ficam aderidas no cristal das peneiras moleculares por forças fracas (forças de van der Waals). Quando uma molécula é desorvida seja pelo uso de calor ou pelo seu deslocamento devido à outra molécula mais fortemente adsorvida, ela deixa a peneira molecular na mesma forma inicial (Thomas, 1963).

A adsorção das peneiras moleculares é caracterizada pela isoterma de Langmuir, na qual a quantidade de um determinado composto adsorvido aumenta rapidamente até um valor de saturação com o aumento da concentração (ou pressão) na fase volumar. O valor de saturação geralmente corresponde à completa ocupação dos espaços vazios do retículo cristalino da peneira molecular. A desorção não apresenta histerese, ou seja, a adsorção e a desorção são completamente reversíveis, tendo as curvas de isotermas coincidentes (Thomas, 1963).

A efetividade da adsorção das peneiras moleculares deve se a duas características: são capazes de separar moléculas baseado no seu tamanho e na sua configuração espacial e elas adsorvem moléculas polares ou polarizadas com uma tenacidade não encontrada em adsorventes convencionais. Se duas diferentes moléculas são pequenas o bastante para entrarem nos poros de uma peneira molecular, a molécula preferencialmente adsorvida dependerá da polaridade ou grau de insaturação. Quanto mais polar e insaturada determinada molécula maior será a eficiência da adsorção (Thomas, 1963).

A desidratação por peneiras moleculares possui a característica de fornecer uma remoção de água de grande eficiência (abaixo de 1ppm vol) e possui uma planta de menor volume e peso que outros métodos de desidratação. Porém é uma técnica considerada custosa. Além disso, a água na corrente de entrada não pode estar em altas concentrações e a temperatura de regeneração é elevada (McKee *et al.*, 1994).

O sistema de desidratação possui de 2 a 4 leitos de peneiras moleculares em paralelo, de modo que as etapas de adsorção e regeneração podem ser realizada

simultaneamente. Conforme necessário haverá leitos de peneiras ativas para a adsorção da água enquanto outro leito de peneira está sendo regenerada. A corrente gasosa advinda da separação trifásica passa por um vaso ou um filtro para retirada de possíveis líquidos ou sólidos presentes. Então, este gás segue para as peneiras moleculares ativas para sua desidratação. Quando o leito de peneira molecular está saturado, gás quente é enviado para realizar a regeneração. Para alguns tipos de peneira, pode ser necessário o resfriamento posterior à regeneração e anterior à nova etapa de adsorção, assim, será necessário o uso de um gás para tal refrigeração. Deste modo, haveria dois leitos de adsorção, um de refrigeração e um de regeneração. O gás de regeneração deve ser resfriado para passar por um vaso separador e liberar os líquidos condensados, após esta etapa este gás pode voltar para o procedimento de regeneração (Rojey *et al.*, 1997; Newpointgas, 2007; UOP). A Figura 5 apresenta o esquema de uma planta de desidratação por peneira molecular.

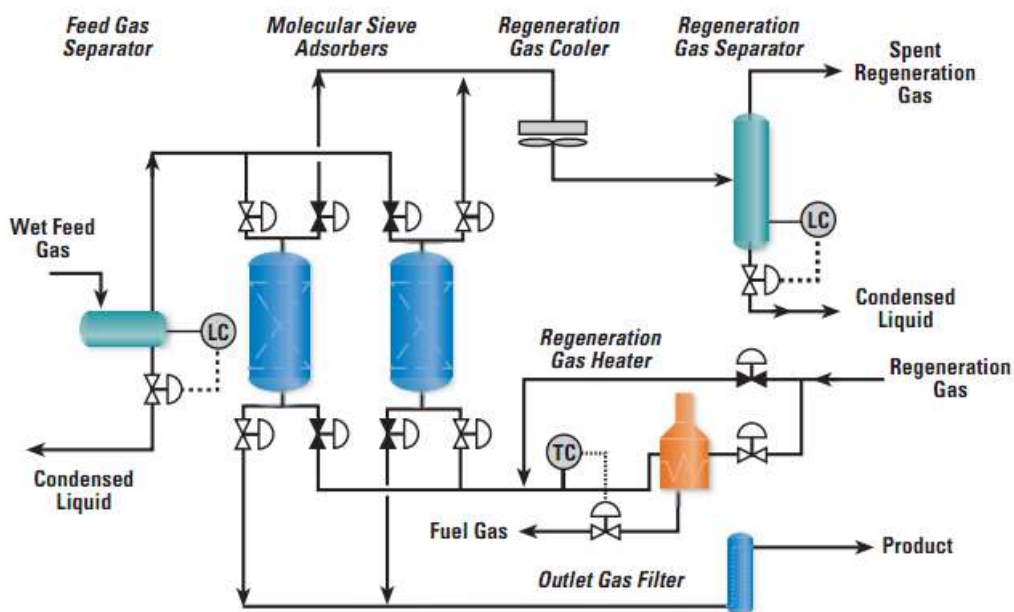


Figura 5: Esquema de uma planta de desidratação por peneira molecular

Fonte: Site UOP

2.3 Controle do ponto de orvalho – HC pesados

O gás natural necessita atender certas especificações antes de ser classificado como combustível e também para entrar em linhas de transmissão. O ponto de orvalho é uma especificação que deve ser sempre avaliada, de modo que o controle do ponto de orvalho da água e de hidrocarbonetos pesados necessita ser feitos antes do envio da corrente de gás natural para as linhas de transmissão. O controle do ponto de orvalho de hidrocarbonetos

pesados pode ser feito utilizando equipamentos como a válvula Joule-Thomson, com um turboexpansor ou ainda com sistemas de refrigeração a propano. O primeiro método é relativamente simples, mas limitado em termos de capacidade e, principalmente, desperdiça energia. Já a segunda opção inclui equipamentos rotativos de maiores custos, mas fornece uma ampla gama de capacidades, incluindo recuperação de energia fria. Aplicações usando turboexpansor têm provado ser mais rentável e mais econômico energeticamente quando comparado com outros processos (Bloch & Soares, 2001).

Uma comparação dos modelos alternativos de processo deve levar em conta o capital a ser investido, os custos de operação e manutenção, questões técnicas e de integridade de equipamentos, número de tanques e de equipamentos rotativos, disponibilidade e confiabilidade dos equipamentos, segurança pessoal e ambiental. Estudos mostram que as plantas utilizando turboexpansores contém menor número de tanques e equipamentos, além de poder apresentar menor custo operacional (Bloch & Soares, 2001).

Há ainda outros dois processos para o controle do ponto de orvalho: refrigeração simples e absorção refrigerada. O processo de refrigeração simples consiste no resfriamento da corrente gasosa de modo a condensar o propano e hidrocarbonetos mais pesados, utilizando na maioria do caso o propano como fluido refrigerante. Este processo não atinge grandes recuperações de condensados, quando comparado com outros métodos, e a corrente de gás deve estar pressurizada (mais que 4000kPa) para ocorrer a condensação desejada às temperaturas operacionais. Por outro lado, a absorção refrigerada se baseia na recuperação dos componentes pesados do gás pela transferência de massa promovida pelo contato direto do gás com um óleo de absorção. Como a pressão de vapor dos componentes no óleo é menor que no gás há a transferência de massa no sentido do gás para o óleo. Este mecanismo ocorre para todos os hidrocarbonetos, mas há uma etapa para a liberação dos hidrocarbonetos mais leves absorvido pelo óleo via redução de pressão. A recuperação obtida neste processo é 50% para etano, 90 a 95% para propano e 100% para butano e mais pesados (Filho D. H. M., 2005).

2.3.1 Válvula Joule-Thomson

O processo de controle de ponto de orvalho por válvula Joule-Thomson foi proposto em 1895 pelo engenheiro alemão Karl von Linde. Este processo é utilizado para liquefação de gases por efeito Joule-Thomson, que consiste em deixar passar o gás através de uma válvula estreita gerando-se no lado da entrada uma pressão superior à existente no lado da saída. Assim, o gás expande-se e aumenta o volume. No caso de um gás ideal, a temperatura nos dois

lados da válvula seria exatamente a mesma, uma vez que o trabalho que se tem que realizar para comprimir o gás é o mesmo que produz o gás ao sair, no entanto, existe sempre uma diferença de temperatura devido às forças de interação entre as moléculas do gás, contra as quais há que realizar um trabalho durante a expansão. Com a ajuda deste efeito, pode conseguir-se numa expansão um grande decréscimo de temperatura, ainda que limitada (Site Infopédia/Porto Editora).

O processo de expansão por Joule-Thomson (JT) é aplicado ao gás natural quando se deseja recuperar propano e hidrocarbonetos mais pesados. Esta recuperação se deve a expansão isentálpica do gás de carga. Sua aplicação típica é no condicionamento do gás natural, resfriamentos secundários em outros processos ou em substituição ao Turboexpansor (TE) quando este apresenta alguma indisponibilidade. As recuperações comumente obtidas com este processo são: 75 % propano e 100 % de butano e mais pesados (Filho D. H. M., 2005).

2.3.2 Turboexpansor

Os turboexpansores estão cada vez mais sendo utilizados nas aplicações industriais, pois tendem a aumentar o lucro nas empresas ao mesmo tempo em que diminuem os impactos ambientais, já que o mesmo recupera energia para o processo. Atualmente já podem ser consideradas máquinas confiáveis com tecnologia bem conhecida (Bloch & Soares, 2001).

Os turboexpansores são máquinas rotativas similares às turbinas a vapor. São equipamentos modernos que convertem a energia de gases pressurizados em trabalho mecânico com a expansão dos gases na turbina. No caso do objetivo ser o resfriamento dos gases, o trabalho gerado pode ser considerado um co-produto e se a redução da pressão é a necessidade primária, a recuperação de calor obtida na expansão dos gases será o co-produto. Em ambos os casos, o benefício do uso dos turboexpansores é a conservação energética (Bloch & Soares, 2001).

O aumento da consciência ambiental vem impulsionando a receptividade do mercado perante aos turboexpansores. Empresas fabricantes de máquinas industriais rapidamente perceberam esta nova demanda e investiram na fabricação dessas máquinas para diferentes aplicações fornecendo suporte para facilitar a manutenção e otimizar a operação (Bloch & Soares, 2001).

O controle de ponto de orvalho utilizando turboexpansores é mais eficiente porque gera temperaturas mais baixas, portanto é aconselhável para a recuperação de etano

juntamente com os condensáveis pesados. Podem-se atingir recuperações de 85% de etano, 99 % de propano e 100 % de butano e mais pesados (Filho D. H. M., 2005).

O turboexpansor é constituído por uma turbina de expansão, um eixo rotativo e um compressor rotativo. A entrada de gás a alta pressão aciona a turbina de expansão gerando energia (trabalho) e refrigeração (efeito da válvula JT). A energia gerada na expansão é transferida para o compressor rotativo (Filho D. H. M., 2005).

O esquema de recuperação de líquidos consiste basicamente no resfriamento do gás em diversos trocadores de calor por correntes frias da própria unidade seguido da expansão no turboexpansor. Algumas vezes é empregado a refrigeração adicional através de um fluido auxiliar, como o propano. Os líquidos são recuperados por diferentes vasos separadores dispostos entre certos trocadores de calor (Bloch & Soares, 2001).

A expansão do gás em uma turbina é um processo adiabático, porém é possível realizar trabalho, geralmente em um eixo que aciona um compressor. Se o processo fosse adiabático e reversível seria um processo isentrópico, mas, na prática, todos os processos são irreversíveis, assim considera-se o processo de turbo-expansão isentrópico e aplica-se uma eficiência variando de 60 a 85% para incluir a irreversibilidade. A eficiência da turbo-expansão além de influenciar no trabalho produzido, atuará na temperatura obtida e na produção de líquidos (Bloch & Soares, 2001).

2.4 Separação de CO₂

O gás proveniente da estação de separação primária segue para tratamentos posteriores para remoção dos contaminantes, entre eles os gases ácidos, como o ácido sulfídrico e o gás carbônico. O ácido sulfídrico é um gás tóxico e o gás carbônico prejudica o poder calorífico do gás obtido e ambos são corrosivos. O gás natural para a venda no Brasil não deve conter mais que 10mg/m³ de ácido sulfídrico e um poder calorífico superior a 35000 KJ/m³ (especificação para a região Sudeste, de acordo com a Resolução nº 16 da ANP, 2008). Contudo, as especificações dependem da utilização, do país onde o gás será utilizado e do contrato proposto. Devido às grandes diferenças de composição, os processos de remoção dos gases ácidos variam bastante para cada caso e são escolhidos baseados na composição do gás natural a ser tratado e seu destino final (Mokhatab *et al.*, 2006).

A escolha do processo adequado a ser utilizado envolve muitas variáveis. Nesta decisão deve ser analisado o tipo e quantidade de contaminantes no gás, a taxa de remoção

desejada, a seletividade de remoção do gás ácido requerido, a temperatura, pressão, volume e a relação ácido sulfídrico/gás carbônico do gás (Mokhatab *et al.*, 2006).

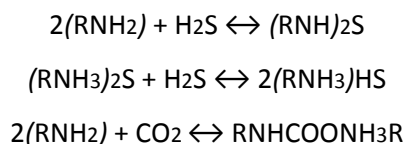
Existem dois processos usuais de remoção: a adsorção e a absorção. A adsorção é um fenômeno físico-químico no qual o gás é concentrado na superfície de um sólido ou um líquido para a remoção das impurezas. A quantidade de material adsorvido é proporcional a área superficial do adsorvente, assim eles estão, normalmente, na forma granular com elevada área superficial por peso. O gás capturado pode ser dessorvido com o uso de ar quente ou vapor de água. Existem limitações para o uso do processo de remoção via adsorção, sendo a principal a necessidade de minimizar partículas em suspensão e a condensação de líquidos que podem depositar sobre a superfície do adsorvente diminuindo sua efetividade (Mokhatab *et al.*, 2006).

Por outro lado, a absorção diferencia-se da adsorção por não ser um fenômeno físico-químico de superfície, mas sim um fenômeno no qual o gás de interesse é transferido de uma fase para outra. O processo depende da solubilidade do gás no meio adsorvente e pode incluir reações químicas. A absorção feita por líquido pode ser classificada como absorção física ou química. Os processos de absorção químicos são feitos, normalmente, utilizando soluções alcalinas como aminas ou carbonatos. A regeneração pode ser feita pela redução da pressão ou aumento da temperatura. Quando utilizado aminas o processo libera certa quantidade de calor sendo necessário compensar esse calor gerado. As aminas mais comumente usadas são: monoetanolamina, dietanolamina, trietanolamina, metildietanolamina e diisopropanolamina (Mokhatab *et al.*, 2006).

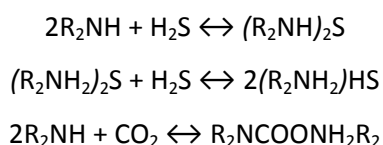
2.4.1 Tratamento com aminas

O tratamento dos gases ácidos pela utilização de aminas depende da composição e das condições de operação do gás de alimentação, de modo que diferentes aminas podem ser as ideais para o processo de separação para atender às especificações. A escolha apropriada da amina a ser usada terá reflexos diretos na performance e no custo de uma unidade de remoção de gases ácidos. Entretanto, inúmeros fatores devem ser considerados nesta escolha, como por exemplo, o conhecimento das características químicas e operacionais de cada amina estudada. Monoetanolamina (MEA) e dietanolamina (DEA) são as mais aplicadas nos tratamentos, sendo que a dietanolamina em muitos casos é aplicada mesmo não sendo a mais eficiente, pois sua tecnologia de operação é amplamente conhecida (Mokhatab *et al.*, 2006).

A MEA é um composto estável na ausência de outras substâncias e não sofre degradação ou decomposição em temperaturas acima de seu ponto de ebulição normal. Ela reage com H₂S e CO₂ da seguinte forma (Mokhatab *et al.*, 2006):



Essas reações são reversíveis com a alteração da temperatura. A MEA também reage com o COS e o CS₂, entretanto formando compostos estáveis e não podem ser regeneradas. A DEA é uma base mais fraca que a MEA, assim sistemas com DEA tem menos problemas de corrosão do que a MEA. Além disso, a DEA reage com o COS e CS₂ reversivelmente (Mokhatab *et al.*, 2006):



Algumas aminas possuem grande seletividade para o sulfeto de hidrogênio. Esse é o caso da metildietanolamina (MDEA), cujo processo foi desenvolvido na década de 70, e é utilizado para os casos em que não é necessária a remoção completa de CO₂. A MDEA é seletiva para H₂S, pois não reage diretamente com o CO₂. O processo de remoção utilizando MDEA tem menor gasto energético com a regeneração da solução de amina (Mokhatab *et al.*, 2006).

Os processos de remoção de gases ácidos utilizando aminas possuem configurações semelhantes, variando apenas a solução de amina utilizada. O gás a ser tratado entra em um vaso separador para remoção de líquidos, então a corrente gasosa segue para o fundo da torre absorvedora e flui ascendentemente e em contracorrente em contato com a solução aquosa de amina, quando a amina absorve os gases ácidos. O gás tratado sai no topo da torre e segue para um vaso separador, então é levado para uma unidade de desidratação para seu posterior uso. A solução aquosa de amina sai pelo fundo da torre e segue para um tanque flash para remoção de possíveis hidrocarbonetos condensados ou dissolvidos. Em seguida, há um pré-aquecimento da solução de amina antes de entrar para a torre de regeneração. O pré-aquecimento pode ser feito com uma corrente de amina mais quente, de modo a diminuir a

necessidade energética da planta. Na torre de *stripping*, existe um reciclo de fundo com um refeedor parcial que gera vapor para permitir a remoção dos gases ácidos da solução. A corrente rica em gases ácidos sai pelo topo da torre para um condensador, onde há a separação dos gases que será enviado para um *flare* ou para outros processamentos. O líquido gerado é reciclado para a torre (Mokhatab *et al.*, 2006).

A corrente de amina regenerada sai pelo fundo da torre e segue para um trocador de calor para ser resfriada e esquentar a corrente de amina que chega à torre de *stripping*. Há também um *cooler* para resfriar a solução de amina antes de sua entrada na torre de absorção. É necessário resfriar a corrente de amina para evitar perdas devido à vaporização e não perder capacidade de remoção de gases ácidos (Mokhatab *et al.*, 2006). A Figura 6 mostra um esquema de uma planta de absorção de CO₂ com aminas.

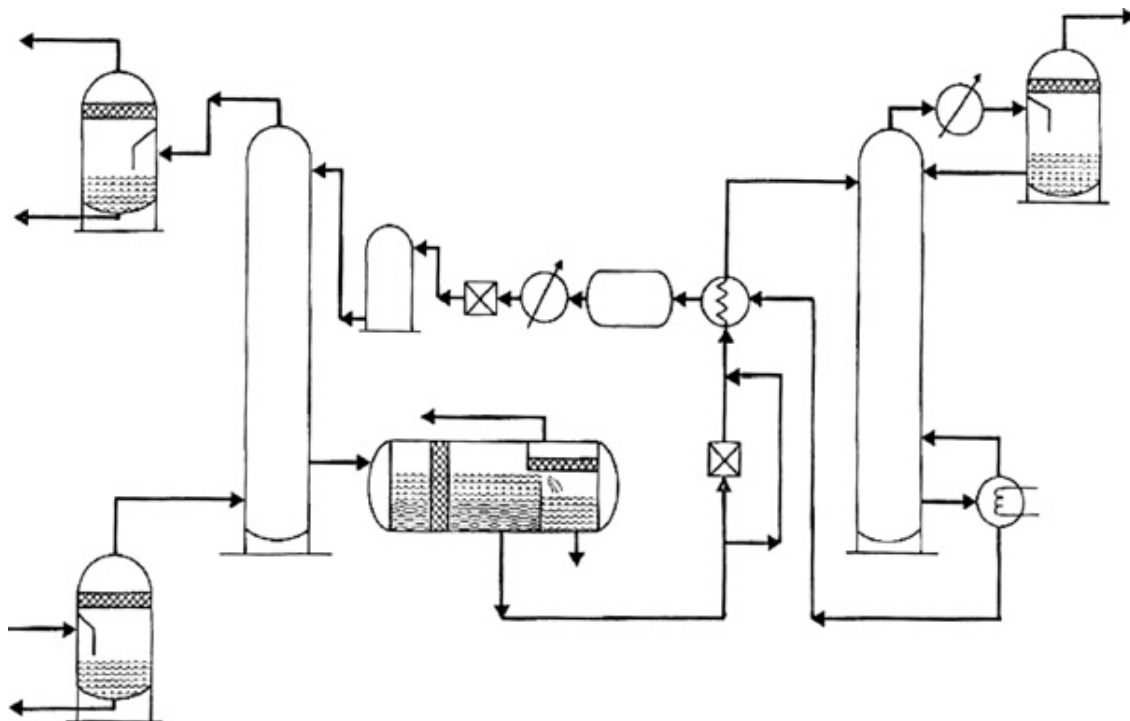


Figura 6: Ilustração esquemática de uma planta de absorção de CO₂ com aminas

Fonte: Mokhatab *et al.*, 2006

2.4.2 Tratamento com membranas

As membranas são barreiras semipermeáveis capazes de separar seletivamente certos componentes de outros. Dentre os diferentes tipos de membranas e suas aplicações podem ser destacados: membranas de cerâmica para purificação de gás na indústria de semicondutores; membranas metálicas baseadas em paládio para extração de hidrogênio; membranas de silicone para recuperação de vapores orgânicos do ar; membranas de álcool

polivinílico para desidratação de etanol, além das membranas para remoção de CO₂ de correntes de gás natural (Echt *et al.*, 2002).

As membranas usadas na remoção de CO₂ são baseadas em polímeros, como o acetato de celulose, poliimidaz, poliamidas, polisulfona, policarbonatos, e polieterimida. Sendo a de maior uso a membrana de acetato de celulose (Echt *et al.*, 2002).

A operação utilizando membranas não funciona como operações de filtração, onde moléculas pequenas são separadas de moléculas maiores devido ao tamanho do poro do filtro. As membranas operam sobre o princípio de solução e difusão através de uma membrana não porosa. O CO₂, inicialmente, dissolve na membrana e, então, difunde através da mesma. Assim, as membranas não separam baseadas no tamanho das moléculas, mas sim, nas características de solubilidade e difusividade na membrana (Echt *et al.*, 2002).

O tratamento de gases ácidos com o uso de membranas é uma tecnologia nova que compete com o tratamento por absorção em solução de amina, principalmente para altos teores de CO₂. As unidades de tratamento de absorção com aminas possuem tecnologia industrial bem desenvolvida. Entretanto, as torres de absorção pressurizadas possuem alto custo de operação, ocupam grandes espaços e necessitam de manutenção constante. Além de exigirem complexos sistemas de controle e procedimentos operacionais para os sistemas de aquecimento e resfriamento. Existem também, problemas de corrosão, visto que a degradação das aminas forma misturas corrosivas e, por isso, o controle deve ser cuidadoso (Baker & Lokhandwala, 2008).

Nesse contexto, as membranas passaram a ser estudadas para a remoção de gases ácidos do gás natural. As membranas de fibra oca demonstraram vantagens, como a alta área superficial por unidade de volume; controles de vazão independentes de gás e líquido sem problemas de vazamento, transbordamento, formação de espuma; área de interface gás-líquido conhecida; modularidade; baixos problemas de corrosão; baixo custo operacional. Esse tipo de membrana é bem aceito para a produção de nitrogênio do ar. No caso da remoção dos contaminantes do gás natural, que possuem inúmeros componentes (água, CO₂ e hidrocarbonetos) existe o problema de deposição de certos contaminantes sobre a superfície da membrana, danificando-a e reduzindo sua eficiência. Além disso, o processo ocorre sobre pressões relativamente altas. Assim, a utilização das membranas de folhas planas formadas como módulos enrolados em espiral pode compensar seu custo elevado, quando comparado com as membranas de fibras ocas (El-Naas *et al.*, 2009).

A remoção de contaminantes por membranas possui grande potencial para aplicações em larga escala no setor petroquímico, principalmente na recuperação e remoção

do gás carbônico. A distinção e escolha do melhor tipo de membrana para determinado processo ainda não é totalmente definida e ambas as membranas (fibra oca e folhas planas) são produzidas. (El-Naas *et al.*, 2009).

Esforços quanto à produção de membranas compósitas estão sendo estudadas, onde uma base anisotrópica (providencial a resistência mecânica) é usada como suporte altamente poroso e uma fina camada de material de permeação seletiva, é usada para realizar a separação. Devido a esta separação de funções nas membranas compósitas, cada função pode ser otimizada separadamente e os melhores polímeros para cada função combinados de modo a minimizar o custo (Baker & Lokhandwala, 2008).

As plantas de separação utilizando membrana são mais eficazes no tratamento de correntes de gás mais concentradas em CO₂ do que as correntes menos concentradas. Por isso sua utilização para o gás oriundo do Pré Sal vem sendo estudada. Para o processamento de pequenas cargas de gás as membranas também se mostram mais eficazes do que o sistema usando amina devido a sua menor complexidade operacional (Baker & Lokhandwala, 2008).

Existe ainda a possibilidade de utilizar a combinação do processo de membrana com o processo de amina, este processo híbrido se mostra eficaz para tratamento de altas cargas de corrente de gás com concentrações de CO₂ média a alta. As plantas híbridas estão sendo utilizadas em projetos de reforço na recuperação de petróleo, na qual o gás carbônico é reinjetado nos poços para diminuir a viscosidade do óleo (Soltanieh M. & Saeadi A. H. S., 2005).

Capítulo 3 – Recuperação Avançada de Petróleo (EOR) utilizando CO₂

Neste trabalho será considerada a Recuperação Avançada de Petróleo utilizando CO₂, como forma de mitigar sua emissão. Para isso, inicialmente o capítulo abordará o conceito de captura e armazenamento de CO₂ (CCS). Como os principais processos de captura do CO₂, em plataformas de exploração de petróleo e gás, já foram demonstrados durante o capítulo anterior, o presente capítulo se preocupará em demonstrar os conceitos e exemplos da técnica, focando no armazenamento geológico do CO₂. Posteriormente, será apresentado o conceito de recuperação avançada de petróleo (EOR) e finalizando serão mostrados alguns casos de sucesso que empregaram a injeção de CO₂, tanto para fins de CCS quanto EOR, ainda que em terra, visto que as informações *offshore* são escassas. Também serão abordadas considerações importantes para implantação de um projeto desse tipo e a técnica WAG, na qual se alterna injeções com água e gás para realização da recuperação.

3.1 Captura e armazenamento de CO₂ (*Carbon Capture and Storage-CCS*)

O armazenamento de carbono compreende a captura, transporte e armazenamento geológico do CO₂. É um conceito bastante recente e suas tecnologias são, em geral, bem conhecidas na indústria do petróleo. No entanto, o CCS está se tornando estratégico devido à sua contribuição para obtenção de processos mais sustentáveis e para a mitigação das alterações climáticas (Quintella *et al.*, 2010).

A grande vantagem é que a captura e armazenamento de CO₂ no subsolo oferece uma solução a curto prazo para reduzir as emissões de CO₂ na atmosfera durante a transição para outros tipos de energia limpa (e.g. IEA, 2004; IPCC, 2005). Estudos indicam que, se submetido a regimes de políticas adequadas, o CCS poderia atuar como uma potencial “tecnologia ponte” que permitisse alcançar significativas reduções de emissões de CO₂, viabilizando o uso de combustíveis fósseis até as fontes de energia alternativa sejam mais amplamente utilizadas. Além disso, como parte de um portfólio de tecnologias de redução de emissões, o CCS poderia reduzir substancialmente o custo para atingir os objetivos de estabilização (Herzog *et al.*, 2005).

Como é necessário armazenar milhões de toneladas de CO₂, não é viável construir reservatórios, por isso deve-se usar as instalações de armazenamento natural, sendo por isso essa prática também chamada de armazenamento geológico de carbono (CCGS). O CCS pode ser aplicado a qualquer fonte fixa de CO₂, e provavelmente terá melhor custo-benefício quando aplicada a grandes fontes perto de grandes dissipadores. O CO₂ deverá ser capturado em processos de larga escala, comprimido a altas pressões, transportado para um local de armazenamento e injetado em uma formação geológica adequada, onde é seqüestrado e mantido longe da atmosfera. Essas instalações podem ser formações salinas profundas, reservatórios de petróleo e gás esgotados ou jazidas de carvão. Pode-se verificar que esta é uma prática promissora para a indústria do petróleo porque muito da tecnologia desenvolvida pela mesma, associada ao processamento de gás natural e CO₂, apóia a aplicação correta da CCS, além da disponibilidade de instalações para armazenamento.

De acordo com um importante relatório do Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas (IPCC, 2005), até 55 % de mitigação de gases estufa pode ser alcançado até 2100 através da captura e armazenamento de carbono. O IPCC também expressou confiança de que o CO₂ pode ser armazenado com segurança por períodos de tempo muito longo e cita vários estudos, como prova de que o potencial de vazamento diminui quanto mais tempo o CO₂ permanece no subsolo.(R.E. Sweetman *et al.*, 2009).

Outro fator que deve ser levado em conta é que a CCS tem impactos significativos no custo da produção de eletricidade, no caso de usinas termoelétricas e do custo em outras aplicações potenciais. Assim, métodos são necessários para estimar os custos do CCS para avaliar ações e políticas relacionadas à implantação de um projeto desse tipo. Na última década, a compreensão das tecnologias de CCS tem aumentado consideravelmente, como refletido pelo IPCC no Relatório Especial sobre Captura e Armazenamento de Dióxido de Carbono (Metz *et al.*, 2005).

No entanto, ainda existem lacunas significativas no conhecimento do custo de processos integrados de captação, transporte e armazenamento. Por exemplo, muitos estudos em processos de captura de carbono têm sido realizados (Thambimuthu *et al.*, 2005) e os modelos de engenharia econômica ligando custo do processo a parâmetros chave de engenharia foram desenvolvidos (Rao e Rubin, 2002), mas a maioria ainda não foram ligados ao modelos de transporte e de armazenamento para determinar o custo de um processo integrado de CCS. A maioria dos estudos exclui custos de transporte e de armazenagem ou assumem um custo constante por tonelada de CO₂ em adição aos custos de captura do mesmo (Metz *et al.*, 2005).

A Figura 7, extraída do IPCC - Painel Intergovernamental de Mudanças Climáticas (IPCC 2005 Relatório Especial) ilustra as opções de armazenamento geológico de CO₂. O único ausente é o armazenamento em cavernas de sal, uma tecnologia que está sendo considerada mais recentemente.

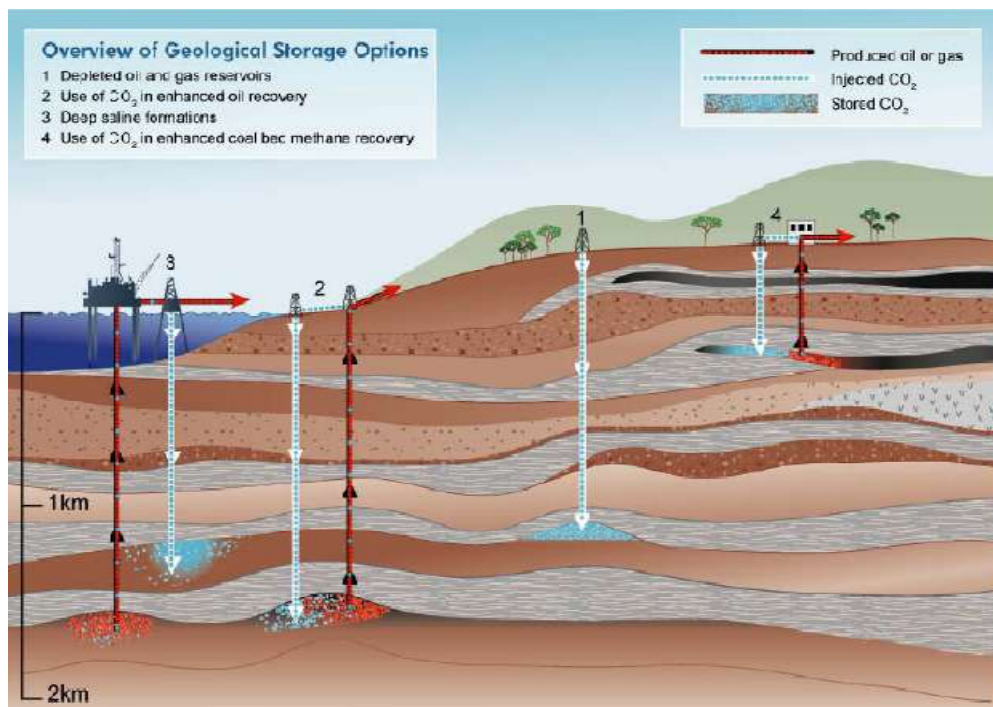


Figura 7: opções de armazenamento geológico
Fonte: IPCC 2005 Relatório Especial

Na atualidade, devido a questão financeira, a literatura sugere que os processos mais convenientes de CCS sejam os processos de recuperação avançada (EOR e ECBM) , (numero 2 e 4, conforme mostra a Figura 7) pois estes fornecem uma vantagem adicional como a de aumentar a produção de jazidas, inclusive jazidas quase esgotadas.

A recuperação avançada de metano em leito de carvão (ECBM) usa o carvão como agente sequestrante e o alto valor econômico da recuperação do produto, o gás metano, torna a economia de eliminação de CO₂ em camadas de carvão mais atraente economicamente. Outras atrações particulares desta opção é que a eliminação de CO₂ pode ser associada à recuperação de metano e que as centrais elétricas a carvão são freqüentemente localizadas perto de fontes de carvão (Zhang *et al.*, 2006).

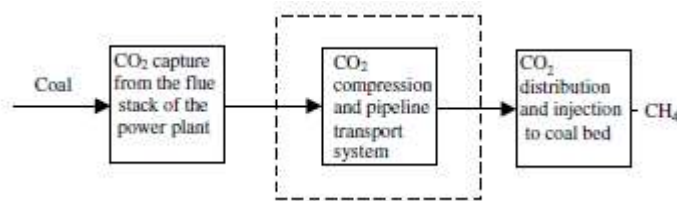


Figura 8: Etapas típicas do processo de ECBM
Fonte: Zhang et al. (2006)

A Figura 8 ilustra as etapas típicas do processo de ECBM, que é amplamente reconhecido como um dos métodos mais promissores para gerenciar as emissões de CO₂ das centrais a carvão (Gale J, 2001). O processo inclui as etapas básicas de um projeto de CCS: captura, condicionamento, transporte e injeção. No caso, é feita a captura de CO₂ em centrais elétricas, condicionamento e transporte das centrais para um campo de ECBM e injeção em um leito profundo de carvão que não é adequado para a mineração. Existem comercialmente tecnologias desenvolvidas e comprovadas, disponíveis para todas essas etapas, principalmente provenientes da indústria de petróleo e gás. Por exemplo, a captura de CO₂ pode ser feita através de processos existentes de absorção, adsorção, membranas ou criogênicos (Meisen A., 1997). Essas tecnologias são caras e geralmente consideradas economicamente inviáveis para o seqüestro de CO₂ a menos que apoiadas por um imposto de carbono. Eles são, portanto, sujeitas a extensa pesquisa e desenvolvimento para melhorar a eficiência e reduzir custos. O recente desenvolvimento de membranas de gás de alta permeabilidade (Costa, 2000) que são capazes de seletivamente peneirar CO₂ e N₂ ilustra esta situação, oferecendo a promessa de reduzir significativamente o custo de separação em relação ao atual processo referência de lavagem molhada (*wet scrubbing*). Novos processos também estão em investigação, por exemplo, pela hidratação do CO₂ e sua separação como uma *clathrate* (Nakata K., 2002).

Além disso, a injeção de CO₂ e recuperação ECBM têm sido aplicadas com sucesso na prática (Reznik AA, 1984); (Puri R, 1990), tanto para a demonstração e também para o benefício comercial. No entanto, parece haver pouca literatura aberta sobre a otimização de processos do sistema da etapa intermediária, que é maximizar a eficiência e minimizar os custos para a compressão de CO₂ e de transporte.

3.2 Recuperação Avançada de Petróleo - EOR

Um grande desafio da engenharia de petróleo é a incorporação de maiores e crescentes reservas de petróleo e gás natural, seja através do desenvolvimento de novas

jazidas ou do aumento do fator de recuperação de campos já em produção. Em ambos os casos, os métodos de recuperação representam um papel importantíssimo para a obtenção dos resultados desejados pois eles são os responsáveis pela retirada dos fluidos do interior da rocha-reservatório de forma a possibilitar sua condução até a superfície.

Os fluidos contidos em uma rocha-reservatório dispõem de certa quantidade de energia para que possam ser produzidos. Essa energia recebe o nome de energia natural ou primária, e é resultado de todas as situações e circunstâncias geológicas pela qual a jazida passou, sendo a pressão a manifestação mais sensível dessa energia. Para que haja produção, é necessário que outro material venha preencher o espaço poroso ocupado pelos fluidos produzidos. Dessa forma, a produção ocorre devido a dois efeitos principais: a descompressão (expansão do fluido no reservatório e contração do volume poroso) e o deslocamento de um fluido por outro (invasão de água de aquíferos, por exemplo). Ao conjunto de fatores que desencadeia esses efeitos dá-se o nome de mecanismo de produção do reservatório. A recuperação primária é a produção resultante dessa energia natural do reservatório pelos mecanismos típicos de cada reservatório (Thomas,2004).

Thomas (2004) ainda explica que nos reservatórios cujo esses mecanismos são pouco eficientes e acabam retendo grande quantidade de hidrocarbonetos após a exaustão de sua energia natural, deve se buscar uma recuperação adicional. Baseando-se na idéia de que as baixas recuperações eram resultado de baixas pressões no reservatório, nas primeiras experiências buscou se injetar um fluido para deslocar o fluido residente no espaço poroso e ocupar o espaço deixado por este. Assim, um método convencional de recuperação consiste em injetar um fluido em um reservatório para manter a pressão do reservatório e deslocar o óleo em direção aos poços produtores, não havendo miscibilidade significativa entre o fluxo injetado e o petróleo, ou seja, sem mudanças nas propriedades do reservatório com um comportamento puramente mecânico do fluido. Para isso, comumente usa-se água ou gás natural, esse procedimento é também chamado de recuperação secundária.

A recuperação avançada de petróleo (muitas vezes chamada terciária), ou EOR (Enhanced Oil Recovery) é um processo que também consiste na injeção de materiais estranhos nos reservatórios com o objetivo de aumentar a vazão de petróleo extraído. Porém, ele é comumente utilizado na falha dos métodos convencionais, geralmente em reservatórios mais antigos e com quedas de produção, sendo um último esforço de produção e tendo uma dinâmica e tecnologia mais complexa envolvida. A recuperação avançada de petróleo é considerada como uma técnica que modifica características do meio, alterando as permeabilidades relativas ou viscosidades das fases e aumentando a recuperação de petróleo.

Segundo Thomas (2004), estes métodos podem ser classificados em três categorias: químicos, solventes ou térmicos. Entre os químicos, pode-se citar a injeção de polímeros, surfactantes e de produtos alcalinos. A injeção de solventes engloba os casos de hidrocarboneto miscível, e o CO₂, que dependendo das condições pode ser miscível ou imiscível, nitrogênio e gás de combustão (miscível ou imiscível). Os métodos térmicos incluem a injeção de vapor ou água quente e gases de combustão *in situ*. O deslocamento de óleo e condensado por gases, líquidos aquecidos ou agentes químicos envolve complexo processo físico-químicos.

Os métodos de recuperação avançada de petróleo provocam transformações termodinâmicas e hidrodinâmicas nos meios porosos: mudanças de fase não isotérmicas e transferência de massa. Logo, a composição do fluido injetado tem um importante papel nos resultados do processo. No caso do nosso objeto de estudo, o CO₂, Jaramillo *et al.* (2009) expõe que o mesmo injetado atua no reservatório para diminuir a viscosidade, a tensão superficial e provocar inchaço no óleo. Em outras palavras, o CO₂ em condições supercríticas atua como um solvente, facilitando a retirada do óleo existente no reservatório. Iwasaki *et al.*, (2004), menciona que o uso de CO₂ poderia recuperar entre 60 e 70 % mais óleo do que o uso de água, devido à miscibilidade deste com o CO₂, por isso a atração econômica para o processo. A Figura 9 mostra o esquema do processo EOR.

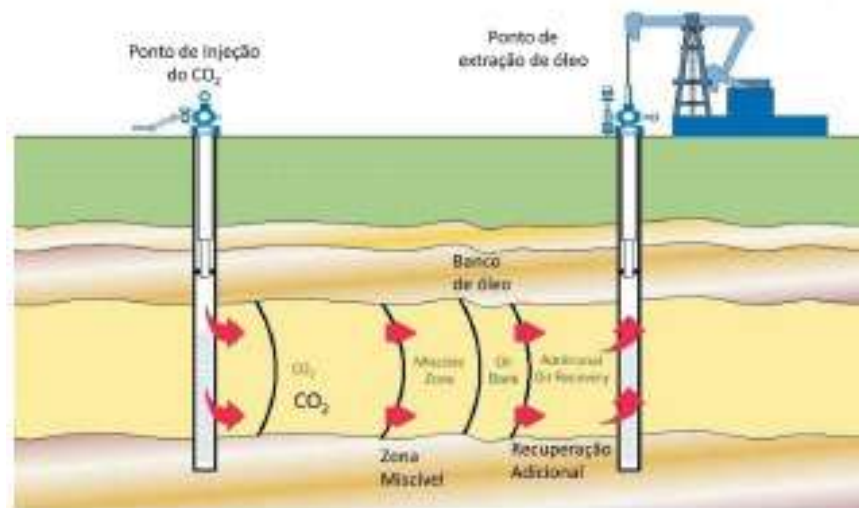


Figura 9: Processo de Recuperação avançada de petróleo
Fonte: IEA Greenhouse gas R&D programme. 2001

Uso do CO₂

Um breve histórico do uso do CO₂ através da literatura descreve que o CO₂ é usado como um fluido de deslocamento para recuperação avançada de petróleo (EOR) na bancada de laboratório desde 1916, quando este método de EOR não foi considerado viável devido aos pequenos volumes de CO₂ disponível e os custos altos de processamento. Somente na década de 50 a indústria do petróleo efetivamente considerou o potencial dos métodos miscíveis (Mathiassen 2003).

A primeira patente sobre EOR com CO₂ foi depositada por Whorton *et al.* da Atlantic Refining Company (Whorton, 1952). Somente nos anos 60 a técnica foi aplicada em projetos de campo, primeiro como piloto no Campo Ritchie (1964), seguido de um amplo projeto denominado SACROC (1972), ambos nos Estados Unidos da América (EUA) (Brnak 2006; Mathiassen 2003). Daí em diante, estimativas recentes mostram que 655 milhões de toneladas de CO₂ foram injetados em projetos de EOR nos últimos 37 anos, que é uma média de 17,7 milhões de toneladas por ano (Sweatman, 2009).

Submetido à pressão e temperaturas superiores às críticas, o CO₂ encontra-se em estado supercrítico, no qual reúne características de líquido (como a elevada densidade) e de gás (como a alta compressibilidade isotérmica). Segundo Medeiros *et al.* (2008), a região supercrítica do CO₂ estende-se desde 73,7 até quase 10000 bar, pressão a partir da qual pode haver formação de sólido. Para se ter uma dimensão das mudanças nas propriedades do CO₂, de acordo com Romeo *et al.* (2009), a densidade do CO₂ em condições supercríticas, sob alta pressão, pode ser mais de 500 vezes superior a do gás em condições de baixa pressão (1,3 kg/m³ a 150°C e 1 bar; 633 kg/m³ a 40°C e 100 bar). A Figura 10 apresenta o diagrama de fases do CO₂ puro, elaborado por Monteiro (2009), utilizando o UNISIM DESIGN, a partir da equação cúbica de Peng-Robinson utilizando os parâmetros definidos no programa.

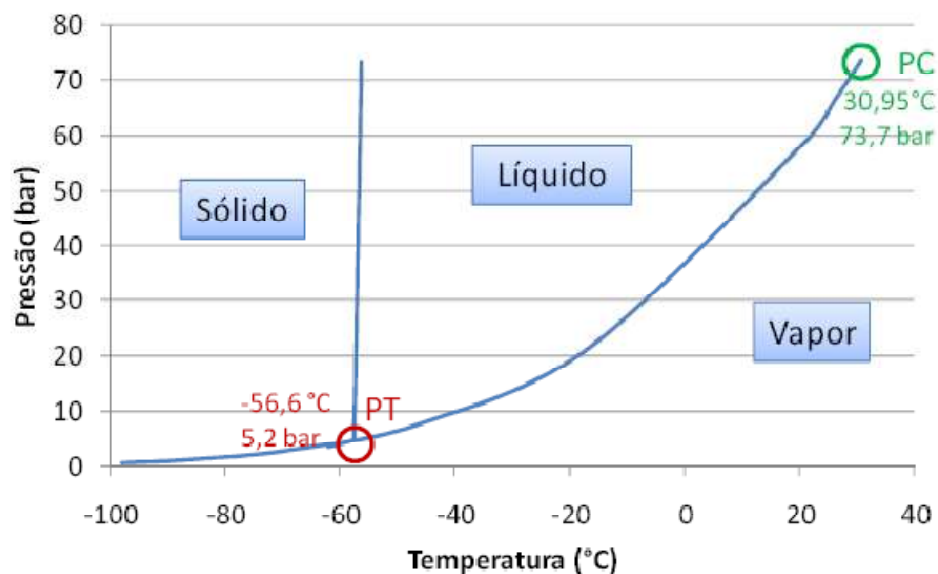


Figura 10 : Diagrama de fases do CO₂ puro

Fonte: Monteiro (2009)

Para projetar corretamente um projeto de EOR com CO₂, é necessário ter um bom conhecimento da termodinâmica e propriedades das misturas de gases de petróleo e entender os mecanismos físicos e químicos envolvidos na miscibilidade do óleo e do gás (Zhang *et al.*, 2004).

Um fator considerável é que o gás injetado não está inicialmente em equilíbrio com o óleo nas condições de reservatório, o contato entre as fases resulta em transferência de massa e, portanto, mudanças nas propriedades das duas fases. O deslocamento do óleo pelo gás torna-se altamente eficiente quando as propriedades do gás em avanço e do óleo deslocado se tornam similares, ou seja, as duas fases alcançam a miscibilidade completa e a interface líquido-vapor desaparece. O deslocamento miscível tem eficiência próxima a 100 % à medida que o desaparecimento dessa interface elimina a retenção de óleo nos poros.

Zhang *et al.* (2004) explicam que isso ocorre porque se o fluido injetado é miscível com o óleo do reservatório, a tensão interfacial na frente do deslocamento é zero, e as forças capilares que retêm o petróleo nas rochas reservatório desaparecem. Assim, a permeabilidade relativa (capacidade da rocha de transmitir fluidos através das ligações entre seus poros ou fraturas), fator importante para retirada do petróleo dos poros da rocha, torna-se irrelevante, resultando em um deslocamento eficiente e aumento da recuperação.

Esse tipo de injeção miscível de CO₂ é empregada na EOR e a pressão mínima de miscibilidade (PMM) é um parâmetro chave. A PMM é a menor pressão na qual o gás de injeção atinge a miscibilidade com o óleo do reservatório. Dessa forma, a PMM do CO₂ num

óleo se constitui em um importante parâmetro de seleção de reservatórios para projetos de injeção com CO₂. Para a recuperação ser adequada, um reservatório candidato deve ser capaz de suportar uma pressão média do reservatório maior do que a PMM do CO₂ (Rocha *et al.*, 2004). Se a pressão mínima de miscibilidade do CO₂ for muito alta, ou seja, perto da pressão de fratura do reservatório, será impossível aplicar um processo de EOR miscível. Neste caso, alguns solventes (hidrocarbonetos gasosos) podem ser adicionados ao fluxo de CO₂ trazendo o PMM do CO₂ para um nível razoável. Em geral a contaminação com N₂ e CH₄ deve aumentar substancialmente a PMM, enquanto a presença de H₂S e C₂H₆ ou C₃ e C₄ podem reduzi-la (Zhang *et al.*, 2004).

Sweatman *et al.* (2009) informa que o IPCC claramente considera EOR com CO₂ como uma forma de armazenamento de CO₂ no subsolo (CCS). Nela, ocorre o armazenamento a medida que o CO₂ desloca hidrocarbonetos de poros do reservatório e o CO₂ injetado é preso dentro dos poros do reservatório por meio de forças capilares e outros mecanismos. Outra vantagem dos projetos de EOR com CO₂ é que eles também podem ser facilmente convertidos em projetos CCS, no final da sua vida operacional. E a indústria do petróleo, com uma história de sucesso na EOR com CO₂, pode fazer contribuições substanciais para melhorar e acelerar a implantação de projetos de CCS puro. Os processos e experiências relevantes já conhecidos e importantes para o CCS incluem a separação de CO₂ (ou captura) de óleo, gás natural, transporte dutoviários, design e operação de sistemas de superfície e subsuperfície além da própria injeção do CO₂.

De acordo com Stevens & Gale (2000), existem algumas dificuldades para implementação da operação recuperação avançada de óleo com CO₂, como um meio de seqüestro, tais como: a compreensão detalhada dos processos do reservatório, como por exemplo, a avaliação dos efeitos do CO₂ no reservatório em longo prazo; os elevados custos de captura, processamento e transporte de CO₂; o desenvolvimento de tecnologias de monitoração e verificação; esclarecimento de protocolos das transações de emissões e ausência de legislação e fiscalização.

Porém sob essa perspectiva de seqüestro, a EOR representa uma oportunidade para seqüestrar carbono a baixo custo, devido às receitas de óleo/gás recuperado. Estudos realizados pelo Bureau of Economic Geology, classificaram 1.700 reservatórios localizados na região do Texas, como possíveis candidatos para EOR associado ao seqüestro de CO₂, oriundos de termelétricas. De acordo com o USDOE (2004), em uma aplicação de EOR, a integridade do CO₂ que permanece no reservatório é bem entendida e a retenção é muito alta, além de ser uma opção segura, contanto que a pressão original do reservatório não seja excedida, pois

caso contrário pode haver o risco de fraturamento e conseqüentemente, vazamentos de CO₂ para a atmosfera. A oportunidade da aplicação EOR é atualmente limitada economicamente pelas fontes de emissões de CO₂ que estão próximas a um reservatório de óleo ou gás natural (Ravagnani *et al.*, 2008).

Ferguson *et al.* (2009) em uma análise do mercado para EOR, expõe alguns benefícios do método, entre eles de que petróleo produzido com a injeção de CO₂ capturado é de 70% livre de carbono, após a contabilização da diferença entre o teor de carbono do óleo incremental produzido por EOR e do volume de CO₂ armazenado no reservatório. Com as próximas gerações de tecnologia e um valor para o armazenamento de CO₂, o óleo produzido por EOR pode chegar a ser “ 100 % livre de carbono”.

3.3 Projetos de injeção de CO₂

Segundo Wright *et al.* (2009) existem quatro projetos de grande escala no planeta de armazenamento geológico de CO₂, são eles: Sleipner (Noruega), In Salah (Argélia), Weyburn Midale (Canadá) e Snøhvit (Noruega). Destes, duas das mais importantes (em termos de volume acumulado injetado e experiência de armazenagem de CO₂) são: Sleipner (esteve em operação por 13 anos) e In Salah (5 anos). A tabela 1 relaciona alguns dados principais desses projetos:

Tabela 1: Projetos de CCS em megatoneladas existentes

<i>Projeto</i>	<i>Operadora</i>	<i>Localização</i>	<i>Origem do CO₂</i>	<i>Receptor do CO₂</i>
Sleipner (1996)	Statoil	Mar do Norte, Noruega	Processamento de gás	Formação salina
Weyburn (2000)	Pan Canadian	Saskatchewan, Canadá	Gaseificação de carvão	EOR
In Salah (2004)	BP	Argélia	Processamento de gás	Reservatório de gás
Snøhvit (2008)	Statoil	Barents Sea, Noruega	Processamento de gás	Formação salina

Dentre os projetos, dois merecem atenção especial neste trabalho: Weyburn e Sleipner. O primeiro, embora o principal objetivo do projeto seja a recuperação de petróleo,

uma parte do CO₂ do ciclo é armazenado permanentemente. O segundo por se tratar de uma experiência *offshore* bem sucedida de remoção de CO₂ de gás natural com armazenamento geológico de CO₂, porém não no próprio reservatório, mas em outra formação.

3.3.1. Sleipner

O projeto Sleipner está localizado na Noruega, e foi o primeiro a utilizar sistema *offshore* de captura de CO₂ com aminas. O CO₂ é armazenado na formação Utsira em uma profundidade de 800 a 1000 m abaixo da superfície do mar. A profundidade da água é de 82 m e a formação de Utsira contém de 200 – 300 m de espessura de arenito, sendo coberta por uma espessa capa rochosa de xisto, com alguns intervalos siltsoso na parte superior. A Figura 11 mostra uma fotografia do campo de Sleipner.



Figura 11: Injeção de CO₂ no campo de Sleipner, Noruega
Fonte: Steeneveldt *et al.*, 2006

Os campos de gás e condensado de Sleipner estão localizados 250Km ao sul da Noruega e produz atualmente 220 mil barris por dia (26 milhões de Sm³ de gás e 8.000 Sm³ de condensado por dia). A operadora, StatoilHydro, com os parceiros da Exxon e Total, decidiu investir em instalações *offshore* de remoção de CO₂ em uma plataforma de tratamento de gás separada (Sleipner T.) como parte do campo de Sleipner, devido ao maior teor de CO₂ (9%) neste reservatório (Baklid *et al.*, 1998), excedendo os requisitos de exportação do gás para a Europa. Não apenas por fatores ambientais, mas a imposição de impostos no CO₂ sobre os operadores *offshore* em 1991, de cerca de 54 USD por tonelada, foi um dos principais impulsionadores da decisão para comprimir e re-injetar o gás em vez de lançá-lo para a atmosfera. Assim, cerca de 1 milhão de toneladas de CO₂ por ano foi injetado nessa formação (Steeneveldt *et al.*, 2006). A Figura 12 apresenta o esquema de injeção no campo de Sleipner.

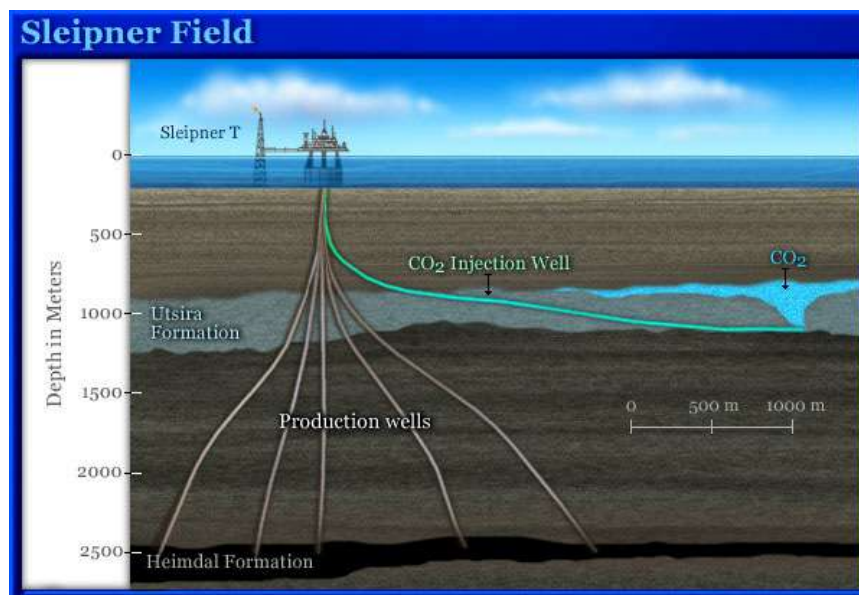


Figura 12: Esquema dos poços de produção e de injeção de Sleipner
Fonte: Schlumberger Excellence in Educational Development

Nesse projeto, o CO₂ não é reinjetado na formação produtora de óleo, ele é colocado em uma camada de arenito com 200 m de espessura, a já citada formação de Utsira, no leito do Mar do Norte. Uma vez que o CO₂ foi capturado pela planta de captura com amina, sua pressão é aumentada por quatro compressores para cerca de 80 bar antes de ser transferido para a plataforma Sleipner para o mesmo ser injetado na base do aquífero a cerca de 585 m de profundidade (Hansen *et al.*, 2005). Como se pode observar na Figura, um riser de longo alcance muito bem desviado é usado para injetar o CO₂, longe o suficiente (2,4 Km) dos poços de produção (para evitar corrosão externa do revestimento) e da plataforma de produção (Baklid *et al.*, 1998). Além disso, aço cromo (25% duplex Cr) foi utilizado para a tubulação de injeção como garantia contra a corrosão (Wright *et al.*, 2009). O custo do armazenamento de CO₂ por este método tem sido estimado estar perto de 15 dólares por tonelada de CO₂ (Torp *et al.*, 2004).

A formação de Utsira não contém petróleo ou gás comercial; ela é preenchida por água salgada e tem alta porosidade e permeabilidade, então o CO₂ se move rapidamente para as laterais e para cima através da camada rochosa, substituindo a água entre os grãos de areia. Estima-se que seriam necessárias cerca de 600 bilhões de toneladas de CO₂ para preencher todo o espaço poroso do arenito de Utsira.

Um fato é notável a partir do projeto de armazenamento de CO₂ Sleipner: o regular e estável histórico de injeção conforme mostra a Figura 13. A taxa de injeção essencialmente

linear, com uma injeção média sob apenas 0.9 milhões de toneladas por ano. Esse comportamento é possível em grande parte como resultado da oferta de gás rico em CO₂ com uma usina de separação estável, bem como propriedades do reservatório excepcionalmente boas em Sleipner. A injeção ocorria sem problemas, com pressões de poço estável em aproximadamente 64 – 65 bar, independente da velocidade de injeção (Wright *et al.*, 2009).

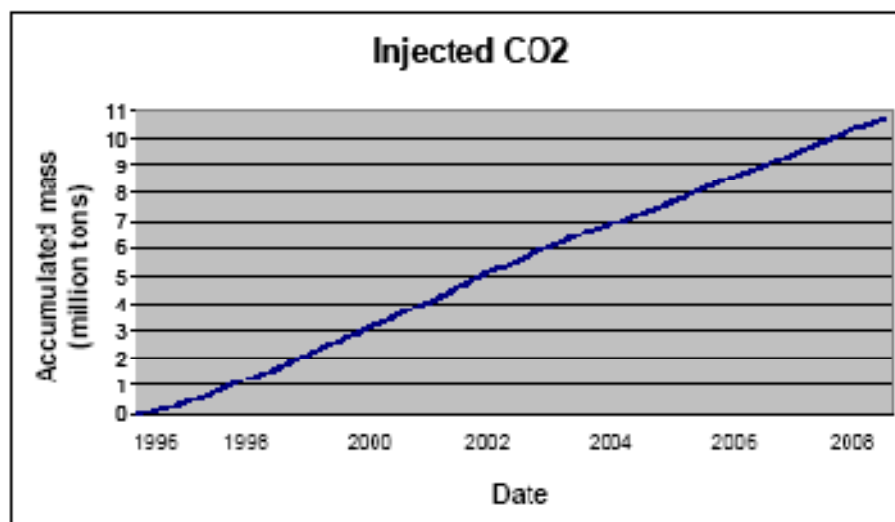


Figura 13: Massa acumulada de CO₂ injetado em Sleipner
Fonte: Wright *et al.*, 2009.

Segundo Wright *et al.*(2009) esse projeto deixa grandes lições, dentre as quais se destaca: a planta de amina *offshore* de separação de CO₂ dos hidrocarbonetos, que trabalhou com boa estabilidade por 12 anos e o projeto de injeção e monitoramento da mesma que foi um sucesso. Para monitorar o desempenho do local no armazenamento foi utilizada sísmica 4D, e para construir a tecnologia relacionada a esta demonstração pioneira, o SACS (Saline Aquifer CO₂ Storage) projeto de pesquisa europeu foi iniciado em 1999 (Torp & Gale, 2004). Este programa foi prorrogado em SACS2 e CO2STORE, novos programas de pesquisas, e desde então o conjunto de dados Sleipner foi amplamente compartilhada com a comunidade. Os resultados foram publicados, como um Manual de Boas Práticas, por Chadwick *et al.* (2005).

3.3.2. Snøhvit

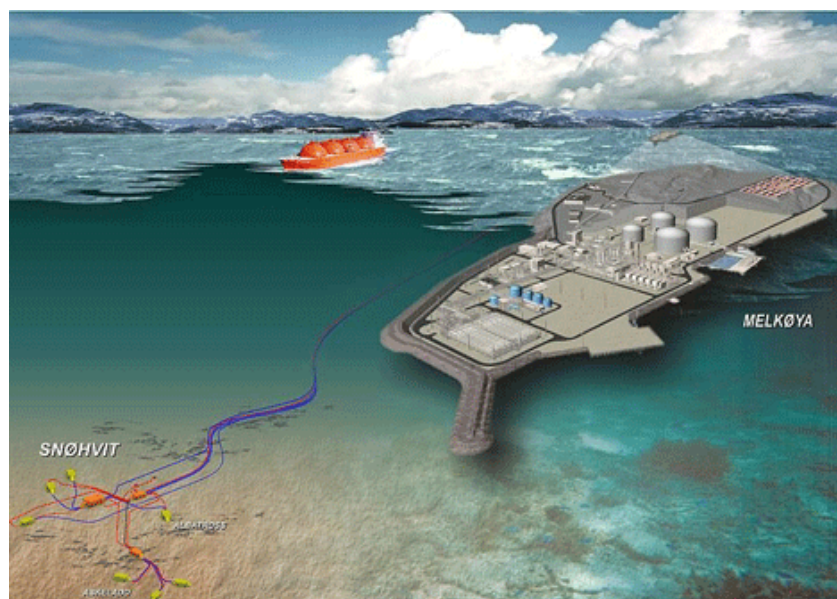


Figura 14: Esquema de separação e injeção de CO₂ em Snøhvit.

Fonte: Statoil.

A área de Snøhvit apresentada na Figura 14 é localizada *offshore* no Mar do Norte da Noruega, onde a média de profundidade das águas varia de 350 a 330 m. É constituída de três reservatórios de gás: Snøhvit, Albatross e Askeladd, que foram descobertos entre 1981 e 1984. O gás natural contém entre 5 e 8 % de CO₂, e é separado na planta *onshore* de Melkøya, onde é capturado com um processo de amina convencional. Sem instalações de superfície, este projeto consiste em levar o gás natural à terra para liquefação e exportação, sendo a primeira planta desse tipo na Europa. A estratégia de produção é um desenvolvimento gradual começando com oito produtores de gás e um injetor de CO₂, sendo previsto para o futuro um total de 21 produtores (Estublier e Lackner ,2009).

O gás natural é transportado através de um gasoduto multifásico de cerca de 145 Km até a planta de GNL. Um segundo gasoduto de mesmo comprimento transporta o CO₂ de volta ao campo, onde é injetado na camada geológica de arenito poroso, chamada de formação Tubåen que está localizada 2.500 m abaixo do fundo do mar (Statoil,2011).

Estublier e Lackner (2009) afirmam que o CO₂ é injetado a 4°C, condições da cabeça do poço, e encontra o reservatório a 98°C e 285 bar, estando no estado supercrítico. O projeto de gás natural liquefeito entrou em operação em setembro de 2007 e a reinjeção em abril de 2008. A taxa de injeção de CO₂ é prevista em 700 kilotoneladas por ano, como o projeto é programado para durar 30 anos, deve-se acumular cerca de 23 milhões de toneladas até o seu fim.

3.3.3. In Salah

In Salah Gas (ISG) é uma *Joint Venture* (JV) entre a BP (33%), Sonatrach (35%) e Statoil (32%). O projeto compreende um desenvolvimento gradual de oito campos de gás localizados na Bacia de Ahnet-Timimoun na Argélia, Sahara Central . O desenvolvimento inicial focou na exploração das reservas de gás dos três campos do norte de Krechba, Teguentour e Reg , estes campos de gás contem concentrações de CO₂ que variam entre 1 a 10 %, o que está acima da especificação do gás de exportação de 0,3 % e, portanto, exigiu instalações de remoção de CO₂. Além das instalações de remoção de CO₂ e, ao invés de empregar a eliminação do CO₂ atmosférico, foram feitos investimentos para viabilizar a compressão e reinjeção da corrente de CO₂ produzida (até 70MMSCF/d, ou 1,2 milhões de toneladas por ano) (Wright *et al.* , 2009).

Desde agosto de 2004, mais de 3 milhões de toneladas de CO₂ foram injetados em uma formação salina profunda que tem sido caracterizada com as normas de petróleo e gás. Três poços de injeção horizontais foram perfurados perpendicular à direção de tensão máxima (orientação dominante da fratura), para maximizar a capacidade de injeção (Sweatman *et al.*,2010). A figura 15 mostra o esquema de injeção.

A formação onde é realizada a injeção é um arenito carbonífero de 20 m de espessura, a cerca de 1900 m abaixo do solo com porosidade de 15 % e baixa permeabilidade de cerca de 10 mD.

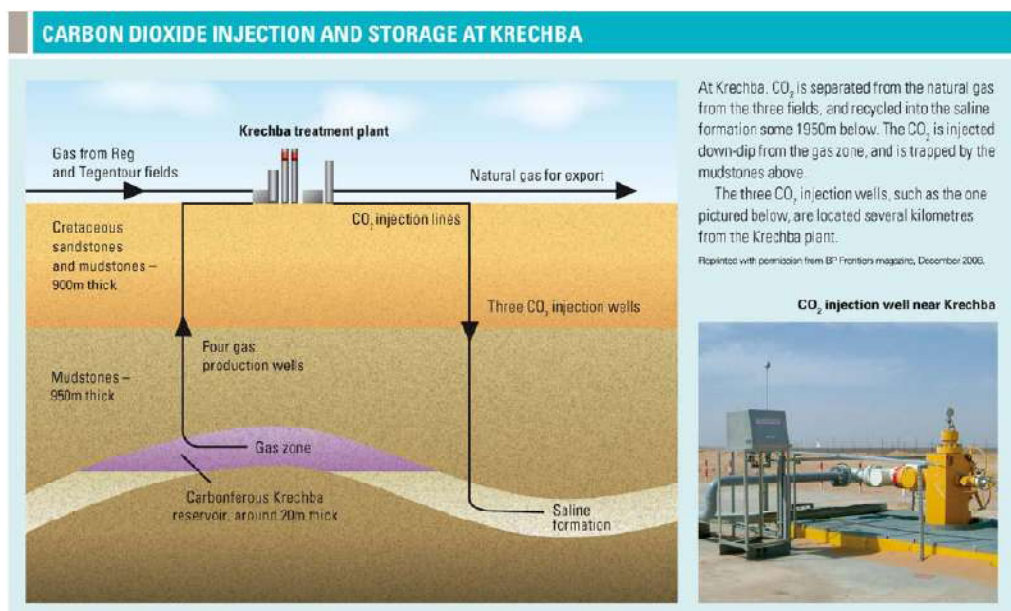


Figura 15: Esquema de injeção e armazenamento de Krechba.

Fonte: Sweatman *et al.* (2009).

Esse tipo de formação é uma típica oportunidade de armazenagem de CO₂ comum em partes do mundo (como os EUA, Europa e China), onde armazenamento de CO₂ pode vir a ser requisito para geração de energia. Os investidores não obtêm nenhum benefício comercial a partir do armazenamento de CO₂ em In Salah, por isso está sendo usado como um projeto experimental e de demonstração - para apreender mais sobre o armazenamento geológico de CO₂ em aquíferos salinos profundos. Inclusive, segundo Wright *et al.* (2009), um Joint Industry Project (JIP) foi criado para acompanhar o armazenamento de CO₂, usando uma variedade de técnicas geoquímicas, geofísicas e de produção ao longo de um período de 5 anos. Os objetivos da JIP são:

1. Demonstrar às partes interessadas que armazenamento geológico de CO₂ em escala industrial é uma opção viável de mitigação de gases de efeito estufa;
2. Garantir que armazenamento geológico seguro de CO₂ pode ser verificada rentavelmente e que garantias de longo prazo podem ser providas através de monitoramentos de curto prazo;
3. Estabelecer precedentes para a regulamentação e verificação do armazenamento geológico de CO₂.

3.3.4. Weyburn -EOR

Neste projeto, a fonte de CO₂ é uma planta de gaseificação de carvão, sendo o CO₂ transportado por um gasoduto de 325 Km. A primeira fase começou em setembro de 2000 com a injeção de 5.000 ton/dia de CO₂ (95% de pureza). Esta tecnologia já aumentou as taxas de recuperação e são esperados resultados na produção de 120 milhões de barris adicionais, aumentando, assim, a vida do campo em 25 anos, além de reduzir as emissões líquidas de CO₂ em aproximadamente 14 milhões de toneladas nos próximos 15 anos (Ravagnani *et al.*, 2008).

O campo petrolífero de Weyburn tem um total de 720 poços. Os poços verticais foram perfurados em um padrão de grade de “9 compartimentos”—oito poços produtores em um quadrado ao redor de um poço de injeção—e normalmente têm um espaçamento de cerca de 150 m. O CO₂ em alta pressão está sendo bombeado em 37 poços de injeção, ajudando o petróleo a fluir em direção a 145 poços produtores ativos. O gás da tubulação está sob uma pressão alta, de cerca de 152 bar (fluido supercrítico) (Schlumberger Excellence in Educational Development, 2011).

O nível de pureza do CO₂ fornecido é ideal para uso na recuperação avançada de petróleo (EOR). Isso porque o CO₂ se dissolve mais rapidamente em petróleo quando existem

pequenas impurezas. O sulfeto de hidrogênio (H₂S), que compõe 2,5% do gás de injeção, é particularmente benéfico para ajudar o CO₂ a se misturar com o petróleo, pois ajuda a diminuir sua PMM. Água é bombeada nos poços de injeção, alternadamente com o CO₂, para empurrar o petróleo liberado em direção aos poços produtores. Parte do CO₂ volta à superfície em poços produtores. Este é reciclado, comprimido e reinjetado juntamente com gás proveniente da tubulação.

Há um interesse mundial nesse teste sobre a viabilidade do armazenamento subterrâneo para a redução em grande escala nas emissões de CO₂ à atmosfera. O Projeto de Monitoramento e Armazenamento de CO₂ de Weyburn é financiado por várias empresas de energia internacionais, pelos governos canadense e norte-americano, e pela União Européia. A principal preocupação é se o CO₂ vai permanecer no lugar. Weyburn é um excelente local de teste porque, desde 1955, testes geológicos minuciosos têm sido feitos, e os resultados, armazenados. Há amostras de núcleos rochosos de 1.200 orifícios de perfuração, além de pesquisas sísmicas em um intervalo de tempo e registros de medição dos poços. Os pesquisadores também estão amostrando água subterrânea para testar vazamentos de CO₂ em poços. Até agora, nenhum vazamento foi detectado, e não houve escape de gás à superfície. No caso de Weyburn, o CO₂ é proveniente do carvão subterrâneo, então ele está efetivamente sendo colocado de volta ao lugar de onde veio (Schlumberger Excellence in Educational Development, 2011).

3.4 WAG

O que pode-se concluir da literatura é que a implantação de um projeto de EOR é complexa, e o sucesso da aplicação depende de cada reservatório especificamente, o que exige um processo de trabalho disciplinado englobando a avaliação de projetos, design e finalmente implementação. Baseado no total de recuperação melhorada e no número de aplicações, Awan *et al.* (2006) sugere que WAG parece ser a tecnologia de EOR de maior sucesso no Mar do Norte quando comparada a outras tecnologias.

Formigli *et al.* (2010) declara que na fase inicial está sendo avaliado o comportamento, em diferentes locais do Pré Sal, de diferentes métodos de recuperação, tais como: *waterflood*, *gasflood* e *Water-Alternating-Gas* (WAG). No processo de WAG, o gás pode ser um hidrocarboneto gasoso, a partir da produção do reservatório, ou CO₂, capturado a partir de várias áreas vizinhas e concentrado em locais específicos.

Um problema com a injeção de gás (tanto miscíveis, como é o caso do CO₂ e imiscíveis) é a razão de mobilidade inerentemente desfavorável e os pobres resultados de varredura volumétrica em reservatórios. Injeção de gás como slugs alternados, slugs com água, ou água alternada com gás (WAG), é uma prática comumente utilizada para controlar a mobilidade do gás. A técnica WAG é na verdade uma combinação de dois processos de recuperação de petróleo: injeção de gás e *waterflood* (injeção de água).

A injeção WAG é frequentemente utilizado em projetos de injeção de CO₂, tanto para melhorar a eficiência através da redução da mobilidade do CO₂ quanto para reduzir a quantidade de CO₂ para injeção. Se o objetivo do projeto de injeção de CO₂ é tanto para melhorar a recuperação de óleo quanto para armazenar CO₂ no reservatório, injeção de CO₂ contínuo pode ser o método preferido. No planejamento de um projeto específico ambos os sistemas de injeção devem ser considerados. Os perfis de produção de água ilustram uma outra característica importante de um processo de injeção contínua de CO₂. Comparando um processo WAG-CO₂ com a injeção contínua de água, que é a alternativa mais usada atualmente, problemas com altos custos de água são reduzidos, o que é vantajoso no que diz respeito aos custos de tratamento de água e da carga ambiental de descargas para o mar (Christensen, J.R. *et al.*).

Capítulo 4 – Condicionamento e Transporte do CO₂

Vista a captura e o armazenamento do CO₂ nos capítulos anteriores, uma etapa crucial para a implantação de um projeto de EOR é a interface entre ambas: o condicionamento e transporte do CO₂ do local onde é obtido até o local do armazenamento. O transporte e injeção de CO₂ *onshore* para a recuperação avançada de petróleo (EOR) ocorrem há mais de três décadas nos Estados Unidos, oferecendo muita experiência em questões relativas à esse tipo de instalações em terra. Por outro lado, a experiência *offshore* é muito limitada. (Heggum *et al.*, 2005). No presente capítulo, será apresentado os sistemas utilizados para condicionamento e posterior transporte do CO₂ até a formação geológica, sendo abordado o transporte apenas dutoviário.

4.1 Condicionamento

Do condicionamento da corrente rica em CO₂ entende-se que seja a remoção de componentes indesejados da corrente rica em CO₂ saída da captura, seguida da compressão da mesma atendendo aos requisitos para seu armazenamento. Segundo Romeo *et al.*(2009), como um processo intermediário e essencial entre a captura do CO₂ e o fim dado ao mesmo, o condicionamento do CO₂ para o seu transporte possui um papel importante na eficiência e exigência de capital total associado ao processo, mas ainda assim apesar de considerável pesquisa ser dedicada à processos de captura do CO₂, muito menos atenção tem sido dada à essa etapa caracterizada pela compressão do CO₂.

A pressão de operação dos carbidutos encontra-se na faixa entre 80 e 150 bar, para que o CO₂ seja levado a uma condição supercrítica. A pressão no ponto inicial do carbiduto deve ser alta o suficiente para que, mesmo com as perdas de pressão (por atrito e estática) ao longo da linha de transmissão, o fluido atinja o final do carbiduto ainda em estado supercrítico, de modo a evitar vaporização o que acarretaria escoamento bifásico em *slugflow* (Aspelund & Jordal, 2007). Outro ponto a considerar é que o sistema de compressão deve atender o requisito mínimo de pressão na base da coluna de injeção de forma a ser possível a entrada da corrente de gás no reservatório, para a composição e vazão de interesse.

A fim de inibir a formação de hidratos e prevenir o excesso de taxas de corrosão no aço carbono, não deve ser permitida água livre na tubulação. Assim, a retirada da água

também é necessária a montante da entrada do gasoduto. O processo de compressão inclui compressores com refrigeradores (*intercoolers*) e vasos separadores (*knock out*) entre cada estágio de compressão para reduzir a temperatura do gás e retirar a água livre. (Heggum,2005). Desta forma, a corrente saída do sistema de captura do CO₂ entra no seguinte processo, que será detalhado posteriormente, para seu condicionamento antes da injeção:

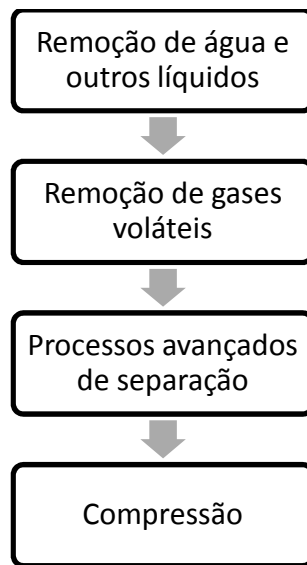


Figura 16: Etapas de Condicionamento do gás natural

Aspelund e Jordal (2007) sugerem que pode se atingir perto de 100 % de pureza da corrente de CO₂, porém quase sempre é melhor reduzir especificações, diminuindo custos e energia, ainda mais por não haver especificações reconhecidas para transporte de CO₂ em dutos.

4.1.1. Remoção de água e outros líquidos

Nos sistemas de condicionamento, a maior parte da água é separada em tambores de flash. A separação por gravidade usando tambores de separação líquido-vapor é o mais simples e eficaz em termos de custo e energia para remover a maior parte dos componentes com maior densidade que o CO₂ gasoso. Deve-se garantir que não entre líquido nos compressores, por isso, estes vasos estão presentes tanto antes do sistema de compressão quanto na arquitetura deste sistema, sempre precedendo os compressores. Outros componentes solúveis em água, ou com pontos de ebulição maiores, serão removidos em conjunto com a água.

Na medida em que a mistura é comprimida e resfriada, a água restante condensa e é removida nos tambores interestágios. A água livre é totalmente removida em pressões entre 20 e 40 bar, a uma temperatura próxima da temperatura de formação de hidrato. Espera-se que esses sistemas sejam capazes de reduzir o teor de água para 400 a 500 ppm (Aspelund e Jordal, 2007). A exigência de água no CO₂ utilizado para EOR nos EUA, é de no máximo 600 ppm (Heggum *et al.*, 2005).

Estimativas precisas da solubilidade em água são fundamentais para determinar as taxas correspondentes à corrosão, sendo, a desidratação uma exigência de inibição de corrosão. A solubilidade de água em CO₂ é influenciada pela concentração de outros componentes (por exemplo, hidrocarbonetos, N₂) (Skovholt, 1993). A presença de hidrocarbonetos tende a diminuir a solubilidade em água, conforme a temperatura diminui. Para tubulações em águas profundas, a hidroestática contribui para o aumento da pressão e maior solubilidade em água e, portanto, tende a evitar formação de água livre.

4.1.2. Remoção de gases voláteis

Voláteis, como nitrogênio ou argônio, normalmente não contam para qualquer segurança ou problemas operacionais para o transporte dutoviário, processo ou o armazenamento final. No entanto, como o transporte é feito simultaneamente e a energia e custo são intensivos, não faz muito sentido processar e transportar esses materiais. Cada 1% molar de nitrogênio aumenta a demanda de energia e os custos operacionais em aproximadamente 1%. Por outro lado, as operações de remoção também tem um custo associado. Assim, o grau de pureza quanto a esses compostos deve ser decidido com base nos custos do processo como um todo. Se o CO₂ é usado para EOR, as especificações podem ser mais rigorosas, pois como são componentes imiscíveis podem aumentar a pressão de miscibilidade no reservatório e assim diminuir a eficiência do CO₂. Além disso, o oxigênio pode causar reações de precipitação e, assim, reduzir a permeabilidade do reservatório. E como o oxigênio reage exotermicamente com o óleo pode provocar superaquecimento no ponto de injeção (Aspelund & Jordal, 2007).

Os voláteis podem ser removidos em uma coluna ao invés de um flash para reduzir a quantidade de CO₂ na corrente volátil. A qualidade da corrente de purga depende da composição de alimentação do gás e da taxa do condensador e refeedor da coluna. A

maioria dos componentes com menor ponto de ebulição, tal como N₂, O₂, NO, CO, H₂, CH₄, e Ar poderá ser encontrada no topo da coluna.

4.1.3. Processos avançados de separação

Componentes indesejáveis que não podem ser removidos no vaso de flash separador de líquido ou na coluna de voláteis devem ser removidos, por exemplo, por colunas de absorção ou adsorção, rigorosa destilação, membranas ou queimados em processos catalíticos.

4.1.4. Compressão

Nos transportes em gasodutos, o gás deve ser condicionado às especificações do duto e do reservatório e comprimido a uma pressão alta o suficiente para superar as quedas de pressão e atrito estático, podendo entregar o CO₂ a uma pressão alta o suficiente para não ocorrer o “flash” de gás, de modo que o fluxo em duas fases seja evitado (Aspelund & Jordal, 2007).

Normalmente essa compressão é realizada em vários estágios por questões de eficiência e custos. Além disso, devido a compressão ser um processo isentrópico, o resultado é um aumento da temperatura. Dessa forma, entre os estágios utiliza-se *intercoolers* para resfriar o fluido até uma temperatura determinada. Além disso, deve haver vasos de separação (*Knock-out*) antes de cada compressor de forma a evitar a entrada de líquidos que condensem durante o resfriamento.

Aspelund e Jordal (2007) propõem unidades de compressão para o CO₂. Na primeira unidade proposta pelos autores, o CO₂ é comprimido até 65 bar e então água do mar a 10°C e utilizada para condensar o fluido, de modo que ele possa ser bombeado. Já na segunda unidade, apenas compressores são utilizados para levar o CO₂ a 150bar. Em ambos os processos, o sistema de compressão é composto por 4 estágios e há *intercoolers* que levam o fluido a 25°C.

Hansen *et al.* (2005) apresenta o sistema de compressão utilizado pela Statoil para levar o CO₂ a 65 bar, pressão na qual é transportado para ser injetado no aquífero de Utsira.

No sistema norueguês, as impurezas presentes são água e metano. Novamente, são utilizados quatro compressores centrífugos, e a temperatura nos *intercoolers* é de 30°C.

Romeo *et al.* (2009) declara que os efeitos positivos do resfriamento intermediário promovido pelos resfriadores intermediários (*intercoolers*) são a redução da potência para compressão do gás e, portanto, o tamanho do compressor e o custo total. Em geral, esse calor é rejeitado à equipamentos de baixa temperatura de refrigeração a fim de reduzir o custo de compressão. Esta estratégia é benéfica para a operação, especialmente em locais frios, mas o custo pode aumentar devido à necessidade de maiores trocadores de calor para resfriamento do gás em locais com temperaturas mais elevadas.

Três variáveis influenciam o consumo de energia do compressor e as necessidades de resfriamento: a eficiência do compressor, a razão de compressão (ou seja, número de estágios de compressão) e a temperatura de entrada do CO₂. Romeo *et al.* (2009) estuda a otimização de unidades de compressão de CO₂ através dessas variáveis. Segundo o autor, a temperatura de resfriamento nos *intercoolers* varia de 25 a 50°C, a eficiência dos compressores de 75 a 95 % e o número de estágios de compressão de 3 ou 4. Os autores mostram que combinações de altas razões de compressão, altas temperaturas de entrada de fluido nas máquinas e baixas eficiências nos compressores podem levar a temperaturas de saída de até 225 °C.

4.2 Transporte

Esta seção do trabalho concentra-se no transporte de CO₂ entre a fonte (captura de CO₂ nas plantas de processamento do gás natural) e um reservatório de armazenamento geológico, que no caso será o próprio reservatório de produção de petróleo. Na estimativa do custo do transporte de CO₂, o diâmetro da tubulação desempenha um papel importante. A este respeito, o trabalho analisa as equações que foram usadas em vários relatórios sobre transporte dutoviário de CO₂. Como alguns parâmetros não são levados em conta nestas equações, fórmulas alternativas são propostas para calcular o tamanho do diâmetro interno adequado com base na taxa de fluxo, queda de pressão por unidade de comprimento, densidade do CO₂, viscosidade do CO₂, rugosidade do material dos gasodutos, diferenças de altura topográfica (a solução de Darcy – Weisbach) e, além disso, a quantidade e o tipo de acidentes (a solução de Manning). Comparações entre os diâmetros calculados usando as equações revistas e a equação proposta demonstram a importante influência da diferença de elevação (que não é considerado nas equações revistas) e do fator de rugosidade relacionado

ao material da tubulação. Sobre este último, sugere-se que a altura da rugosidade de Darcy-Weisbach de 0,045 milímetros corresponde melhor a um fator de Manning de 0,009 do que outros valores maiores propostos anteriormente na literatura. A comparação com o diâmetro real do gasoduto Weyburn confirma a exatidão das equações propostas. Comparações com outros gasodutos de CO₂ existentes indicam que os dutos são projetados para gradientes de pressão de 25 Pa/m² ou de maiores taxas de fluxo. A equação de Manning proposta é implementada em um planejador econômico, rota de menor custo, para obter as melhores soluções econômicas para a trajetória de gasodutos e de diâmetros correspondente (Vandeginste *et al.*, 2008).

Uma característica importante do CO₂, que o distingue de outras substâncias normalmente transportadas em dutos, é a sua baixa temperatura crítica de 31,1°C. Tecnicamente, o CO₂ pode ser transportado através de dutos como um gás, tal como um fluido supercrítico ou como um líquido sub-resfriado, dependendo das condições de temperatura e pressão do sistema. Contudo, a maneira mais rentável para o transporte de CO₂ é como uma fase densa (i.g., IEA GHG, 2005) já que o transporte de substâncias na fase gasosa é prejudicado pela baixa densidade (consequentemente, o diâmetro do tubo é grande) e por altas quedas de pressão. Dessa forma, esse tipo de transporte tende a não ser usado para dutos de capacidade e comprimento significativos. Segundo Skovholt (1993) as melhores opções de transporte de CO₂ seriam como fase líquida ou como gás de alta densidade. No entanto, o mesmo autor observou que, durante o transporte de CO₂ como uma fase líquida, as variações topográficas poderiam induzir a diferenças de pressão, mudando de líquido para gás. Isso faria com que o fluxo fosse bifásico, o que é complicado de manejar (Kruse e Tekiela, 1996; Skovholt, 1993; Svensson *et al.*, 2004). Portanto, a maioria dos autores afirmam que a maneira mais eficiente para o transporte de CO₂ é como um fluido supercrítico, que ocorre a uma pressão superior a 7,38 Mpa e uma temperatura superior a 31,1°C (Odenberger e Svensson, 2003; Shafeen *et al.*, 2004 ; Skovholt, 1993), devido ao fato de o CO₂ supercrítico ter, geralmente, densidade típica de líquidos, e viscosidade e difusividade típicas de gases (Zhang *et al.*, 2006), como mostrado na Tabela 2. Vale ressaltar que não há necessidade de um limite de temperatura.

Tabela 2: Propriedades das fases gasosa, supercrítica e líquida do CO₂

Propriedades	Gás	Supercrítico	Líquido
Densidade(g/cm ³)	~0,001	0,2-1,0	0,6-1,6
Difusividade(cm ² /s)	0,1	0,001	0,00001
Viscosidade(g/(cms))	0,0001	0,001	0,01

Fonte: Adaptado de Zhang et al. (2006).

Em relação ao custo do transporte de CO₂ por oleoduto, a rota do gasoduto, geografia física e social e litologia desempenham papéis importantes, bem como as características do duto: comprimento, diâmetro, material, quantidade e forma dos acidentes. O objetivo dessa seção do trabalho é discorrer sobre o cálculo do diâmetro da tubulação baseado no trabalho e no método proposto por Veerle Vandeginste, no qual uma revisão crítica é feita dos cálculos apresentados na literatura sobre o transporte dutoviário de CO₂ e uma fórmula de cálculo alternativo de diâmetro é proposto. Além disso, a aplicação da fórmula proposta é comparada com a existente nos dutos de CO₂ dos EUA (Vandeginste *et al.*, 2008)

O diâmetro da tubulação é incorporada como um parâmetro fundamental na estimativa de custos de transporte dutoviário de CO₂ por muitos investigadores (e.g., Blok *et al.*, 1997;. Hendriks *et al.*, 1992;. IEA GHG, 2002, 2005; Odenberger e Svensson, 2003).

Os diferentes métodos de cálculo de diâmetro apresentados na literatura podem ser divididos em dois grupos principais: (i) os cálculos que são puramente baseadas em leis hidráulicas (para fluxo turbulento em dutos de forma circular) e (ii) os cálculos relacionados com a economia baseada no projeto ideal. Na literatura sobre o transporte de CO₂, a maioria dos autores utilizam a abordagem puramente hidráulica (Bock *et al.*, 2003;. Hamelinck *et al.*, 2001;. Heddle *et al.*, 2003;. IEA GHG, 2002). No total, as equações de cálculo do diâmetro do duto para transporte de CO₂ utilizadas em Bock *et al.* (2003), Hamelinck *et al.* (2001), Heddle *et al.* (2003), IEA GHG (2002, 2005) e Zhang *et al.* (2006) são revistas nesta seção.

4.2.1 Cálculo de diâmetros usando equações hidráulicas para escoamento turbulento

A equação:

$$D^5 = \frac{32 f_F Q_m^2}{\rho \pi^2 (\Delta p / L)} \quad (1)$$

Onde D é o diâmetro (m), f_F é o fator de fricção de Fanning, Q_m é a vazão mássica (kg/s), ρ é a densidade (kg/m³), Δp é a queda de pressão (Pa) e L é o comprimento (m). Essa equação é usada em Bock *et al.* (2003), Hamelinck *et al.* (2001), Heddle *et al.* (2003) e IEA GHG (2002). As equações apresentadas nas publicações originais podem estar em formatos diferentes, mas se as unidades forem convertidas para as unidades padrões, as fórmulas se apresentariam como a fórmula acima.

A fórmula é derivada de equações hidráulicas para escoamentos turbulentos em dutos de forma circular e com base na lei de Bernoulli:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + \frac{\Delta F}{1} \quad (2)$$

Onde z é a altura (m), p é a pressão (Pa), v é a velocidade (m/s) e F é o total das perdas por atrito.

Nas publicações mencionadas, foi considerado que não há diferença de altura ($z_1 = z_2$) e a linha hidrostática é analisada ($v_1 = v_2 = 0$), segue-se então:

$$\frac{p_1}{\rho g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\Delta F}{1} \quad (3)$$

Só as perdas por fricção, e não as perdas locais (devido a curvas ou diferenças de diâmetro), são levadas em conta. O fator de atrito de Fanning é usado e é considerado independente da vazão. Com base na definição do fator de atrito, as perdas por atrito podem ser representadas por:

$$\frac{\Delta F}{1} = \frac{f_F}{2g} \frac{v^2}{R} L \quad (4)$$

Onde v é a velocidade (m/s) e R é o raio hidráulico (m), que, para um duto circular, é $R = D/4$.

A equação de Swamee-Jain (de um escoamento completo em um duto circular) é utilizado para determinar o fator de atrito para relacionar o diâmetro e a taxa de fluxo:

$$f = \frac{1.325}{[\ln((\epsilon/3.7D) + (5.74/Re^{0.9}))]^2} \quad (5)$$

Com ϵ sendo a rugosidade (m), e Re o número de Reynolds que é definido como:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot l}{\mu} \quad (6)$$

Onde ρ é a densidade do fluido (kg/m^3), v a velocidade média do fluido (m/s), l o comprimento característico, que é igual ao diâmetro se a seção transversal for circular, e μ a viscosidade dinâmica do fluido (Pa.s).

O número de Reynolds na equação (5) pode ser substituído pela fórmula apresentada na equação (6). Posteriormente, a equação resultante para o fator de atrito pode ser usada na equação (3), que pode então ser combinada com a equação (2) para ser transformada em uma equação que é escrita em função do diâmetro. Ainda assim, o diâmetro só pode ser obtido iterativamente. Como explicado em Bock *et al.* (2003), um valor para o diâmetro deve primeiro ser alimentado e depois pode ser aproximado por cálculos iterativos.

A fórmula para o cálculo do diâmetro utilizado por Bock *et al.* (2003), Hamelinck *et al.* (2001), Heddle *et al.* (2003) e IEA GHG (2002) se baseia em leis hidráulicas para escoamento turbulento. A equação proposta considera as características do fluido, como densidade e viscosidade, e também características do duto, tais como a rugosidade. Além disso, o diâmetro depende da vazão e queda de pressão por unidade de comprimento. No entanto, algumas características da trajetória do duto não são consideradas, tais como a diferença topográfica e a ocorrência de dobras ou válvulas, e o cálculo do diâmetro é feito em um processo iterativo.

4.2.2 Cálculo de diâmetros usando equações hidráulicas com velocidade como parâmetro

O diâmetro da tubulação, em IEA GHG (2005), é calculado pela seguinte equação:

$$D = \sqrt{\frac{4Q_m}{v\pi\rho}} \quad (7)$$

Onde D é o diâmetro (m), Q_m é o fluxo de massa (kg/s), ρ é a densidade (kg/m³) e v é a velocidade (m/s). Esta equação é derivada da relação entre a velocidade e a vazão:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{4Q_m}{\rho\pi D^2} \quad (8)$$

Onde Q é a vazão volumétrica (m³/s), que é igual a Q_m/ρ, e A é a área superficial (m²), que é πr² ou π(D/2)² para um duto circular.

Nesta abordagem, os únicos parâmetros que definem um valor para o diâmetro são vazão, velocidade e densidade. Por conseguinte, uma velocidade média tem de ser assumida, entretanto, a velocidade pode variar significativamente para diferentes vazões. Ao projetar o sistema de dutos de transporte numa perspectiva de eficiência energética, velocidade não é um parâmetro primário, pois depende de perdas de pressão no fluxo turbulento de CO₂ (devido à grandes diferenças na trajetória dos dutos e perdas por atrito relacionadas ao material).

4.2.3 Cálculo de diâmetros seguindo a otimização de projetos

Zhang *et al.* (2006) utiliza a seguinte formula para cálculo de diaâmetro ótimo:

$$D_{opt} = 0.363 \left(\frac{Q_m}{\rho} \right)^{0.45} \rho^{0.13} \mu^{0.025} \quad (9)$$

Onde D_{opt} é o diâmetro ideal interior (m), Q_m é o fluxo de massa (kg/s), ρ é a densidade (kg/m³) e μ é a viscosidade (Pa s). Esta equação é oriunda de Peters *et al.* (2003), que apresentou uma equação para o cálculo do diâmetro econômico do tubo. Visto que a queda de pressão diminui com o aumento do diâmetro do tubo, a energia necessária para bombear ou comprimir o fluido também diminui com o aumento do diâmetro da tubulação. Logo, o cenário menos oneroso não é necessariamente aquele com o menor diâmetro. Dessa forma, o diâmetro mais econômico é calculado com base no custo total mínimo de instalação do sistema de dutos (tubos, bombas, válvulas, etc) e nos custos anuais de energia elétrica.

Os únicos parâmetros na fórmula apresentada em Zhang *et al.*(2006) são: vazão e características do fluido (densidade e viscosidade do CO₂). No desdobramento da equação, uma aproximação é feita para a determinação do fator de atrito para escoamento turbulento em tubos de aço, o que diminui a precisão do resultado. Além disso, outros valores são intrinsicamente incluídos na fórmula apresentada, que são os parâmetros relacionadas ao custo anual de energia elétrica e aos custos de instalação da tubulação. Como resultado, esta fórmula apresenta falta de flexibilidade e, possivelmente, só é aplicável para casos muito específicos.

A pressão, que deveria ser controlada para evitar a formação de duas fases do CO₂, não é levada em conta na fórmula. Vandeginste *et al.* (2008) compara os resultados para diâmetros calculados pela formula proposta por Zhang *et al.* (2006) com os diâmetros calculados com as equações de Bock *et al.* (2003), *et al.* Hamelinck (2001), *et al.* Heddle (2003) e IEA e GHG (2002) usando os valores padrões para os parâmetros. Ele verificou que os diâmetros calculados por Zhang *et al.* (2006) tem um valor menor e concluiu que isso, provavelmente, indica que o equilíbrio entre o custo com bombeamento (resultado do gradiente de pressão) e o custo de construção da tubulação (resultado do diâmetro da tubulação) ocorre em um gradiente de pressão maior que o gradiente assumido nas referências anteriores. Pode-se concluir que o gradiente de pressão deveria ser maior para que o custo com bombeamento fosse mais significativo, logo o custo com construção prevalece.

4.2.4 Novo cálculo de diâmetros proposto

A fórmula proposta por Vandeginste *et al.* (2008) baseia-se também nas leis hidráulicas convencionais para escoamento turbulento em dutos e, portanto, basea-se na lei de Bernoulli:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + \frac{\Delta F}{1} \quad (10)$$

Onde z é a posição vertical (m), p é a pressão (Pa), ρ é a densidade (Kg/m³), v é a velocidade (m/s) e F o total de atrito e perdas locais. Ao assumir as velocidades iguais (v₁=v₂) ou de um reservatório no início e no final do duto (v₁=v₂=0), a linha hidrostática pode ser apresentada como:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\Delta F}{1} \quad (11)$$

Esta equação pode ser reescrita com a incorporação da fórmula de Manning, que é uma lei empírica para atrito e perdas locais em função da vazão, comprimento e diâmetro da tubulação:

$$z_1 - z_2 + \frac{p_1 - p_2}{\rho g} = \frac{4^{10/3} n^2 Q^2 L}{\pi^2 D^{16/3}} + \frac{8Q^2 \sum \zeta_i}{g \pi^2 D^4} \quad (12)$$

Onde n é o fator de Manning, que é característica da rugosidade do material do duto, Q é a vazão volumétrica (m^3/s), L é o comprimento da tubulação (m), D é o diâmetro da tubulação (m) e ζ é o fator de perdas dependente das características dos acidentes e da rugosidade do material da tubulação.

Nesta equação, os dois primeiros membros representam a diferença de altura topográfica e a diferença de pressão, enquanto o terceiro componente é a perda por atrito e o quarto representa as perdas locais devido aos acidentes no duto. Em uma primeira etapa, não considerando as perdas locais, o diâmetro pode ser calculado por:

$$D = \left(\frac{4^{10/3} n^2 Q_m^2 L}{\pi^2 \rho^2 (z_1 - z_2 + ((p_1 - p_2)/\rho g))} \right)^{3/16} \quad (13)$$

Onde Q_m é o fluxo de massa (kg/s). A equação se torna um polinômio de quarta ordem quando se consideram as perdas locais:

$$\frac{4^{10/3} n^2 L Q^2}{\pi^2 (z_1 - z_2 + ((p_1 - p_2)/\rho g)) E^4} - \frac{8Q^2 \sum \zeta_i}{g \pi^2 (z_1 - z_2 + ((p_1 - p_2)/\rho g)) E^3} + 1 = 0 \quad (14)$$

Vandeginste *et al.* (2008) considera a temperatura de 15°C, uma pressão de 10 Mpa e, com base nisso, calcula a densidade e viscosidade de CO₂ com Span e Wagner (1996). Além disso, uma perda de pressão de 5 Mpa em uma distância de 200 Km e um Fator de Manning n de 0,009 são assumidos por ele. Ele utilizou esses dados nas equações e realizou os cálculos.

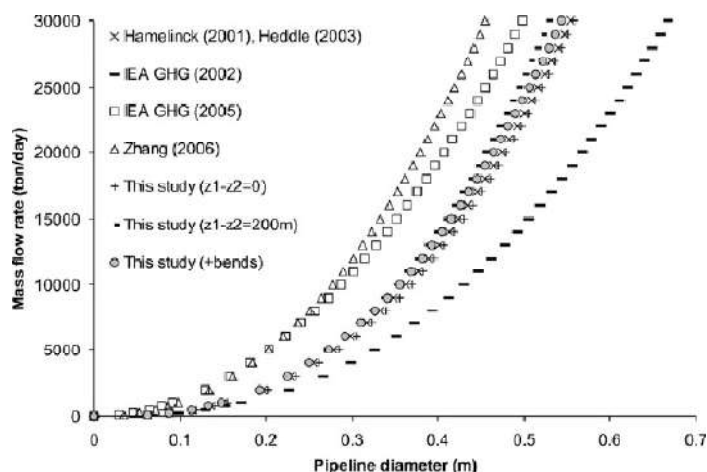


Figura 17: Diâmetro do duto em função da vazão mássica
Fonte: Vanderginste *et al.* (2008)

As vazões na figura acima foram calculadas com as equações apresentadas em Hamelinck *et al.* (2001), *et al.* Heddle. (2003), IEA GHG (2002, 2005), Zhang *et al.* (2006) e Vandeginste (2008), utilizando valores padrão. Estes incluem as condições de temperatura e pressão de 15°C e 10 Mpa. A densidade e viscosidade do CO₂ nessas condições.

Três casos, utilizando a fórmula proposta por Vanderginste *et al.* (2008), são apresentados na Figura 17. Em primeiro lugar, é considerado que não existe diferença de altura entre o ponto inicial e o final e que não há curvas no duto. Em segundo lugar, uma diferença de altura de $z_1 - z_2 = 200$ m é assumida, mas sem curvas no duto. Terceiro, é assumida uma diferença de altura de 200 m e é considerada a existência de 2000 curvas de 45°.

Vandeginste *et al.* (2008) faz as seguintes leituras dos resultados: O diâmetro calculado na primeira situação (sem diferenças topográficas) é muito similar aos resultados de Hamelinck *et al.* (2001) e Heddle *et al.* (2003), menor que os resultados da IEA GHG (2002) e maior do que os diâmetros calculados com as outras fórmulas revistas. Olhando para o segundo caso, a Figura 2 mostra que a diferença topográfica (com o ponto final sendo 200 m mais baixo que o ponto inicial do duto), resulta em uma diminuição do diâmetro em relação ao

primeiro caso, considerando a mesma vazão. O efeito da adição de curvas para o sistema de dutos considerado resulta em um pequeno aumento do diâmetro dos dutos. No entanto, este efeito é mínimo. O caso com 2000 curvas de 45° (também com a diferença topográfica de 200 m como no segundo caso), mostra que a influência das curvas sobre o cálculo do diâmetro é muito menor do que o efeito da topografia.

A fórmula proposta por Vanderginste *et al.* (2008) é uma elaboração das leis hidráulicas para fluxo turbulento em duto circular que foram usadas em alguns estudos anteriores sobre o transporte de CO₂. Agora ele inclui o efeito das curvas nos dutos, que parece ser mínimo, e da diferença de altura entre o ponto inicial e o final do duto, que pode ser de grande influência. Como uma forma de melhoria, a equação de Manning foi introduzida como uma alternativa à fórmula de Darcy-Weisbach. A equação de Manning é amplamente aceita para descrever escoamento turbulento em canais abertos e em tubulações (por exemplo, e Brater King, 1976; Carey e Woo, 2000; Dingman e Silva, 1997) e tem como principal vantagem evitar o uso de cálculos iterativos. Isto não só torna a fórmula final de diâmetro mais fácil de usar e implementar, mas também é de especial importância para os simuladores que fazem múltiplas avaliações para otimização econômica de projetos específicos. Nesses casos de cálculo repetitivo, o tempo de cálculo torna-se importante.

Muitos fatores técnicos desempenham um papel na determinação do tamanho adequado do diâmetro, são eles: vazão, queda de pressão por unidade de comprimento, densidade do CO₂, viscosidade do CO₂, rugosidade do material do duto, as diferenças topográficas e a quantidade e o tipo de acidentes. Nenhuma das publicações analisadas leva todos esses fatores em conta. As equações apresentados em Bock *et al.* (2003), *et al.* Hamelinck (2001), Heddle *et al.* (2003) e IEA GHG (2002) usam a maioria destes fatores como parâmetros variáveis, mas não consideram diferenças topográficas nem a quantidade e os tipos de acidentes na trajetória do duto. IEA GHG (2005) assume uma velocidade média. Entretanto, a velocidade pode variar fortemente para diferentes vazões. O diâmetro economicamente ótimo usado em Zhang *et al.* (2006) baseia-se no custo total mínimo, considerando o custo de bombeamento e o custo com material da tubulação, sendo que os dois são relacionados ao diâmetro da tubulação. No entanto, nesta abordagem, alguns parâmetros técnicos, como queda de pressão, são substituídos por restrições econômicas, tais como os custos de bombeamento. Isso faz com que a aplicação desta equação seja menos direta e a fórmula deva estar atualizada com parâmetros econômicos atuais e regionais.

A solução Manning proposta por Vanderginste *et al.* (2008) leva em conta todos os

parâmetros, resultando em um diâmetro de tubulação mais preciso, que pode ser posteriormente implementado em uma rota de otimização econômica considerando, por exemplo, o gradiente de pressão, dependendo do comprimento do duto. A variante de Darcy-Weisbach é proposta no caso de não haver coeficientes de Manning precisos disponíveis. Baseado nas considerações acima, o presente estudo utiliza a solução proposta por Vandeginste *et al.* (2008) para o cálculo do diâmetro da tubulação utilizada para reinjeção do gás.

Capítulo 5 – Geração de energia *Offshore*

A fim de executar cálculos econômicos relativos à vantagem da utilização de turboexpansores no controle do ponto de orvalho das plantas simuladas, é necessário saber o valor dessa energia gerada. A utilização de um valor do KWh usual, em terra, cobrado por uma companhia de energia elétrica pode transmitir uma noção da receita gerada por esses aparelhos, porém deve-se ter em mente que essa energia está em ambiente *offshore*. Nesse caso, a energia não será transferida para a terra, o que determina um outro valor para essa energia gerada.

No site Click Macaé, é declarado que as 32 unidades marítimas da Unidade de Negócio de Exploração e Produção da Bacia de Campos (UN-BC) são capazes de gerar 400 MW – o suficiente para abastecer uma cidade de dois milhões de habitantes e o equivalente a duas usinas de Paulo Afonso, no complexo do Rio São Francisco (BA). O gerente setorial de Engenharia de Grandes Máquinas e Sistemas Elétricos da UN-BC, Aparecido Lage Júnior, ainda explica que não há nenhuma transmissão de energia do litoral brasileiro para as unidades: “Toda energia utilizada na plataforma é produzida lá mesmo. Em alguns casos, o que acontece é que a energia de uma unidade vem de outra, até por questões de espaço físico e proximidade entre plataformas. São exemplos Pargo e Cherne-1, que produzem para outras unidades consumirem”, detalha. Para produzir eletricidade, as plataformas contam com tecnologias de última geração como é o caso das turbinas a gás e dos motores a diesel e, em alguns casos (P31, P-32 e P-33), motores a vapor, ainda segundo o gerente Aparecido.

Visto a grande disponibilidade de gás natural, entre outros fatores posteriormente detalhados, foi escolhido simular, em ambiente UNISIM DESIGN[®], uma planta de geração de energia elétrica para a plataforma, baseada em uma turbina a gás dedicada à geração de energia elétrica, na qual se utilizaria o ar como fluido de trabalho e o gás natural tratado na própria plataforma como combustível. Com isso, será possível estimar o valor do KWh *offshore*.

5.1 Turbina a gás

Motores térmicos são máquinas usualmente projetadas para transformar a maior parcela possível da energia liberada pela queima de um combustível em trabalho no eixo. O desenvolvimento das turbinas a gás começou paralelamente ao desenvolvimento do motor a

vapor. No entanto, a turbina a vapor difundiu-se no mercado enquanto a turbina a gás enfrentou problemas tecnológicos decorrentes da falta de conhecimentos sobre aerodinâmica, necessários para o projeto de compressores eficientes, e decorrentes da inexistência de materiais adequados para resistir às altas temperaturas. Somente a partir da década de 30, a turbina a gás tornou-se um produto comercial devido à necessidade da indústria aeronáutica de desenvolver propulsão com menor relação peso/potência.

O termo turbina a gás é mais comumente empregado em referência a um sistema composto por três equipamentos:

- Compressor;
- Câmara de Combustão;
- Turbina.

Esta configuração forma um ciclo termodinâmico a gás que opera em um ciclo aberto, ou seja, o fluido de trabalho (ar) é admitido na pressão atmosférica e os gases de escape, após passarem pela turbina, são descarregados de volta na atmosfera sem que retornem à admissão.

Turbinas a gás dedicadas à geração de energia elétrica são divididas em duas principais categorias, no que se refere à concepção. São elas as pesadas (*Heavy-duty*), cujo projeto inicial foi totalmente voltado para a utilização em indústrias, sendo assim, essas turbinas apresentam grande robustez e ampla faixa de potência. E as aero derivativas, desenvolvidas a partir de projetos anteriores dedicados a aplicações aeronáuticas. Para isto, modificações na câmara de combustão, dutos de admissão e escape de gases são necessários.

Como já foi dito, turbinas a gás tendem a ser mais compactas, isto é, têm uma maior razão potência/peso (até 70 %) em relação a outros motores. Além de possuírem partida e parada mais rápidas, com tempo de resposta baixo e a equipe de operação e manutenção reduzida. Essas, entre outras características fazem com que elas sejam adequadas para sistemas de transportes como aviões, navios e assim como plataformas marítimas. Segundo Cohen & Rogers (1996), uma grande plataforma pode requerer 125 MW e as turbinas aero derivativas ganham esse mercado devido a sua natureza mais compacta.

O arranjo básico de uma turbina a gás de ciclo simples é mostrado na Figura 18. O compressor tem como função conduzir o fluido de trabalho até o aquecimento. O fluido é aquecido por combustão interna num ciclo aberto, ou por troca de calor com uma fonte externa em um ciclo fechado. A turbina é acionada pela expansão do fluido de trabalho comprimido e aquecido. Durante a partida, inicialmente, a turbina necessita de um sistema de arranque para pôr o compressor em funcionamento. Assim que este alcança uma dada

velocidade, o ar atmosférico é aspirado, comprimido e conduzido à câmara de combustão, onde é misturado ao combustível (líquido ou gasoso). A energia resultante da combustão libera gases quentes que se expandem através da turbina, produzindo energia mecânica. Desprezando as perdas, uma parte desta energia mecânica é utilizada para o acionamento do compressor, sendo a outra parte empregada no acionamento de um gerador síncrono, obtendo a energia elétrica.

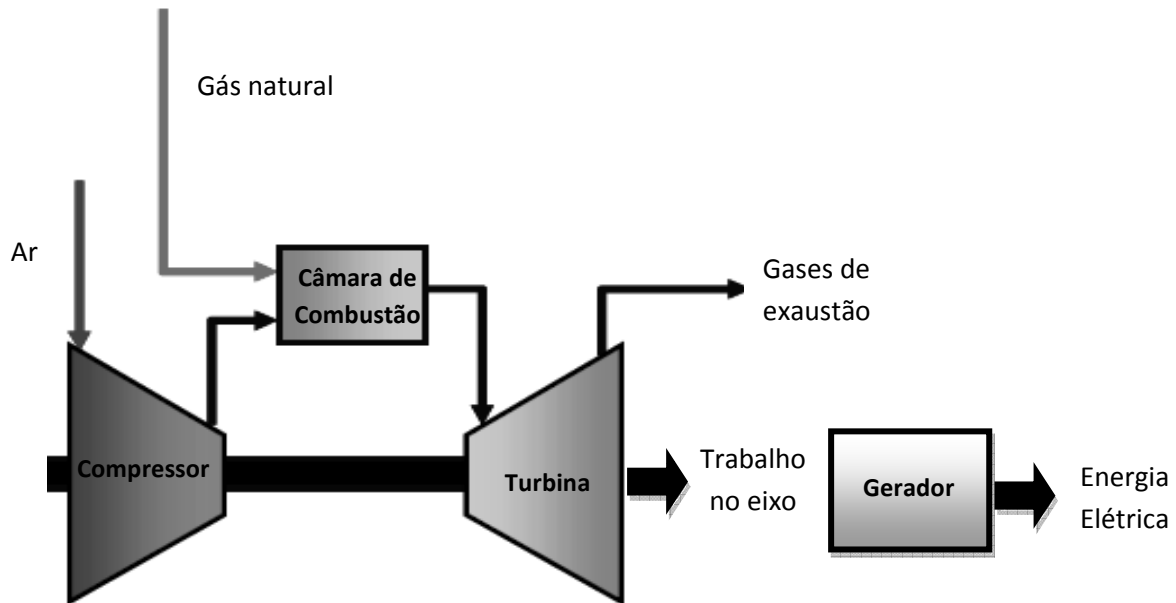


Figura 18: Esquema de uma turbina a gás

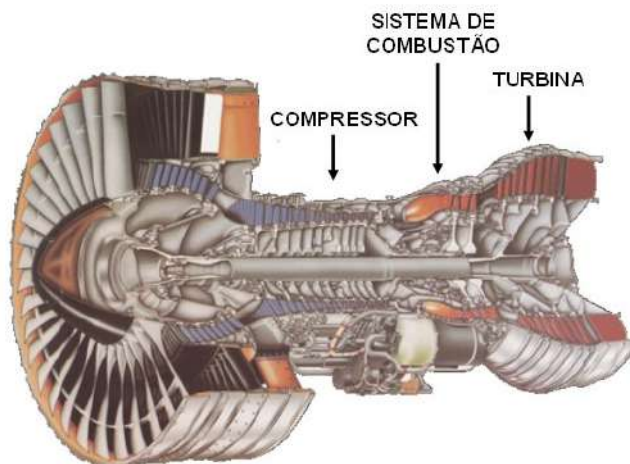


Figura 19: Figura esquemática dos componentes de uma turbina a gás; o compressor, o sistema de combustão e a região final das palhetas da turbina.



Figura 20: Foto de Turbina Siemens
Fonte: Siemens

5.2 Ciclo de Brayton

O ciclo Brayton é um ciclo termodinâmico na qual a adição de calor ocorre a pressão constante, utilizado no estudo das turbinas a gás. O ciclo Brayton é um ciclo ideal, uma aproximação dos processos térmicos que ocorrem nas turbinas a gás, descrevendo variações de estado (pressão e temperatura) dos gases. O conceito é utilizado como base didática e para análise dos ciclos reais, que se desviam do modelo ideal, devido a limitações tecnológicas e fenômenos de irreversibilidade, como o atrito.

O ciclo se constitui de quatro etapas. Primeiramente, o ar em condição ambiente passa pelo compressor, onde ocorre compressão adiabática e isentrópica, com aumento de temperatura e conseqüente aumento de entalpia. Comprimido, o ar é direcionado às câmaras, onde se mistura com o combustível possibilitando queima e aquecimento, à pressão constante. Ao sair da câmara de combustão, os gases, à alta pressão e temperatura, se expandem conforme passam pela turbina, idealmente sem variação de entropia. Na medida em que o fluido exerce trabalho sobre as palhetas, reduzem-se a pressão e temperatura dos gases, gerando-se potência mecânica. A potência extraída através do eixo da turbina é usada para acionar o compressor que atua no ciclo (*back-work*). Para isso, compressor e turbina são montados no mesmo eixo, de forma que uma parte do trabalho fornecido é usado no próprio processo de compressão. O restante do trabalho que é usado para geração da energia elétrica poderá acionar outras máquinas. A quarta etapa não ocorre fisicamente, se tratando de um ciclo termodinâmico aberto. Conceitualmente, esta etapa representa a transferência de calor do fluido para o ambiente. Resumindo, e colocando em diagramas:

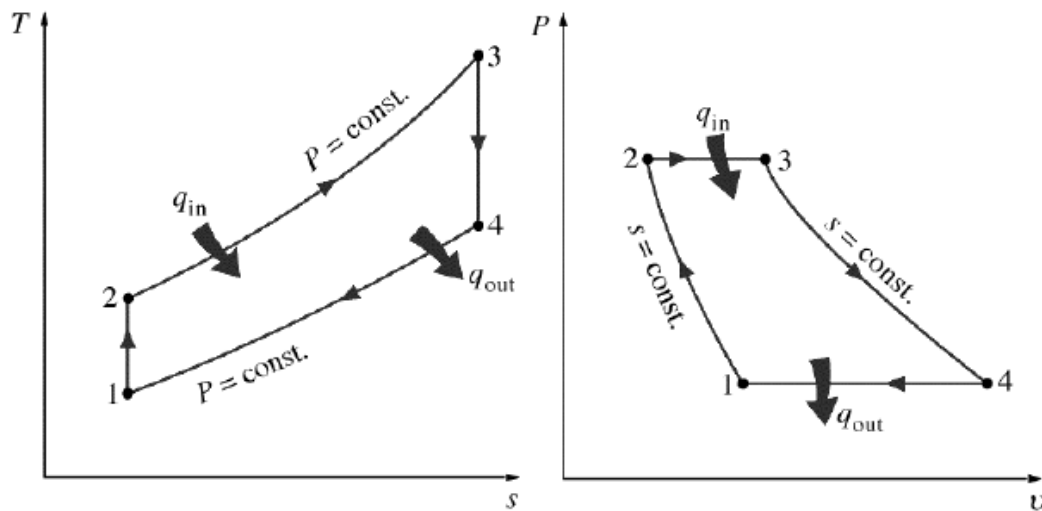


Figura 21: Diagrama T-S e P-V do ciclo de Brayton

1 – 2 → Compressão adiabática e isentrópica (Compressor)- aumento de pressão, temperatura e entalpia

2 – 3 → Troca de calor isobárica (Câmara de combustão)

3 – 4 → Expansão adiabática e isentrópica (Turbina) - redução da temperatura e pressão dos gases, geração de potência mecânica no eixo.

4 – 1 → Troca de calor isobárico (Ambiente)

Essa modelagem é utilizada para uma máquina ideal, porém para uma máquina real, pode-se observar alguns aspectos relevantes durante seu projeto:

- As ineficiências ocorrem porque tanto o compressor como a turbina não são máquinas ideais (isentrópicas).
- Considerável parte do trabalho gerado pela turbina é consumido para acionar o compressor, podendo chegar de 40 % a 80 % do valor produzido pela turbina. De forma que se as eficiências caírem para valores muito baixos (60 %), nenhum trabalho líquido será produzido pela turbina. Ou seja, a análise simples do rendimento térmico não é suficiente para determinar as melhores condições operacionais. Assim, é interessante verificar as condições em que o sistema turbina-compressor produz máximo trabalho líquido.

Uma concepção construtiva freqüente nestes equipamentos divide a expansão dos gases entre uma turbina de alta pressão, empregada para acionar o compressor e uma turbina de baixa pressão, que aciona a carga. Para este tipo de montagem denominam-se usualmente gerador de gás ao conjunto formado pelo compressor, queimador e a turbina de alta pressão, enquanto a parte restante se conhece como turbina de potência (turbina de baixa pressão + gerador elétrico).

As turbinas a gás funcionam com um elevado excesso de ar, para que a temperatura dos produtos de combustão ao incidir nas palhetas da turbina não seja excessiva e não provoquem excessivos problemas de corrosão ou fadiga na parte quente da turbina e mantenha os efeitos derivados da deformação plástica dentro de limites aceitáveis. Os níveis de excesso de ar com que trabalham as turbinas costumam estar compreendidos entre 250 e 500 % em relação ao ar teórico para combustão completa, (Leão).

Por serem máquinas de combustão interna as turbinas a gás realizam o processo de conversão da energia do combustível a altas temperaturas começando com temperaturas da ordem de 1000°C e terminando em temperaturas próximas de 500°C. Assim, é notável no ciclo de Brayton simples que grande parcela da energia do combustível que não é aproveitada está nos gases de exaustão ainda a altas temperaturas. Por outro lado, calor tem que ser fornecido ao ciclo por combustão. Assim, há ainda o ciclo de Brayton com regeneração ou recuperação que aproveita o calor, que de outra forma seria liberado para a atmosfera, para aquecer o ar comprimido imediatamente antes da câmara de combustão. (Martins, 2006)

Porém, abordaremos apenas o ciclo simples que é principalmente usado para o acionamento de geradores, objetivo do nosso estudo, visto que sua grande inércia reduz o risco de sobrevelocidade em caso de redução súbita de carga elétrica. Além disso, o ciclo simples, sem regeneração, dá compacidade ao acionador, tornando-o atrativo para o uso em aplicações onde o peso e espaço ocupado são de grande importância, como é o caso de plataformas marítimas. Mas, ainda existe uma série de possibilidades para aproveitamento dessa energia térmica na própria unidade, como por exemplo, a produção de vapor para utilização em outros equipamentos, ou ainda cogeração de energia.

5.3 – Simulação

Os combustíveis empregados devem estar livres de partículas e impurezas sólidas para evitar qualquer tipo de erosão nas palhetas da turbina. Por este motivo e por razões econômicas, um combustível muito adequado para as turbinas a gás é o gás natural, sempre

que esteja disponível. Como a própria plataforma já é produtora de gás natural, será este o combustível adotado (para efeito de estudo, será considerado como gerador de energia na combustão apenas o metano CH₄). Este componente representa cerca de 90 % da composição total do gás natural, valor adotado para a composição da corrente de entrada da simulação.

Com a entrada do combustível ocorre uma reação estequiométrica de combustão (1 Kmol de GN – sem excesso de ar) na câmara. O ar foi considerado com a composição de 21 % O₂ e 79 % N₂ fornecendo a seguinte reação:



Conhecendo-se as proporções de CH₄ e O₂ a partir da reação acima, é possível obter a relação Ar / Combustível da mistura = 17,2 Kg de ar / Kg de GN.

Turbinas projetadas para operar em ciclo simples, tendo em vista a eficiência térmica do ciclo, têm temperatura de saída de gases reduzida ao máximo e maiores taxas de compressão (relação entre a pressão do ar à entrada e saída do compressor). Segundo informações do site da empresa Pantanal Energia, responsável por uma usina termoelétrica no Brasil, foram retirados alguns valores operacionais para construir a simulação desse sistema em ambiente UNISIM DESIGN[®] próxima dos valores utilizados operacionalmente. A empresa informa que: "O ar atmosférico captado pelo compressor é comprimido (pressão aproximada de 13 bar e temperatura aproximada de 375°C) e direcionado para o combustor. Após passar pelo combustor a temperatura se eleva para 1250°C, aproximadamente, devido à queima do gás. Em seguida a mistura é direcionada para o acionamento da turbina, a pressão é reduzida à pressão atmosférica e a temperatura para aproximadamente 550°C (gases de exaustão da turbina)." Desta forma foi adotado o seguinte esquema, conforme mostra a Figura 22:

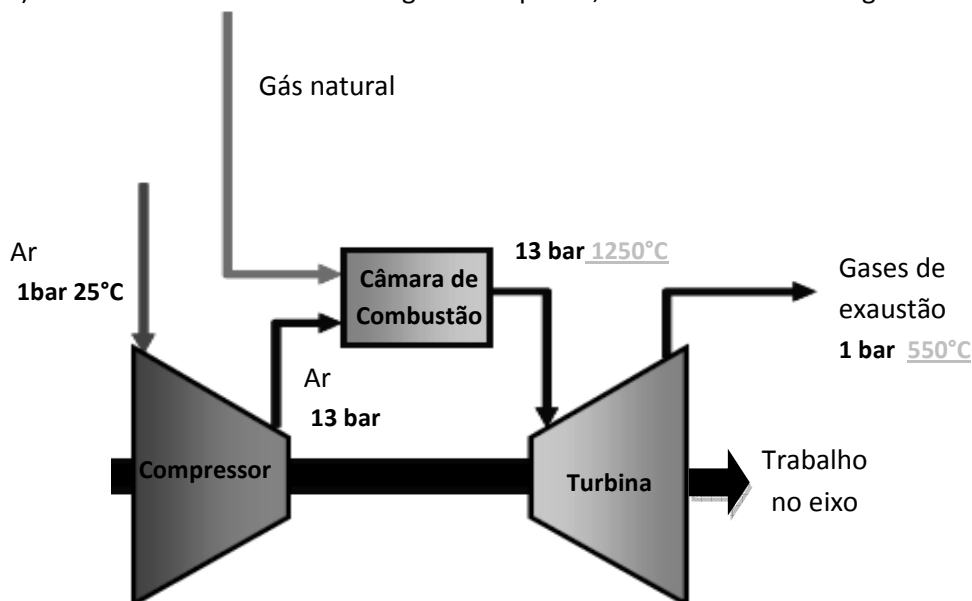


Figura 22: Esquema da simulação

Sendo os valores em preto definidos no simulador, e os sublinhados em cinza ajustados nesta ordem de grandeza conforme vazão de ar e combustível.

Além disso, na simulação adotaram-se como premissas, baseado em valores médios de funcionamento normal dos equipamentos, os valores de eficiência de 80% para o compressor e para turbina. Ainda segundo a empresa, “Pantanal Energia”, se uma turbina estiver operando isoladamente (ciclo simples), como nas aeronaves, sua eficiência térmica será baixa, da ordem de 36 %, ou seja, cerca de 64 % do calor gerado pela queima do combustível é perdido nos gases de exaustão. Poder-se-ia elevar esta eficiência térmica através da elevação de temperaturas e pressões de entrada, porém isto elevaria demasiadamente o custo de construção e manutenção dos equipamentos do processo, inviabilizando o projeto.

5.4 Dimensionamento

Tavares afirma que a Plataforma P43, situada no campo de Barracuda, é hoje a unidade de maior produção de petróleo da Petrobras e é responsável por cerca de 10 % da produção nacional. A sua geração energética principal é composta por 4 turbogeradores, cada um com potência nominal de 23 MW em 13,8 kV e 60 Hz. Para operação em condições normais três unidades são suficientes para o funcionamento do sistema, ficando a quarta unidade como reserva. Dessa forma, resolveu-se propor uma planta para geração energética de 100 MW, capacidade próxima a da P-43 (92 MW).

Como ainda tem que haver um gerador após a turbina para a obtenção da energia elétrica, cuja eficiência é de 94 %, é necessário então gerar mais de 100 MW na turbina:

$$Pot = \frac{100MW}{0,94} = 106,4MW$$

Para dimensionamento da vazão de gás na planta, foi ajustada a potência da turbina para 4 MW, isto se deve às correlações disponíveis para o custo de investimento da turbina definir esse limite máximo. Desta forma será necessário ajustar o número de turbinas para se conseguir a potência líquida desejada. A potência da turbina tem como principais variáveis a vazão de gás natural e de ar na planta, as quais se relacionam pelo coeficiente estequiométrico e por um excesso de ar. Este excesso de ar é necessário para garantir a combustão completa e limitar a temperatura do gás quente produzido, pois as estruturas metalúrgicas do primeiro estágio de palhetas do compressor e do rotor da turbina podem ser danificadas pela alta

temperatura. Foi escolhido ajustar a vazão de gás natural e conseqüentemente de ar da planta, considerando um excesso ar na faixa comum encontrada na literatura, dada por 250 % e 500 %.

A potência do compressor tem como variável apenas a vazão de ar, ou seja, quanto maior a vazão de ar maior a potência requerida do compressor. Enquanto a potência gerada pela turbina tem maior dependência em relação à vazão de gás natural. Desta forma, os maiores valores de excesso de ar tendem a proporcionar uma menor potência líquida, que é a potência gerada pela turbina menos a consumida no compressor. Então, foi escolhida inicialmente uma vazão de ar de 250% de excesso (limite mínimo) maior que a de ar teórico, a fim de verificar se a temperatura estaria dentro dos limites de condições de trabalho. Foi observado que para esse excesso de ar a temperatura da câmara já estaria numa condição viável de operação, logo esse foi o valor adotado. Assim, os resultados da simulação foram:

- Vazão mássica de gás natural: 0,115 kg/s
- Excesso de ar: 250 %
- Vazão mássica de ar: 6,85 kg/s
- Potência turbina: 4,035 MW
- Potência compressor: 2,764 MW
- Potência líquida: 1,275 MW
- Temperatura da câmara de combustão: 1025°C
- Temperatura de exaustão: 544°C

Baseado no valor de potência líquida de cada módulo é possível calcular o número de módulos de turbina necessários para gerar a capacidade pretendida.

$$\text{número de turbinas} = \frac{106,4}{1,275} = 84 \text{ turbinas}$$

Sabe-se que há a possibilidade de conseguir maiores potências em um único módulo, havendo hoje em dia turbinas da GE e Siemens, que alcançam mais até que 100 MW de potência. Inclusive uma reportagem no site GE News (2010) cita que: “A empresa irá fornecer turbinas para geração de energia e equipamentos de compressão para as plataformas marítimas P-58 e P-62”. A empresa conseguiu projetar um equipamento com pesos e dimensões reduzidos, o que permite melhorar o desempenho e a eficiência de ambas as plataformas marítimas. De acordo com o contrato, a GE Oil & Gas deverá fornecer oito

conjuntos geradores compostos de turbinas a gás PGT25+, capazes de gerar 31.1 MW cada uma.

Deve-se ressaltar que este número sugerido de turbinas seria de complexa operação, devido a dificuldades de distribuição e estabilização , todavia no objetivo do trabalho de simular e calcular o custo através das correlações de Turton *et al.* (2009), a extrapolação de um único módulo gerando 100 MW esbarrava na impossibilidade de calcular os custos. Visto que seria necessário fazer extrapolações da faixa de aplicabilidade das equações muito altas, da ordem de 300 vezes maior que o valor máximo. Além disso, esses sistemas com maior capacidade de potência têm um funcionamento diferente, possuindo compressores axiais com mais de 15 estágios de compressão, sendo mais complexo atingir uma simulação confiável no software utilizado. Quando se tentou simular esses sistemas, os resultados obtidos, como vazão e temperatura, não estavam de acordo com as especificações técnicas dos produtos oferecidos pelas empresas.

Capítulo 6 – Construção das simulações

Baseado em toda informação obtida na literatura, e resumida nos capítulos anteriores, o presente capítulo busca esclarecer as estruturas e parâmetros utilizados para a simulação da planta de processamento *offshore* de gás natural, com captura do CO₂, condicionamento e posterior injeção desta corrente nos reservatórios em águas ultra profundas. As simulações foram realizadas em ambiente UNISIM DESIGN[®], levando em consideração que o projeto dessas unidades deve possuir dimensões reduzidas e menor uso de utilidades, comparado às plantas terrestres. Serão feitas 6 simulações na tentativa de propor plantas de processamento para a camada do Pré-Sal. Todas as simulações terão o mesmo fluxograma base, porém três, utilizam válvula Joule-Thomson para o controle do ponto de orvalho e controle de pressão de injeção e 3 utilizam o turboexpansor para o mesmo controle. O objetivo é verificar quais são as mudanças nas variáveis de processo e consumo de utilidades com o uso do turboexpansor, visto que a válvula é a escolha tradicional.

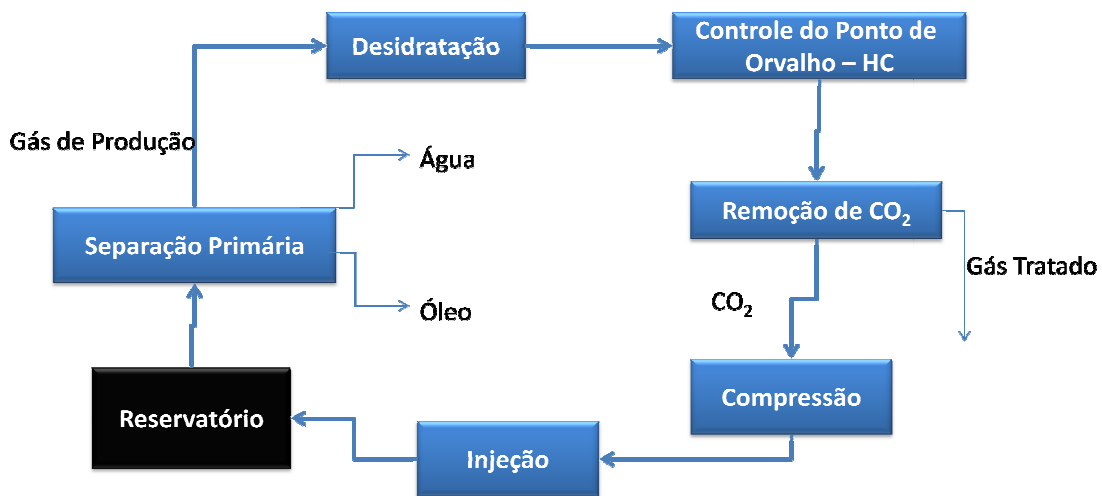


Figura 23: Esquema do fluxo material no processamento de gás natural associado a recuperação avançada

6.1 Fluxograma

O desenvolvimento do fluxograma da planta é iniciado com a carga trifásica oriunda do reservatório sendo encaminhada para o separador trifásico. Das três correntes obtidas somente a da fase gasosa foi avaliada, não foi considerado o tratamento das correntes de óleo

e água. Depois de separada das outras fases, a corrente gasosa segue para as etapas de processamento para separação dos contaminantes, como água e hidrocarbonetos pesados, e captura do CO₂ para injeção no reservatório.

Por se tratar de um projeto *offshore*, onde o foco deve ser segurança, simplicidade e confiabilidade, além de haver considerações que levam em conta requisitos ambientais, mitigação de corrosão e flexibilidade operacional, foram escolhidos os métodos que melhor atendem à complexidade desse tipo de instalação longe da costa.

A planta de processamento do gás natural analisada é composta por:

- Peneiras moleculares para desidratar o gás;
- Controle do ponto de orvalho via válvula Joule-Thomson ou turboexpansor;
- Unidade de membrana para captura do CO₂;
- Sistema de Condicionamento (compressão).

Além disso, há a simulação do sistema de tubulações de injeção, correspondente às tubulações em diferentes condições de temperatura e pressão em que as mesmas passam a medida que saem da plataforma e se dirigem ao reservatório.

Um fator importante durante a simulação para o cálculo das correntes resultantes de um processo é a escolha da equação de estado adequada para a resolução do problema. Em todo o estudo é utilizada a Equação de Estado Peng-Robinson com regra de mistura clássica, por oferecer modelagem termodinâmica apropriada para processos cujos componentes envolvidos são o óleo, água e gás, além de processos de inibição de hidratos, sendo a mais recomendada para aplicações de petróleo, gás e petroquímica (Aspentech, 2003).

6.2 Carga oriunda do Reservatório

As recentes descobertas no pólo Pré Sal apontam a existência de reservas significativas de GN, contendo teores expressivos de CO₂. Formigli (2007) estima um teor de CO₂ no gás natural dos campos do Pré-Sal que varia de 8 % a 18 %, concentração essa superior aos 5 % usuais das demais reservas do país. Nesse contexto, comparar alternativas de processamento e eleger a tecnologia mais viável é de suma importância para essa cadeia produtiva. Foram feitas simulações, com o mesmo fluxograma, utilizando três cargas de alimentação da unidade proveniente do reservatório com composições diferentes. As composições foram baseadas na composição utilizada por Almeida C. S. *et al.* (2010) em suas

simulações, devido ao fato das cargas dessas simulações gerarem gás natural com composições de CO₂ respectivamente semelhantes a 8%, 12% e 18%, que estão na faixa estimada por Formigli (2007). Neste trabalho, essas cargas foram chamadas, respectivamente, de CARGAS 1,2 e 3. Abaixo seguem as porcentagens molares das principais substâncias que representam o GN dessas cargas:

Tabela 3: Composição das cargas

Substâncias	CARGA 1	CARGA 2	CARGA 3
% CO2	2,95	4,57	8,89
%C1	23,80	22,17	31,87
% C2	2,87	2,87	2,40
% C3	2,20	2,20	1,40
%C4	1,16	1,16	0,77
%C5	0,72	0,72	0,78
%C6	0,22	0,22	0,58
%C7	0,95	0,95	0,68
%C8	1,09	1,09	0,88
%C9	0,93	0,93	0,78
%C10+	8,98	9,00	5,7
Água	46,32	46,32	38,73
Sal	7,83	7,83	6,52

As cargas não seguem um padrão na relação entre elas, mas percebe-se que as CARGAS 1 e 2 tem composições muito semelhantes, exceto em relação ao CO₂. Já a CARGA 3 não tem semelhança com as outras duas e possui muito mais metano, o que indica maior porcentagem de GN, pelo fato de metano ser o principal componente do GN.

A vazão da simulação foi montada com base nos dados de Formigli *et al.*(2009), no qual ele faz uma divisão das fases do projeto de exploração em Tupi. Ele cita que os planos preliminares para os FPSOs da primeira fase de exploração do campo de Tupi, é que eles sejam capazes de processar 120000 barris de óleo por dia. Além disso, em relação ao gás, a

quantidade prevista de processamento é de 5 milhões de metros cúbicos standard por dia. Sobre o destino final das correntes, é possível ser injetado 4,5 milhões e a capacidade de exportação é de 4 milhões, também de metros cúbicos standard de gás por dia. Foi escolhido ajustar a vazão volumétrica de petróleo de forma que as vazões das simulações se adéquem a capacidade de processamento de gás, previstas por Formigli *et al.* (2009). Para isso, essa vazão foi ajustada a partir da carga com maior concentração de CO₂, pois, desta forma, as outras cargas estariam automaticamente adequadas, visto que geram uma vazão de gás menor.

6.3 Separação primária

A pressão na qual os separadores operam pode variar bastante, dependendo do grau de separação gás-óleo desejado e da pressão do óleo no sistema de produção. A separação em estágios, que tipicamente envolve separadores de alta, intermediária e baixa pressão em série, visa maximizar a produção de óleo.

A separação do gás apresenta-se relativamente fácil, devido à grande diferença de densidades, em relação às fases líquidas, bastando apenas a fragmentação inicial do fluido, pelo emprego de dispositivos apropriados, seguido de um baixo tempo de separação. Porém, é notável que conforme maior a pressão de separação, o gás contido na carga do separador mais se solubilizará na fase óleo. Por esse motivo foi escolhida uma pressão baixa de 20bar.

Foi escolhido o separador horizontal por serem mais eficientes na separação gás/líquido, uma vez que oferecem uma maior área superficial de interface, com maior decantação das gotículas de óleo, e favorecem os desprendimentos do gás da fase líquida separada. Já os separadores verticais, apesar de necessitarem de uma menor área para instalação, o que a princípio seria bom numa planta *offshore*, tem a desvantagem do seu manuseio por causa da altura, ou seja, questão de segurança.

6.4 Desidratação

A desidratação da corrente gasosa é necessária para evitar os problemas advindos da presença da água, como a formação de hidratos que podem causar bloqueios em tubulações e válvulas. Existem dois principais processos para realizar a desidratação: absorção por glicol (TEG) ou adsorção por peneiras moleculares. A absorção por glicol é um método com tecnologia e operação altamente conhecida e, por isso, seu uso é freqüente em plantas *offshore*. Entretanto, as pesquisas na área da adsorção por peneiras moleculares estão reduzindo o custo de sua implementação e aumentando o interesse das empresas na sua

aplicação *offshore*, visto que uma planta de desidratação por peneira molecular é capaz de atingir teores de água inferiores a 1ppm. Na exploração do petróleo do Pré-Sal, segundo diversos artigos, é previsto o uso das peneiras moleculares para a desidratação do gás tendo em vista a alta remoção de água necessária, pois a água em contato com o CO₂ forma produtos corrosivos.

Para o sistema de desidratação foi utilizado um recurso existente no programa computacional UNISIM DESIGN[®] capaz de separar uma corrente conforme as concentrações de saída desejada, o “SPLIT”. Esse recurso apenas adequa a corrente de saída nos valores desejados e não apresenta nenhuma tecnologia, o que permite, aos desenvolvedores de tecnologias inserir no lugar desse “SPLIT” algum equipamento (novo ou já existente) que atenda as especificações da corrente de saída e as necessidades do processo.

Para aspectos econômicos, foi considerado um esquema típico para a adsorção de água por peneiras moleculares, mostrada na Figura 24, que possui três vasos de adsorção. Os vasos de adsorção foram dimensionados levando em consideração a queda de pressão máxima de 60kPa, mantendo a razão H/D entre 2,5 e 6 (Campbell, 2001). As variáveis que influenciam estes dois valores são a duração do ciclo de adsorção, que foi estabelecido em 9h, e o número de vasos.

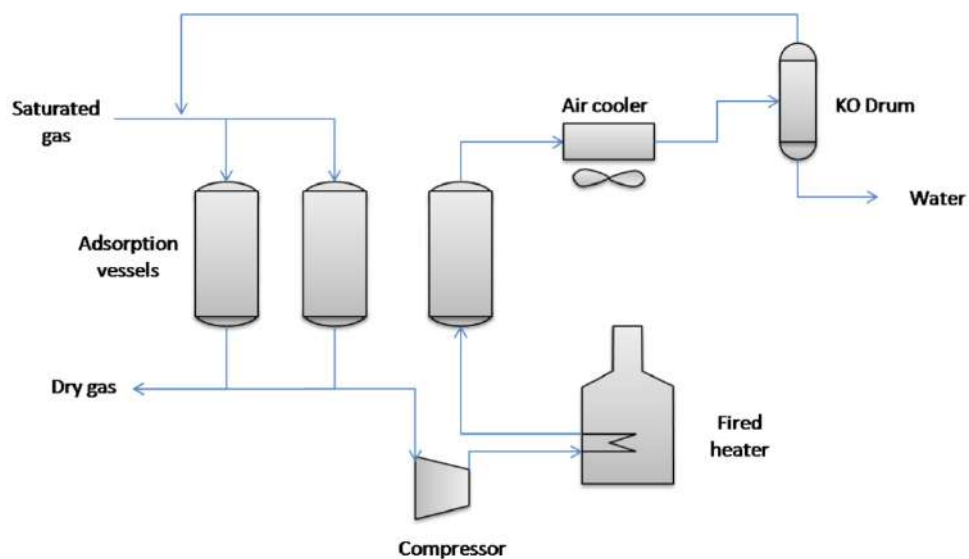


Figura 24: Esquema de unidade de peneira molecular

Portanto, para dimensionar uma unidade da peneira molecular é necessário dimensionar 2 ou 3 vasos iguais para adsorção e 1 vaso para regeneração. Além disso, é preciso dimensionar um forno aquecedor, um compressor e um *air cooler*.

6.5 Controle do Ponto de Orvalho de Hidrocarbonetos

O método de controle do ponto de orvalho de hidrocarbonetos é necessário para atingir as especificações recomendadas para a etapa de remoção de CO₂ por membrana para evitar sua danificação, ou seja, ponto de orvalho de 10°C e pressão de 50 bar (Almeida C.S., 2010). Tal método deve ser escolhido de modo a reduzir os custos da planta, assim é necessário avaliar a composição do gás, a pressão disponível e a recuperação desejada. A escolha do processo pode ser direcionada pela análise do gráfico de recuperação desejada por riqueza do gás, proposto por Daniel H. M. Filho:

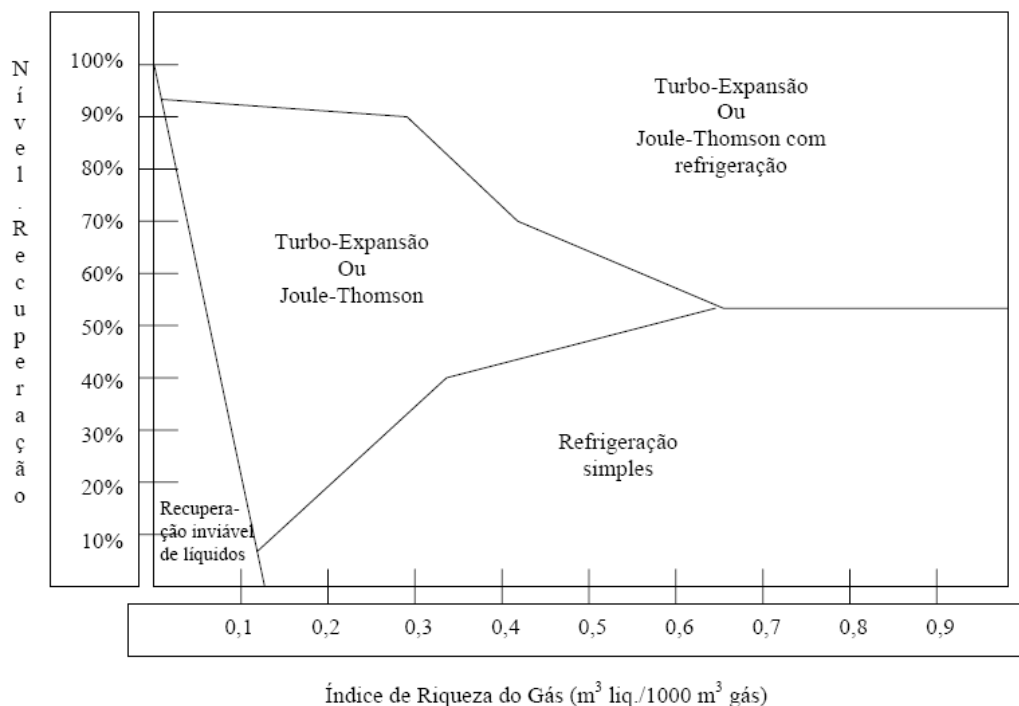


Figura 25: Índice de riqueza do gás (m³ liq./1000m³ gás)

Contudo, não existem critérios rígidos que orientam a seleção do processo, sendo necessários estudos de viabilidade técnica e econômica para a comparação. Deve ser considerado custo de equipamentos e instrumentação, consumo de utilidades, custos operacionais e, principalmente para o caso *offshore*, o peso e tamanho dos equipamentos.

No presente trabalho, como opção para o controle do ponto de orvalho é utilizado primeiramente válvulas Joule-Thomson, onde o gás sofre expansão súbita, acompanhado de efeito térmico de redução da sua temperatura. Além disso, um estudo baseado em C. Almeida (2010) foi feito para analisar a viabilidade do uso de turboexpansores nas plantas. Como esse dispositivo recupera energia durante o processo de expansão, ele foi cogitado para esta planta devido ao fato de haver uma etapa de compressão que antecede o controle do ponto de

orvalho, o que gera uma diferença de pressão significativa, ou seja, um grande potencial de expansão. Então, fez-se uma comparação quando se substitui uma válvula Joule-Thomson por um turboexpansor para a avaliação da demanda energética do processo. Deste modo, foram realizadas três simulações para cada um dos processos de expansão (8%, 12% e 18% de CO₂).

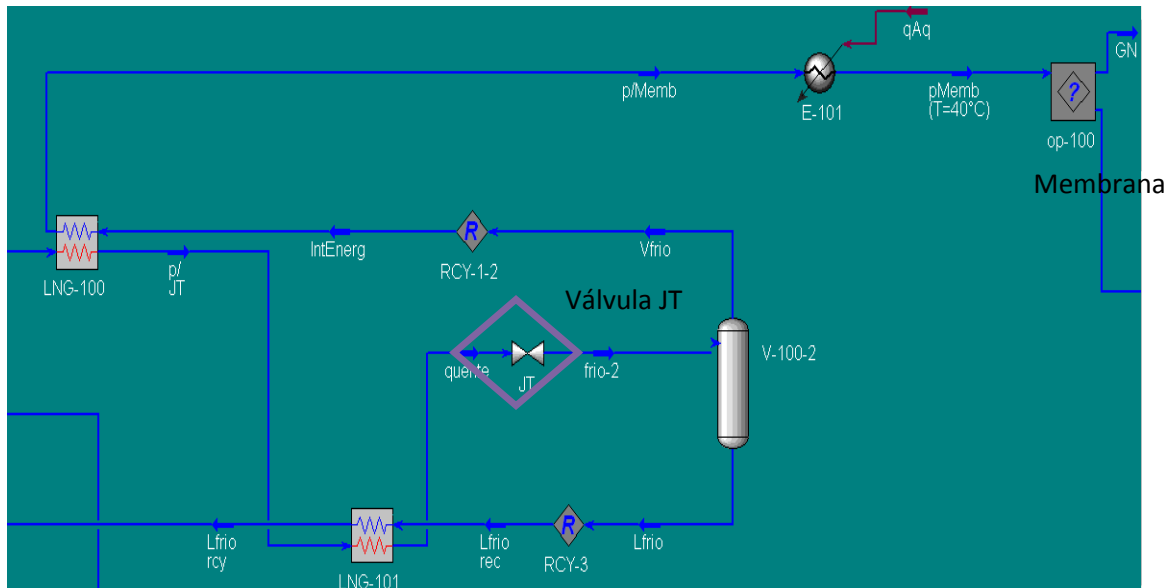


Figura 26: Uso da válvula JT no controle do ponto de orvalho antes da entrada da corrente na membrana

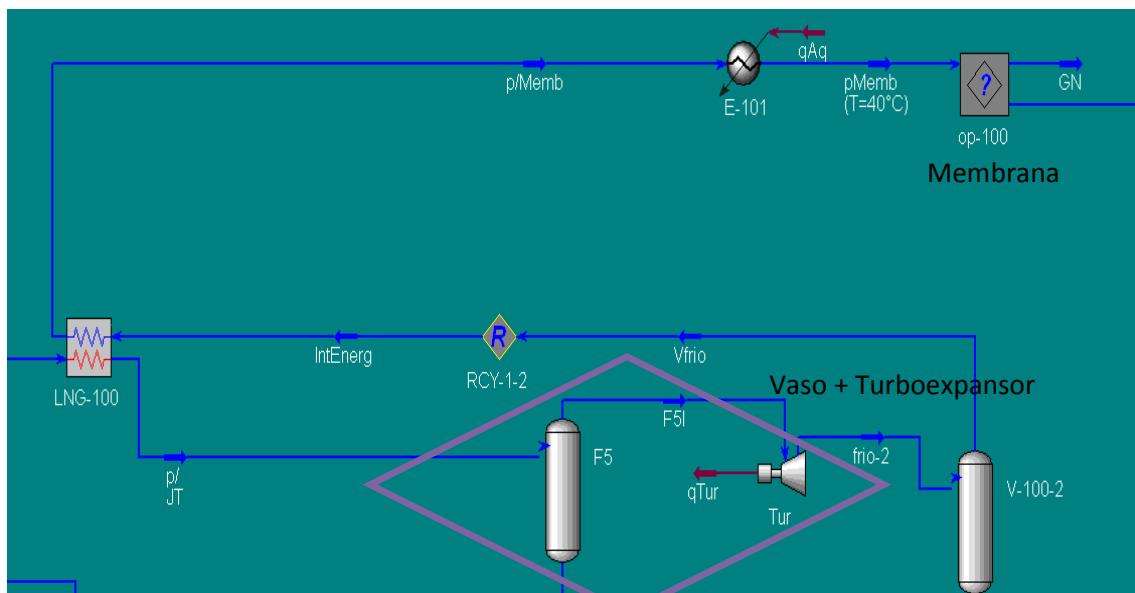


Figura 27: Uso do turboexpansor no controle do ponto de orvalho antes da entrada da corrente na membrana

6.6 Captura do CO₂

No contexto do Pré-Sal, uma questão que surge trata-se da tecnologia a ser aplicada para a captura de CO₂. A solução mais comum considera o uso de aminas (para absorção de CO₂) e membranas (para a permeação de CO₂).

Para avaliar a viabilidade da tentativa de se inovar no processo de tratamento de gás natural a partir da utilização da membrana, uma comparação qualitativa entre essas duas tecnologias é apresentada na tabela 4:

Tabela 4: Comparação Amina x Membrana

Critério	Membranas	Aminas
CO2 no gás	Alta pressão parcial de CO ₂	Alta a baixa pressão parcial de CO ₂
CO2 no gás tratado	Alta a moderada (não adequada para CO ₂ < 3%)	Moderada a baixa (adequada para CO ₂ < 20ppmv)
Remoção de H2S	Parcial	Reduz a ppm
H2O removida	Remoção necessária (gás tratado é seco)	Não (gás tratado é saturado)
Perda de metano	Moderada	Baixa
Utilidades	Moderada	Alta (regeneração de solvente)
Produtos químicos	Nenhuma	Necessária
Requerimento de água	Não	Água desmineralizada
Pré-tratamento mínimo	Ponto de Orvalho regulado com refrigeração	Filtração e coalescedor
Área	Moderada	Grande
Vazão mínima	Design modular, permitindo baixas vazões	Limitada pelo tamanho das torres absorvedoras
Operação e manutenção	Simples de operar e de realizar manutenção	Requer um controle complexo de variáveis de processos
Referências	Poucas aplicações <i>offshore</i>	Várias aplicações <i>offshore</i>

Fonte: Adaptado de Almeida *et al.* (2010)

Atualmente, opta-se na utilização da membrana em atividades *offshore* devido a algumas vantagens que ela apresenta em comparação à absorção com aminas. Ela ocupa uma área da plataforma consideravelmente menor que a torre de amina, sendo a mesma valorizada por ser escassa nesse tipo de atividade. Outro problema é a oscilação das torres com o movimento das plataformas, visto que elas são muito altas. As membranas têm operação e manutenção muito mais simples que as torres de amina, pois o controle das variáveis do processo é menos complexo. Além disso, elas requerem um gasto de utilidades bem menor.

Segundo a tabela 4, a corrente a ser tratada pela membrana deve ser livre de água e ter o ponto de orvalho regulado. Esses requisitos já foram anteriormente discutidos e foi mostrado que eles podem ser atingidos a partir de processos de desidratação e controle do ponto de orvalho. Para que a membrana apresente um bom desempenho, o gás a ser tratado também deve apresentar alta pressão parcial de CO₂, no entanto, isso já é uma característica das correntes oriundas dos poços do Pré-Sal. Vale ressaltar que, apesar da remoção de CO₂ pela membrana ser menor do que a remoção com aminas, a concentração de CO₂ do gás tratado está de acordo com a especificação de transporte do gás natural, que é 3% segundo RESOLUÇÃO ANP Nº 16, DE 17.6.2008 - DOU 18.6.2008. Analisando a tabela 4, pode-se concluir que é viável a utilização de membranas nas plantas de processamento do Pré-Sal, pois os pré-requisitos apresentados são atendidos.

A fim de ratificar a análise do presente trabalho, que demonstra as vantagens da utilização das membranas neste contexto, as argumentações propostas por Baker *et al.* (2008) podem ser ressaltadas:

“A taxa de recirculação de absorvente, o tamanho do referedor da torre de stripping, as bombas e os trocadores de calor de uma planta de amina todos aumentam em proporção com a quantidade de CO₂ a ser removida e são, relativamente, independentes do volume de gás a ser tratado. Apenas a torre de absorção a alta pressão aumenta com o volume de gás a ser tratado. De modo geral, isso significa que uma planta de amina para tratar 20 milhões SCFD de gás contendo 5% de gás carbônico será ligeiramente mais onerosa que uma planta designada a tratar 5 milhões SCFD de gás contendo 20 % de CO₂. As plantas utilizando membrana, por outro lado, são capazes de tratar correntes gasosas com altas concentrações de CO₂ com muito mais eficiência do que ao tratar as correntes menos concentradas. Por exemplo, uma planta de membrana designada para tratar 5 milhões SCFD de gás contendo 20v% de CO₂ deverá ser da metade do tamanho de uma planta de membrana para tratar 20 milhões SCFD de gás com 5% de CO₂. Isso demonstra que as plantas de membrana são as preferenciais para o caso de ser tratado uma corrente de alta concentração de CO₂, enquanto as plantas com aminas são mais indicadas para as correntes gasosas menos concentradas em CO₂. Além disso, as plantas com membranas, devido a sua menor complexidade, são geralmente indicadas para o processamento de menores vazões gasosas. Plantas de membrana processando menos que 20 milhões SCFD de gás são usualmente designadas para operar sem acompanhamentos constantes. Já as plantas de amina, são consideradas mais complexas e exigem procedimentos mais cuidadosos e bem monitorados.”

Segundo Almeida *et al.* (2010), a tecnologia de simulação para otimizar o projeto de membranas é limitada. Por isso, foi utilizado o modelo CO2PERM, desenvolvido por Medeiros *et al.* (2009), para simular unidades de membranas. Esse modelo foi desenvolvido em trabalho prévio para a PETROBRAS.

O dimensionamento da membrana foi realizado seguindo duas condições: a concentração de CO₂ na corrente de gás natural a ser exportado não pode ser superior a 3 % e sua vazão deve ser consideravelmente maior que a vazão do gás rico em CO₂ a ser injetado

Esse procedimento foi feito variando a área da membrana. A tabela 5 apresenta as premissas das condições operacionais da membrana.

Tabela 5: condições operacionais da membrana

Temperatura do gás que entra na membrana	40°C
Pressão do gás que entra na membrana	50bar
Temperatura do retentado	48,6°C
Diferença de temperatura entre retentado e permeado	1°C

Fonte: Medeiros (2009)

Essas condições foram utilizadas no balanço energético para a membrana, representada pela equação:

$$\text{Taxa de energia}_{\text{entrada}} = \text{Taxa de energia}_{\text{retentado}} + \text{Taxa de energia}_{\text{permeado}}$$

$$T_{\text{retentado}} - T_{\text{permeado}} = 1$$

6.7 Trem de Compressão

Nesse momento, a corrente rica em CO₂ advinda da membrana é primeiramente resfriada para condensar e separar a água. O modelo do sistema de compressão deste trabalho foi baseado nas pesquisas feitas por Romeo *et al.* (2008). Ele busca um modelo que minimize o gasto energético da compressão. Em seu trabalho, ele realiza as seguintes análises: “Com quatro etapas de resfriamento intermediário as temperaturas de saída do compressor são mantidas em baixos e médios valores. Todavia, se o número de estágios é reduzido, a necessidade energética de compressão aumenta...” e “Os efeitos positivos do resfriamento intermediário são a redução da potência de compressão do gás e, portanto, do tamanho do compressor e o TCR (custo total requerido)”. Visando a economia energética, e considerando o aumento de pressão desejado, optou-se pelo modelo do sistema de compressão com quatro

compressores e quatro trocadores de calor intermediários, que reduzem o trabalho dos compressores.

A partir do modelo do sistema de compressão com quatro compressores e quatro trocadores de calor, pensou-se na possibilidade de otimizar o custo desse sistema. Uma das opções seria diminuir a temperatura de saída dos *intercoolers* com o objetivo de aumentar a densidade da corrente que passa pelo trem de compressão, fazendo com que ela se aproxime da densidade de um líquido, viabilizando, assim, a substituição de um ou mais compressores por bombas, que tem menores custos de investimento, operação e manutenção.

Para avaliar essa tentativa, realizou-se uma simulação no UNISIM DESIGN[®] utilizando a CARGA 3 de CO₂, pois essa carga gera a corrente mais densa dentre as avaliadas no trabalho. Através de simulações, pode-se verificar que, mesmo que os trocadores de calor intermediários levassem a temperatura da corrente à 20°C (utilizando águas profundas do mar nos trocadores de calor, cerca de 20°C é o menor valor que se pode atingir), a corrente teria densidade de 398,2 kg/m³ ao sair do terceiro compressor. Essa densidade está muito distante da densidade mínima para ser bombeada, que é de 450 kg/m³ (Sohn *et al.*, 2009), impossibilitando a utilização de bombas. Com base nessa simulação, pode-se concluir que o modelo do sistema de compressão com quatro compressores e quatro trocadores de calor é a opção viável para esse estudo de caso.

Tendo definido o formato do trem de compressão, foi preciso escolher a razão de compressão de cada compressor e a pressão final da corrente após passar por ele. A pressão final esta diretamente ligada à pressão necessária para a injeção da corrente rica em CO₂, pois a compressão é realizada justamente para que essa corrente tenha pressão suficiente para ser injetada no reservatório. As faixas de concentração de CO₂ nas correntes estudadas são largas o bastante para impactar sensivelmente diversos aspectos, como o comportamento dos fluidos com as alterações de sua pressão e temperatura (*e.g.* comportamento da densidade com temperatura e pressão), fazendo com que a necessidade de compressão varie sensivelmente de um fluido para outro tendo em vista a finalidade de injeção do gás em aplicação EOR e a influência da gravidade ao longo da tubulação de injeção.

Em outras palavras, cargas ricas em CO₂ tendem a apresentar relativamente maiores densidades, requerendo menores níveis de pressão ao deixar o sistema de compressão já que sofrerão forte compressão gravitacional ao descerem pela tubulação de injeção. Assim, a corrente com menor teor de CO₂ necessitará da maior pressão de injeção dentre as possíveis correntes a serem tratadas pela planta de processamento proposta por este trabalho. Tendo em vista que a planta de processamento deve processar diferentes composições de petróleo

que possam ser oriundas de reservatórios diferentes, a compressão realizada deve ser adequada a todas as composições consideradas. Logo, pode-se concluir que o trem de compressão deve ser projetado para atender a demanda da CARGA 1 porque, assim, ele será suficiente para comprimir todas as outras correntes a uma pressão que permita a injeção dessas correntes. No entanto, isso faz com que o dimensionamento do processo de compressão resulte em aplicação excessiva de potência para outras cargas, que conseqüentemente irão demandar ação de válvulas de despressurização na descarga deste sistema de compressão.

Seguindo a orientação de Romeo (2008) de usar a mesma razão de compressão para todos os compressores, foram feitas simulações variando a razão de compressão até o momento no qual a pressão final do sistema de compressão fosse levemente maior que a maior pressão de injeção necessária (utilizada na CARGA 1). Dessa forma, chegou-se a razão de compressão ideal para este caso. A margem de segurança resultante dessa simulação foi de aproximadamente 10 bar acima da maior pressão de injeção.

6.8 Tubulação de Injeção

No projeto da injeção utilizou-se o modelo clássico do conjunto de tubulações usadas com esse fim que, muitas vezes, é fruto da conversão de uma linha de produção que se torna ociosa e é utilizada para injeção. Tal modelo é constituído por linhas flexíveis, sendo modelada como um trecho horizontal curto que vai da planta de processamento na embarcação até a altura do mar, um trecho vertical que leva até o fundo do mar, e outro horizontal que percorre o fundo do mar até o poço e a última tubulação vertical que corresponde à coluna de injeção sendo interna ao poço e permite o acesso ao reservatório. A Figura 25 representa o esquema do sistema de injeção.

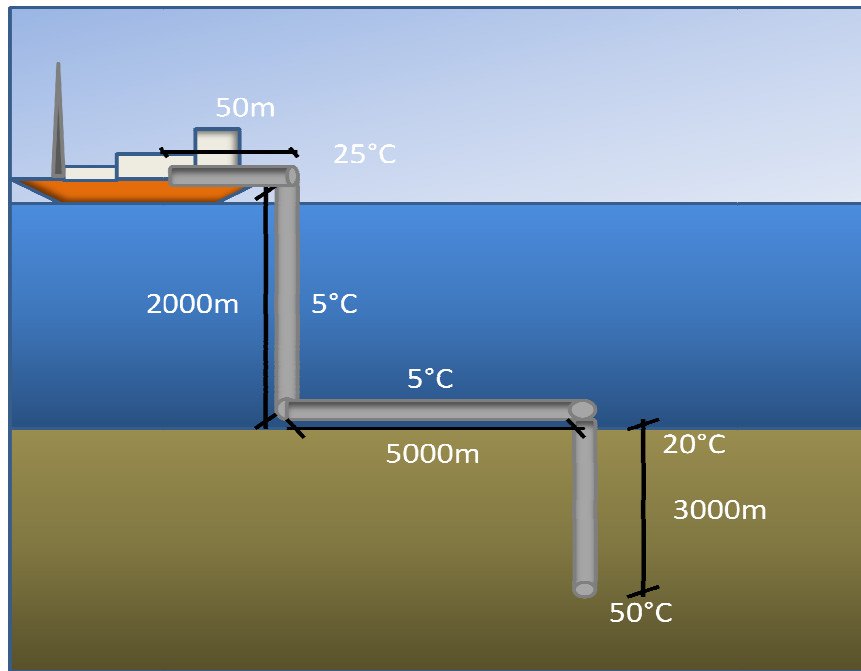


Figura 28: Esquema do sistema de injeção

Baseando-se nas dimensões de uma embarcação de processamento *offshore* estimou-se 50 m para a primeira parte do sistema de injeção. Baseando-se no trabalho de Almeida *et al.* (2010), estimou-se 2000 m para a segunda parte e 3000 m para a última parte. Por fim, baseando-se nas distâncias usuais entre as embarcações e os poços, estimou-se 5000 m para a terceira parte.

Considerou-se a temperatura ambiente como 25°C, a do mar a partir de 200 m como 5°C e a do poço como 20°C no início, aumentando 1°C a cada 100 m. A primeira parte da tubulação está à temperatura ambiente (25°C) e a terceira parte está a 5°C (temperatura do fundo do mar). A temperatura do poço (quarta parte) foi utilizada como uma média aritmética entre os 20°C do início e os 50°C do final (35°C). Por fim, a temperatura utilizada na segunda parte é uma média das diferentes temperaturas às quais a tubulação está submetida, ponderada em relação ao comprimento da tubulação, onde a temperatura dos primeiros 1000 m do *riser* foi assumida como uma média aritmética entre os 25°C do meio ambiente e os 5°C do final desses 1000 m (15°C) e a dos outros 1000m como 5°C. Dessa forma, a média é:

$$\frac{(15^{\circ}\text{C} * 1000\text{m} + 5^{\circ}\text{C} * 1000\text{m})}{2000\text{m}} = 10^{\circ}\text{C}$$

Dentre os materiais disponíveis no simulador, o que tem características que melhor representam as tubulações da plataforma e a coluna de injeção no poço é o *mild steel*.

Com todos os parâmetros definidos, falta escolher o diâmetro da tubulação e a pressão de injeção necessária para que o fluido chegue ao final da tubulação com 700 bar (Sohn *et al.*, 2009) e vença a pressão do reservatório. Para isso foi utilizada a função *adjust* do UNISIM DESIGN[®]. Essa função foi ligada entre as correntes de saída e de entrada da tubulação, sendo a pressão o parâmetro escolhido a ser ajustado. Assim, o *software* calcula e ajusta a corrente de entrada à pressão necessária. No entanto, essa pressão depende do diâmetro da tubulação e vice-versa. O diâmetro da tubulação foi estimado a partir de uma perda de carga limite obtido no site da empresa TBG (Transportadora Brasileira Gasoduto Bolívia-Brasil S.A.) que determina uma perda de pressão máxima de 50bar a cada 500km, ou seja, 0,1 bar/km. A perda de carga não pode ser grande, pois à medida que a pressão diminui, o gás se expande, sua velocidade aumenta e, conseqüentemente, o atrito aumenta podendo ocasionar explosões.

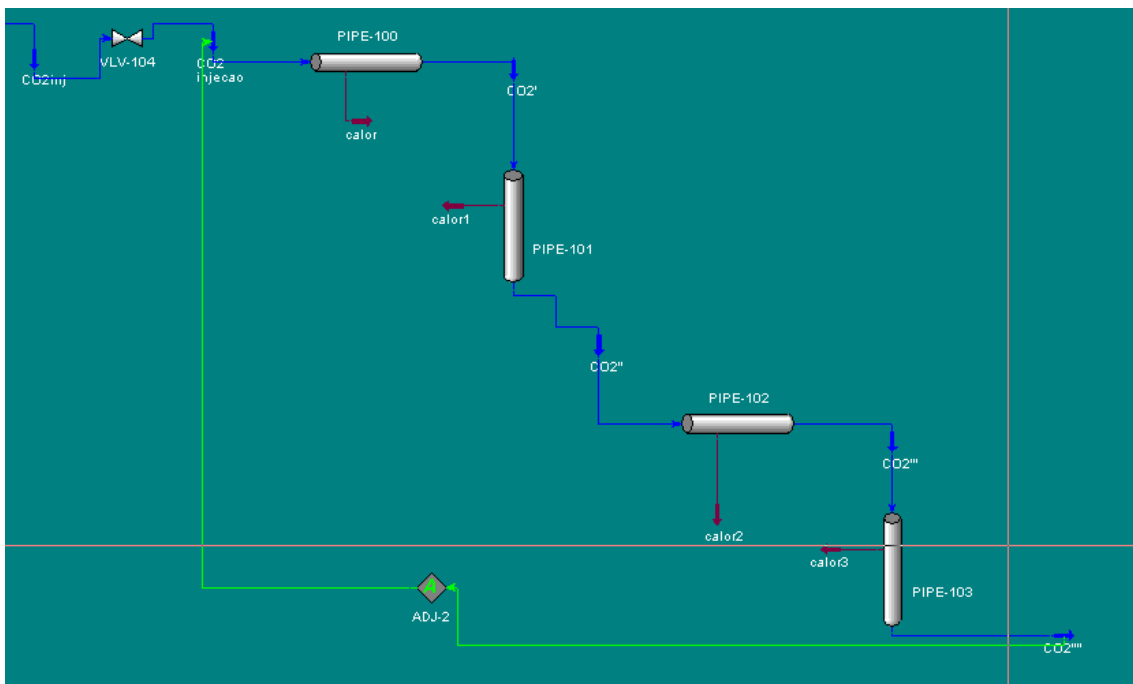


Figura 29: Simulação da tubulação em UNISIM DESIGN

Capítulo 7 – Resultados das Simulações

7.1 Carga oriunda do Reservatório

Para que a vazão molar de gás que deixa o separador trifásico estivesse semelhante às propostas de Formigli *et al.* (2009), utilizando o simulador, ajustou-se por tentativa a vazão molar da corrente de produção em 11 MMSCMD. A carga utilizada para este ajuste foi a CARGA 3 pois é a que contém maior quantidade de GN, gerando a maior vazão de gás a ser tratado. A Tabela 6 resume as vazões empregadas.

Tabela 6: Vazão molar do gás a ser tratado

Simulação	Vazão Molar da Carga (MNm³/d)	Vazão Molar de gás (MNm³/d)
C8JT	11.00	3.52
C12JT	11.00	3.51
C18JT	11.00	5.02
C8TE	11.00	3.62
C12TE	11.00	3.68
C18TE	11.00	5.08

As cargas com maior porcentagem de metano foram as que geraram a maior vazão de gás que deixa o separador trifásico. Um parâmetro que também justifica a grande diferença entre a vazão da CARGA 3 em comparação com as CARGAS 1 e 2 é a porcentagem da fase gasosa, que são respectivamente, 44,27 %, 30,3 % e 30,15 %.

7.2 Membrana

Após ajustada a capacidade de tratamento de petróleo da planta, verificou-se a vazão molar de gás natural especificado para venda. Os dados abaixo mostram que as vazões de gás exportado (retentado da membrana) de todas as simulações se encaixam no limite de 4 MMSCMD citado por Formigli *et al.* (2009). Sendo que, quando se trata das plantas que tratam gás com 18 % de CO₂ a vazão de gás exportado chega próximo ao limite, conforme mostra a Tabela 7.

Tabela 7: Vazão molar do Gás Natural exportado

Simulação	Vazão Molar do GN Exportado (MNm³/d)
C8JT	2,86
C12JT	2,70
C18JT	3,70
C8TE	2,84
C12TE	2,77
C18TE	3,69

Preocupou-se ainda para que na composição do gás vendido, todas as correntes estivessem adequadas à especificação de no máximo 3 % de CO₂ da RESOLUÇÃO ANP Nº 16, DE 17.6.2008 - DOU 18.6.2008. A tabela 8 apresenta a composição do GN exportado.

Tabela 8: Composição do Gás Natural exportado

Simulação	% CO₂	% Metano	% Etano	% Propano
C8JT	0,78	75,98	10,69	7,66
C12JT	1,05	74,43	11,51	8,14
C18JT	2,99	82,30	7,06	3,92
C8TE	0,80	75,95	10,94	7,68
C12TE	1,08	75,14	11,16	7,86
C18TE	3,00	82,48	7,08	3,93

7.3 Substituição da válvula JT pelo TE

Com a alteração proposta, pode-se verificar um padrão na alteração do perfil de consumo energético no controle do ponto de orvalho. Primeiramente, observa-se que o compressor que compõe o controle do ponto de orvalho consome mais energia nas simulações com válvula Joule-Thomson do que nas simulações com turboexpansor. Isso ocorre, pois o turboexpansor necessita de uma diferença de pressão significativamente menor que a válvula para realizar a mesma diminuição de temperatura durante seu processo de expansão. Dessa forma, a corrente que antecede essa expansão precisa estar em uma pressão mais baixa e, conseqüentemente, o compressor realiza um trabalho menor. O fato explicado anteriormente é comprovado na tabela 10. Em segundo lugar, nota-se que a energia gerada pelo equipamento nessa etapa é considerável e representa, em média, mais de 10% do trabalho de

compressão. Por fim, de acordo com a tabela 11, o turboexpansor leva a corrente a uma temperatura mais baixa que a válvula, o que faz com que o aquecedor que antecede a membrana consuma mais energia para levar a corrente à temperatura especificada de operação da membrana. No entanto, essa quantidade de energia é pequena em relação à economia conquistada. A tabela 9 e a figura 26 apresentam os resultados do gasto energético.

Tabela 9: Gasto energético da etapa de controle do ponto de orvalho das simulações

Simulação	Energia gasta no compressor	Energia do TE do DewPoint (kW)	Energia Gerada nos TE(0.94*qTur)	Calor necessário no aquecimento	Gasto Energético
C8JT	11990,00	0	0	496,26	12486,26
C12JT	12220,00	0	0	388,00	12608,00
C18JT	15720,00	0	0	1267,00	16987,00
C8TE	10110,00	-1095,00	-1029,30	840,00	9920,70
C12TE	10300,00	-1103,00	-1036,82	831,60	10094,78
C18TE	13750,00	-1545,00	-1452,30	1872,00	14169,70

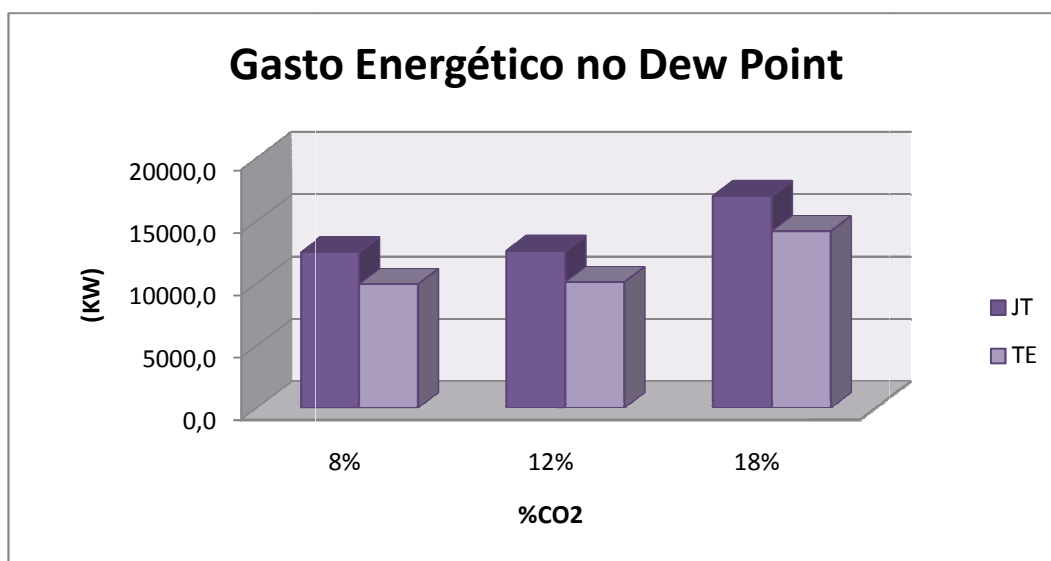


Figura 30: Gráfico ilustrando o gasto energético no controle do ponto de orvalho

Tabela 10: Pressão antes do Processo de Expansão

Simulação	Pressão antes do Processo de Expansão (kPa)
C8JT	9200
C12JT	9200
C18JT	9200
C8TE	7800
C12TE	7800
C18TE	7800

Tabela 11: Temperatura da corrente antes da Membrana

Simulação	Temperatura da corrente antes da Membrana (°C)
C8JT	34,62
C12JT	35,76
C18JT	29,87
C8TE	31,04
C12TE	31,30
C18TE	25,08

No sistema de injeção, o balanço energético é muito mais simples. A única alteração é a energia gerada pelo turboexpansor, pois a substituição da válvula por ele não implica nenhuma alteração nas características de consumo do sistema de injeção. A tabela 12 condensa os resultados.

Tabela 12: Balanço energético da substituição da válvula JT pelo TE no sistema de injeção

Simulação	Energia gerada no TE (kW)	Energia do Gerador (kW) (94%*E_TE)	Balanço Energético (kW)
C8JT	0	0	0
C12JT	0	0	0
C18JT	0	0	0
C8TE	23,36	18,69	18,69
C12TE	87,30	69,84	69,84
C18TE	235,00	188,00	188,00

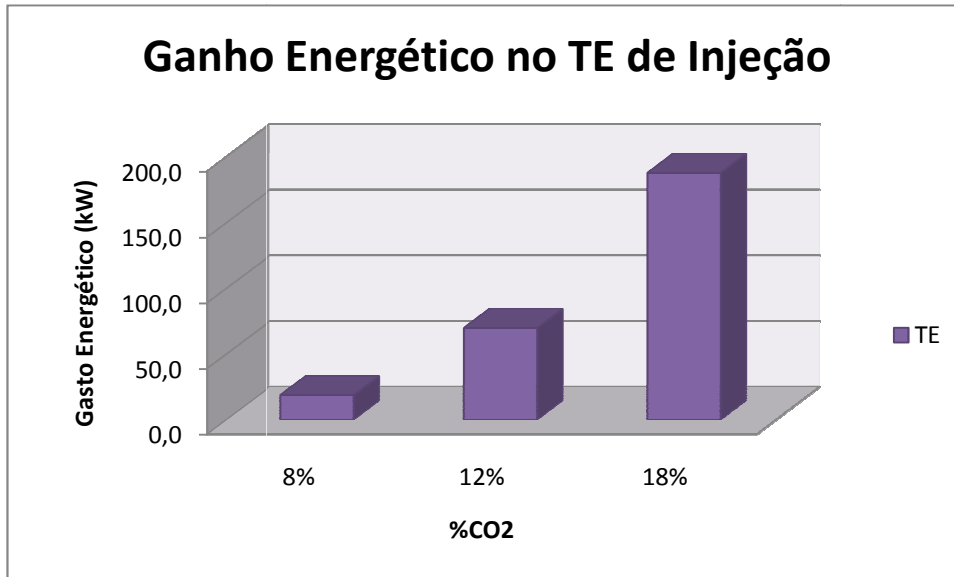


Figura 31: Gráfico ilustrando o ganho energético utilizando o turboexpansor na injeção

7.4 Injeção

Novamente, é visto que as expectativas de Formigli *et al.* (2009) são atendidas. Todas as vazões de injeção estão abaixo dos 4,5 MMSCMD citado por ele. Além disso, a vazão de gás injetado é bem menor que a de gás vendido, o que é coerente em termos econômicos. A tabela 13 mostra a vazão molar do gás injetado.

Tabela 13: Vazão Molar do Gás Injetado

Simulação	Vazão Molar do Gás Injetado (MNm ³ /d)
C8JT	0,74
C12JT	0,88
C18JT	1,31
C8TE	0,75
C12TE	0,88
C18TE	1,31

Os resultados para pressão de injeção apresentados na Tabela 14 estão de acordo com o esperado teoricamente, visto que as correntes com maior porcentagem de CO₂ necessitam de uma pressão de injeção menor. Isto ocorre porque possuem maior massa específica e, conseqüentemente, tem maior ganho de pressão com a ação da gravidade ao longo da tubulação.

Tabela 14: Pressões de injeção

Simulação	Pressão ao final do trem de compressão (10⁴kPa)	Pressão de Injeção (10⁴kPa)	ΔP da válvula (kPa)
C8JT	4,39	4,29	1022,00
C12JT	4,39	3,92	4782,00
C18JT	4,39	3,48	9114,00
C8TE	4,39	4,25	1458,00
C12TE	4,39	3,92	4764,00
C18TE	4,39	3,49	9040,00

Na Tabela 14 pode-se observar a composição das correntes ricas em CO₂ alcançados após a captura e utilizadas na injeção. Devido às baixas vazões, apesar da porcentagem em algumas correntes serem relativamente altas, não representa grandes perdas em relação ao total de metano. Este metano tem conseqüências na injeção, pois altera a pressão mínima de miscibilidade do CO₂, aumentando-a. Isto atrapalha a eficiência da injeção, alterando o caráter miscível da mesma, porém os custos para aumentar a purificação podem não compensar. Além disso, é necessário estudos sobre características do reservatório para verificar o quão prejudicial pode ser este teor de metano.

Tabela 15: Composição do Gás Injetado

Simulação	% CO2	% Metano
C8JT	38,89	60,28
C12JT	50,96	48,32
C18JT	64,69	34,05
C8TE	40,12	59,06
C12TE	50,44	48,87
C18TE	64,66	35,08

7.5 Compressão

O sistema de compressão utiliza quatro compressores com razão de compressão igual (3,32) o que possibilita uma necessidade de potencia semelhante em cada compressor, conforme pode se verificar na Tabela 16:

Tabela 16: Potência em kW gasta nas etapas de compressão

Simulação	1ª Etapa	2ª Etapa	3ª Etapa	4ª Etapa	Total
C8JT	1757	1752	1655	1551	6715
C12JT	2375	1789	1951	1758	7873
C18JT	3081	3081	2828	2385	11375
C8TE	1788	1784	1683	1571	6826
C12TE	2093	2090	1951	1762	7896
C18TE	3084	3084	2831	2387	11386

Capítulo 8 – Estimativa e Análise Econômica

O objetivo desse capítulo é explanar o procedimento realizado na estimativa dos custos de capital e custos operacionais das plantas de processamento e do sistema de geração de energia simulados. Além disso, calcular o fluxo de caixa das plantas e do sistema de geração para, com eles, analisar a viabilidade econômica da construção das plantas e calcular o preço do kWh produzido *offshore*.

Para esses objetivos serem atingidos, utilizou-se a planilha CAPCOST_2008.xls, que calcula os valores dos módulos, incluindo instalação, para cada equipamento (CM). No CAPCOST_2008.xls o cálculo do custo de cada tipo de equipamento depende de variáveis específicas, por exemplo o custo de um vaso depende de seu material, diâmetro, altura e pressão máxima de operação. Essa planilha foi desenvolvida por Turton *et al.*(2009) e utiliza fórmulas contidas em seu livro para estimar o custo dos equipamentos. A obtenção das variáveis para a determinação do custo de cada equipamento é realizada pelo dimensionamento dos equipamentos.

Para o dimensionamento, utilizou-se a planilha HYSYSCOMM.xls desenvolvida pelo laboratório H2CIN da UFRJ. Esta planilha possui uma interface que importa os dados de correntes e operações de um arquivo desenvolvido no software UNISIM DESIGN[®] e fornece as variáveis necessárias à obtenção dos custos de investimento dos equipamentos empregados.

Para efeito dos cálculos econômicos, o valor adotado para o preço do gás natural foi baseado no Boletim Mensal de Acompanhamento da Indústria de Gás Natural do Ministério de Minas e Energia (MME) do mês de janeiro de 2011. Nele é informado que, no Brasil, o preço do gás natural importado, pago pelas distribuidoras, foi de cerca de 0,1116 R\$/m³, com o dólar de conversão de 1,6934 R\$/US\$. Dessa forma, o valor médio é de: 0,066 US\$/m³ e considerando o comportamento de gás ideal nas condições *standard* 1m³= 44,64 mols , o custo será de 0,00148 US\$/mol. Foi adotado o valor do gás natural importado por ser mais barato que o nacional, devido a sua abundância. Este valor reflete melhor a realidade de uma plataforma, na qual o gás tem menor valor comercial por estar distante dos pólos comerciais, perto da fonte geradora e, portanto, sem os custos de transporte para os consumidores localizados em terra.

8.1 Plantas de Processamento

Segundo Turton *et al.* (2009), quando estiver calculando o CAPEX de uma planta nova, utiliza-se a seguinte fórmula:

$$CAPEX = 1,18 \sum_{i=1}^n CM_i + 0,5 \sum_{i=1}^n CB_i$$

15% = contingências
3% = taxas

Onde CB é o custo dos módulos nas condições base e CM o custo dos módulos de equipamentos.

Foi considerado que as plantas de processamento se encaixam nessa situação, pois é proposta a construção de plantas totalmente novas. Além disso, considerou-se que CB é igual a CM para incluir uma margem de erro, tendo em vista que CM é maior que CB. Sendo assim, o CAPEX das plantas de processamento é igual a soma dos módulos multiplicada por 2, pelo fato de considerarmos um sobresselente de cada equipamento, e depois multiplicada por 1,68 (1,18 + 0,5).

Vale ressaltar que foi calculado apenas o CAPEX das simulações com gás natural com 18 % de CO₂, pois essa é a situação na qual a planta recebe a maior vazão de gás a ser tratado, logo requer a maior capacidade de processamento. Como o objetivo é projetar uma planta que atenda a todas as composições de carga, o dimensionamento deve ser feito baseado na planta de maior capacidade.

Baseados em Turton *et al.* (2009) para o cálculo do custo operacional (OPEX) das plantas de processamento foi considerado o custo de utilidades, manutenção, suprimentos operacionais e custo com trabalhadores. No qual o custo com manutenção representa 6 % do CAPEX e o custo de suprimentos operacionais 0,9 % do CAPEX. O custo com utilidades foi calculado da seguinte forma: somou-se o consumo energético anual dos 5 compressores da planta, do compressor e do forno da peneira e do aquecedor da planta. Este consumo foi multiplicado pelo valor do kWh. Ao resultado desta multiplicação adicionou-se o custo anual do forno e do *aircooler* da peneira, os quais foram calculados a partir da planilha HYSYSCOMM.xls. As equações para a determinação do OPEX das plantas são explicitadas a seguir:

$$OPEX = \text{Custo de Utilidades Total (CUT)} + \text{Custo com Manutenção} + \text{Suprimentos Operacionais} \\ + \text{Custo com Trabalhadores}$$

$$CUT = \text{Custos com compressão} + \text{Custos com aquecedor} \\ + \text{Custo com forno da peneira} + \text{Custo com air cooler da peneira}$$

$$\text{Custo com Manutenção} = 0,06 * CAPEX$$

$$\text{Suprimentos Operacionais} = 0,009 * CAPEX$$

$$\text{Custo com Trabalhadores} = N_{op} * \text{Custo Anual de cada Operador}$$

Onde, N_{op} é calculado pela fórmula:

$$N_{op} = 4,5 \left(6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{eq} \right)^{0,5}$$

N_{op} = número de operadores;
 P = número de operações envolvendo sólidos;
 N_{eq} = número de equipamentos principais

Neste caso P é zero e N_{eq} é 20 (5 compressores, 2 turbinas, 4 vasos, 7 trocadores, uma peneira e uma membrana), todos os equipamentos foram considerados representando o pior cenário. Para o caso das plantas utilizando válvula para controle de ponto de orvalho e ajuste de pressão de injeção não haveriam as 2 turbinas, porém o número de operários não é afetado ao descontar tais equipamentos. Caso o N_{op} resultante da equação for um número fracionário, deve ser arredondado para o inteiro superior.

Após a determinação dos custos de investimento e dos custos operacionais, pode-se construir o fluxo de caixa das plantas simuladas. Para todas as plantas simuladas utilizou-se o custo de investimento das plantas de 18 % de CO_2 , como explicado anteriormente. Como o custo operacional e a receita são característicos de cada planta, cada uma teve um fluxo de caixa próprio. Considerou-se uma taxa de atratividade de 12 %, um valor alto, para representar um cenário pessimista na comparação com outras aplicações financeiras.

As plantas com turboexpansores possuem a receita composta pela soma da venda do gás natural com o valor da energia recuperada por eles. Enquanto que as plantas com válvulas Joule-Thomson têm apenas a receita oriunda da venda do gás natural. O fluxo de caixa também foi realizado para um período de 10 anos, sendo que o valor presente ao final deste período permite uma comparação econômica entre as plantas com turboexpansores e com válvulas, a fim de averiguar a viabilidade desta substituição. A equação para estes fluxos de caixa são representadas a seguir:

$$\sum_{n=1}^{10} \frac{(V_g * P_g + E_{TE} * 0,94 * x - OPEX)}{(1 + i)^n} - CAPEX = PV$$

- E_{TE} = energia gerada pelos turboexpansores;
- x = preço do kWh;
- V_g = vazão de gás natural que alimenta o sistema;

- P_g = preço do gás natural;
- i = taxa de atratividade;
- 0,94 = eficiência do gerador;
- PV = valor presente.

Todos os cálculos mencionados acima foram realizados e registrados pela planilha ProcGas_InjecCO2_AnaliseEconomica.xls desenvolvida para o presente trabalho, nela estão detalhados todos os cálculos necessários para o CAPEX das simulações C18TE e C18JT, além do OPEX e do fluxo de caixa para as 6 simulações propostas.

8.1.1 Compressores

Para o cálculo do custo modular dos compressores é necessário indicar o tipo de compressor, o seu material e a potência. Nesse caso, foram escolhidos compressores centrífugos de aço carbono. A planilha CAPCOST possui um limite de potência de 3000 kW para o cálculo do preço dos compressores, deste modo, realizou-se uma extrapolação do método proposto por Turton *et al.* (2009) para estimar os preços dos três primeiros compressores das plantas C18TE e C18JT, visto que necessitam de uma potência superior à limite. Para isto ajustou-se uma curva de potência aos dados extraídos do CAPCOST. Optou-se por este modelo visto que este é o mais adequado para a estimativa de preços de equipamento (Turton *et al.*, 2009).

$$P = a * Pot^b$$

- P = preço do módulo (USD);
- Pot = potência necessária para a compressão (kW).

Tabela 17: Dados para o ajuste dos preços dos compressores

Potência (kW)	Preço (USD)
3000	2167633
2900	2120555
2800	2072676
2700	2023961
2600	1974373
2500	1923866
2400	1872398
2300	1819913
2200	1766363
2100	1711686
2000	1655812
1900	1598672
1800	1540184
1700	1480258
1600	1418791
1500	1355670
1400	1290765
1300	1223925
1200	1154979
1100	1083728
1000	1009928

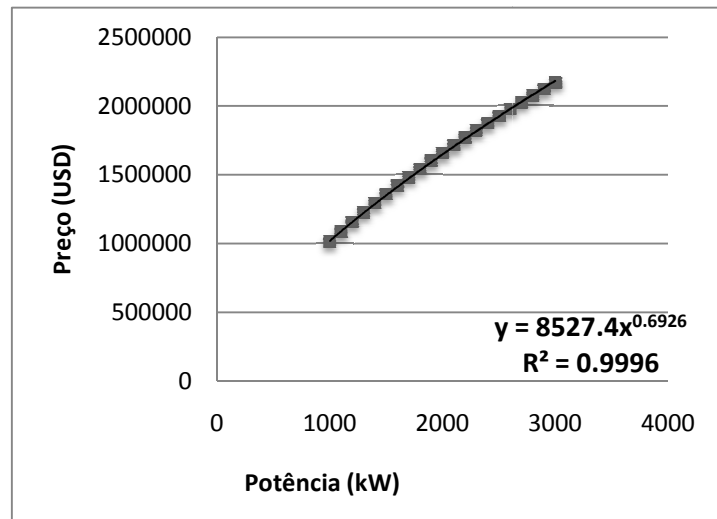


Figura 32: Ajuste do preço dos compressores

Cada compressor requer um motor para ser acionado, desta forma, foi incluído no custo de cada compressor o custo de um motor, considerado como elétrico totalmente fechado. Da mesma maneira, foi necessário fazer um ajuste aos preços dos motores, visto que o máximo de potência calculado é de 2600 kW. Para isto, seguiu-se o modelo de potência já mencionado. Os dados retirados do CAPCOST são mostrados a seguir:

Tabela 18: Dados para o ajuste dos preços dos motores

Potência (kW)	Preço (USD)
2600	278805
2500	277066
2400	275180
2300	273129
2200	270902
2100	268476
2000	265833
1900	262948
1800	259796
1700	256341
1600	252549
1500	248374

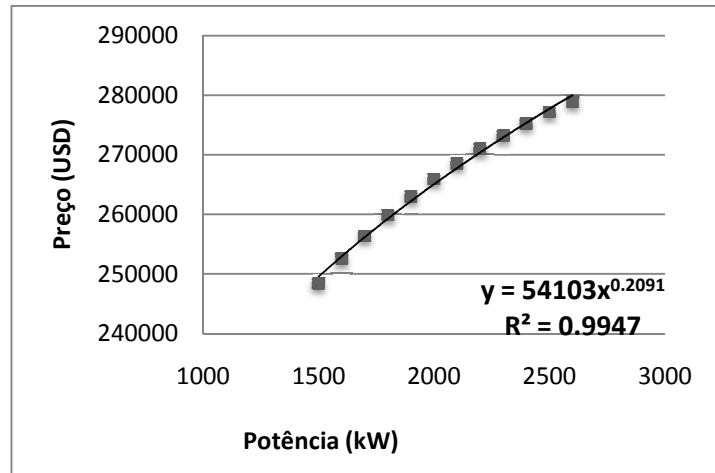


Figura 33: Ajuste do preço dos motores

Após a obtenção da curva de ajuste do preço dos compressores e dos motores, foi possível calcular o investimento de ambas as plantas (C18JT e C18TE) em relação aos compressores:

COMPRESSORES	Nome	Pot(kW)	Investimento (\$)	
	Compressor 1	C_A1	15717.84	\$ 6,874,455.43
	Compressor 2	K-102	3081.45	\$ 2,223,967.66
	Compressor 3	K-103	3080.59	\$ 2,223,538.51
	Compressor 4	K-104	2827.60	\$ 2,095,408.18
	Compressor 5	K-105	2384.56	\$ 1,862,126.25
MOTORES	Motor 1		15717.84	\$ 408,025.29
	Motor 2		3081.45	\$ 290,215.13
	Motor 3		3080.59	\$ 290,198.22
	Motor 4		2827.60	\$ 285,044.60
	Motor 5		2384.56	\$ 275,066.23
	TOTAL			\$ 16,828,045.51

Figura 34: Custos dos módulos dos compressores – C18JT

COMPRESSORES	Nome		Pot(kW)				Investimento (\$)
	Compressor 1	C_A1	13746.69				\$ 6,265,168.72
	Compressor 2	K-102	3084.12				\$ 2,225,303.51
	Compressor 3	K-103	3083.71				\$ 2,225,096.00
	Compressor 4	K-104	2830.57				\$ 2,096,934.16
	Compressor 5	K-105	2387.50				\$ 1,863,715.48
MOTORES	Motor 1		13746.69				\$ 396,751.53
	Motor 2		3084.12				\$ 282,179.24
	Motor 3		3083.71				\$ 282,174.69
	Motor 4		2830.57				\$ 279,312.72
	Motor 5		2387.50				\$ 274,948.00
	TOTAL						\$ 16,191,584.04

Figura 35: Custos dos módulos dos compressores – C18TE

Como o uso do turboexpansor diminuiu o esforço de compressão do compressor 1, houve um reflexo no custo de investimento dos compressores, sendo uma economia de US\$ 636461,47.

8.1.2 Vasos

As estimativas do preço dos vasos de separação da planta de processamento de gás requerem os valores do diâmetro, altura e $P_{m\acute{a}x}$ de operação. A partir destes dados a planilha de Turton *et al.* (2009) fornece os preços dos módulos:

VASOS			D (m)	H (m)	$P_{m\acute{a}x}$ (bar)		
	Vaso 1	KO_A1	3.31	13.25	25		\$ 1,784,656.00
	Vaso 2	KO_A2	2.35	9.42	96.5		\$ 1,872,521.00
	Vaso 4	V-100-2	2.49	9.96	55.05		\$ 1,330,766.00
	TOTAL						\$ 4,987,943.00

Figura 36: Custos dos módulos dos vasos de separação – C18JT

VASOS			D (m)	H (m)	$P_{m\acute{a}x}$ (bar)		
	Vaso 1	KO_A1	3.27	13.07	25		\$ 1,433,668.00
	Vaso 2	KO_A2	2.41	9.65	82.1		\$ 1,704,028.00
	Vaso 3	F5	2.48	9.91	81.7		\$ 1,784,992.00
	Vaso 4	V-100-2	2.39	9.54	55		\$ 1,056,765.00
	TOTAL						\$ 5,979,453.00

Figura 37: Custos dos módulos dos vasos de separação – C18TE

Pode se observar que o gasto com a implementação dos vasos para a planta com turboexpansores é maior do que a planta com válvulas de expansão, apesar de possuir preços para os vasos 1,2 e 4 menores. Isto ocorre devido à necessidade de um vaso extra para a retirada de líquidos da corrente que entra no turboexpansor. O gasto com vasos separadores para esta planta é de US\$991510,00 maior que o gasto com a planta C18JT.

8.1.3 Trocadores de calor

Os trocadores de calor avaliados nesta seção são apenas os resfriadores das correntes gasosas, os quais possuem como fluido refrigerante a água do mar que é bombeada e entra nos trocadores a uma temperatura de 20°C. Como a água do mar é um recurso facilmente disponível e a energia gasta para ser bombeada é insignificante quando comparada com os outros gastos energéticos da planta, os resfriadores não possuíram custo operacional, apenas o custo de investimento, considerando irrelevante os custos com o tratamento da água. Por outro lado, os aquecedores contribuíram apenas para o custo de utilidades, pois, na planta, existe apenas um aquecedor, o qual necessita de pouca energia (média considerando todas as plantas: 950 kW) para operar e o custo de seu módulo seria irrelevante face ao total do investimento.

A determinação dos preços dos permutadores de calor depende do tipo de trocador. No caso foram utilizados trocadores casco e tubo de feixes fixos com apenas um casco. Além disso, deve-se indicar a área de troca térmica, a pressão máxima de operação nos tubos e no casco.

O fluido escolhido para percorrer o interior dos tubos foi o da corrente de gás (elevadas pressões e temperaturas) a ser resfriada e o fluido do casco foi a água do mar (20°C, 1 bar). Estas escolhas seguiram as recomendações de Campbell (2001), que propõe:

Tabela 19: Determinação do fluido do casco e do tubo

<i>Fluido no lado do casco</i>	<i>Fluido no lado dos tubos</i>
Fluido mais viscoso, para aumentar o valor do coeficiente global de troca térmica (U); Fluido com menor vazão; Fluidos que sofrem condensação ou vaporizam.	Correntes tóxicas ou letais, para minimizar problemas de vazamento Fluidos corrosivos Fluidos que tendem a causar incrustações, a maior velocidade diminui as incrustações apesar de reforçar o efeito de erosão Fluidos com altas temperaturas, requerendo materiais estruturais de maior qualidade Fluidos de alta pressão, para reduzir custos Fluido para o qual a queda de pressão é mais crítica

Fonte: Campbel (2001)

No dimensionamento de trocadores é necessário estimar o coeficiente global de troca térmica, para isso utiliza-se a pressão máxima de operação da corrente gasosa. Para a estimativa de U de resfriadores de gás com água Campbell (2001), recomenda:

Tabela 20: Estimativas do Coeficiente Global de Transferência Térmica

Pressão até 3,5MPa	$U_{MÉDIO} = 0,2425 \text{ (kW/m}^2\text{°C)}$
Pressão de 3,5 a 7MPa	$U_{MÉDIO} = 0,370 \text{ (kW/m}^2\text{°C)}$
Pressão superior a 7MPa	$U_{MÉDIO} = 0,5125 \text{ (kW/m}^2\text{°C)}$

Fonte: Adaptado de Campbell (2001)

Após a determinação do coeficiente U, a planilha “HYSYSCOMM.xls” desenvolvida no laboratório H2CIN fornece a área de troca térmica necessária para o dimensionamento dos trocadores.

A Figura a seguir indica os parâmetros necessários ao dimensionamento e o preço calculado para cada trocador nas plantas C18JT e C18TE:

TROCADORES			A(m ²)	UA(W/C)	U(kW/m ² C)	P _{máx} (bar)		
Trocador 1	IC_A1		2119.41		0.2425	25	\$	587,941.00
Trocador 2	IC_A2		2644.63		0.5125	97	\$	719,477.00
Trocador 3	LNG-100		503.40	185000	0.3675	97	\$	226,131.00
Trocador 4	E-105		619.15		0.37	18.3	\$	248,416.00
Trocador 5	E-107		627.78		0.5125	46.1	\$	254,082.00
Trocador 6	E-104		583.07		0.5125	138.5	\$	248,688.00
Trocador 7	E-103		805.58		0.2425	445.2	\$	314,438.00
TOTAL							\$	2,599,173.00

Figura 38: Custos dos módulos dos trocadores de calor– C18JT

TROCADORES			A(m ²)	UA(W/C)	U(kW/m ² C)	P _{máx} (bar)		
Trocador 1	IC_A1		1781.87		0.2425	25	\$	514,283.00
Trocador 2	IC_A2		2172		0.5125	83	\$	612,367.00
Trocador 3	LNG-100		364.08	133800	0.3675	82.1	\$	188,104.00
Trocador 4	E-105		619.74		0.37	18.3	\$	248,562.00
Trocador 5	E-107		628.25		0.5125	46.1	\$	254,201.00
Trocador 6	E-104		583.63		0.5125	138.5	\$	248,829.00
Trocador 7	E-103		806.12		0.2425	445.2	\$	314,573.00
TOTAL							\$	2,380,919.00

Figura 39: Custos dos módulos dos trocadores de calor– C18TE

Todos os trocadores utilizam água do mar, com exceção do trocador número 3, que é um permutador de calor de integração energética entre correntes da própria planta de processamento. Neste caso, o cálculo da área de troca térmica é feito a partir do valor de UA calculado pelo UNISIM DESIGN[®] e da estimativa de U. O U do trocador de calor 3 segue a recomendação de Campbell (2001) para a transferência térmica entre correntes gasosas a uma pressão de aproximadamente 7 MPa (0.3675 kW/m²C). Ao dividir UA por U, obtêm-se a área de troca térmica.

O custo com trocadores das duas plantas são muito semelhantes, o que mostra que a substituição da válvula não gera grande alteração nesses setores do processo.

8.1.4 Peneira Molecular

No dimensionamento da peneira molecular na planilha HYSYSCOMM é necessário o fornecimento de fator de compressibilidade (z) e a viscosidade do gás que entra na peneira, assim como o tempo de adsorção e o número de leitos. O z e a viscosidade do gás são obtidos pelas simulações, enquanto o número de leitos, como visto anteriormente, é 3 e o tempo de adsorção foi considerado 9 h. Desta forma, a planilha nos fornece o diâmetro e a altura dos leitos, a potência do forno e a área do *aircooler*, que são as variáveis necessárias para o cálculo do preço dos equipamentos. O preço da peneira molecular foi estimado a partir da soma do preço do módulo dos principais equipamentos que a compõe: vasos, forno e *air cooler*.

PENEIRAS			D(m)	H(m)	P _{máx} (bar)		
	Leito 1		1.87	5.66	96.5		\$ 735,199.00
	Leito 2		1.87	5.66	96.5		\$ 735,199.00
	Leito 3		1.87	5.66	96.5		\$ 735,199.00
	Vaso regenerador		0.48	2.41	96.5		\$ -
REGENERACAO	Forno	2517.82kW			96.5		\$ 1,748,780.00
	Compressor						\$ -
	Air Cooler	15.24m ²			96.5		\$ 75,131.00
	TOTAL						\$ 4,029,508.00

Figura 40: Custos dos módulos da Peneira Molecular – C18JT

PENEIRAS			D(m)	H(m)	P _{máx} (bar)		
	Leito 1		1.91	5.79	82.1		\$ 672,192.00
	Leito 2		1.91	5.79	82.1		\$ 672,192.00
	Leito 3		1.91	5.79	82.1		\$ 672,192.00
	Vaso regenerador		0.54	2.68	82.1		\$ -
REGENERACAO	Forno	2655.99kW			82.1		\$ 1,723,713.00
	Compressor						\$ -
	Air Cooler	15,95m ²			82.1		\$ 76,038.00
	TOTAL						\$ 3,816,327.00

Figura 41: Custos dos módulos da Peneira Molecular – C18TE

O compressor não teve seu custo calculado, pois sua potência era tão baixa que estava abaixo do limite inferior de cálculo da planilha do CAPCOST. O mesmo ocorreu para o vaso regenerador, o qual possui dimensões inferiores ao limite das correlações de custo consideradas.

Nas duas plantas a relação entre D e H fornecida pelo dimensionamento não era adequada para o uso no CAPCOST. Desta forma, por tentativa e erro, ajustou-se o D e H para que ele fosse o mais próximo possível do dimensionado, sem alteração no volume do vaso e que fosse possível realizar o cálculo do custo deste equipamento. Os parâmetros dimensionados originalmente para a planta C18TE foram: D = 1,97m e H = 5,44m, resultando em um volume de 16,58m³, enquanto que os da planta C18JT foram: D = 1,88m e H = 5,60m, resultando em um volume de 15,55 m³. Pode-se perceber que os diâmetros e alturas ajustados não diferiram muito dos originais, o que não compromete de forma significativa o resultado das análises.

A substituição das válvulas de expansão por turboexpansores também não é representativa para o custo de investimento do sistema de peneira molecular.

8.1.5 Membranas

Como visto anteriormente, a membrana foi dimensionada para atingir as especificações do gás de exportação. Sendo assim, sua área foi de 1,31*10⁶.

MEMBRANA		Area(m ²)	U\$/m ²			
op-100		1310000	10.00			\$ 13,100,000.00

Figura 42: Custo do módulo da membrana – C18JT

MEMBRANA		Area (m ²)	U\$/m ²			
op-100		1310000	10.00			\$ 13,100,000.00

Figura 43: Custo do módulo da membrana – C18TE

Considerando os módulos da membrana sendo espiralados, seu preço em U\$/m² pode ser 10 (Baker e Lokhandwala, 2008)

8.1.6 Turboexpansores

O preço do módulo do turboexpansor, foi considerado sendo a soma do módulo da turbina e o do gerador, sendo que o preço do gerador foi aproximado pelo preço de um motor, pois eles tem mecanismos semelhantes de funcionamento, porém, inversos.

TURBINAS	Nome		Pot(kW)				
	Turbina 1	Tur	1545.38				\$ 1,429,113.00
	Turbina 2	Tur_Inj	235.02				\$ 609,693.00
	Gerador 1						\$ 250,304.00
	Gerador 2						\$ 108,189.00
	TOTAL						\$ 2,397,299.00

Figura 44: Custo do módulo do turboexpansor – C18JT

8.1.7 Resultado CAPEX

Seguindo a metodologia proposta no início do presente capítulo, foi calculado o CAPEX da C18JT e da C18TE. Os resultados são apresentados nas Figuras 45 e 46.

TOTAL`	Somatório do custo dos módulos					\$ 41,544,669.51
TOTAL	OBS:Multiplica por 2 por ter 1 spare de cada equipamento					\$ 83,089,339.02
CAPEX	OBS:Multiplica por 1,68 por ser uma instalação nova					\$ 139,590,089.55

Figura 45: CAPEX – C18JT

TOTAL`	Somatório do custo dos módulos					\$ 43,865,582.04
TOTAL	OBS:Multiplica por 2 por ter 1 spare de cada equipamento					\$ 87,731,164.09
CAPEX	OBS:Multiplica por 1,68 por ser uma instalação nova					\$ 147,388,355.66

Figura 46: CAPEX – C18TE

Observando o somatório do custo dos módulos dos equipamentos das duas plantas, pode-se notar que a principal diferença entre esses valores é ocasionada pela presença do turboexpansor. Isso porque essa diferença é muito próxima do custo do módulo desse equipamento.

As tabelas 21 e 22 mostram a participação de cada tipo de equipamento no CAPEX.

Tabela 21: Participação de cada equipamento no investimento – C18JT

% do Investimento	
Compressores	20,25
Turbinas	0
Vasos	6,00
Trocadores	3,13
Peneira	4,85
Membrana	15,77

Tabela 22: Participação de cada equipamento no investimento – C18TE

% do Investimento	
Compressores	18,46
Turbinas	2,73
Vasos	6,82
Trocadores	2,71
Peneira	4,35
Membrana	14,93

8.1.8 Resultados OPEX

Primeiramente, calculou-se o número de trabalhadores necessários para operar as plantas. O método foi descrito anteriormente assim como a consideração de 20 equipamentos principais. Além disso, segundo Turton *et al.* (2009), o custo anual com cada trabalhador é 30000 USD/ano. O resultado é apresentado na Tabela 23:

Tabela 23: Custo anual com operadores

Nº Operadores calculado	14,85
Nº Operadores arredondado	15
Custo/Trabalhador(USD/ano)	30000
Custo com trabalhador(USD/ano)	450000

No início deste capítulo foi explicada a formação do OPEX das plantas de processamento. Abaixo encontra-se a recapitulação da fórmula utilizada e os resultados das parcelas que compõe o OPEX de cada simulação:

$$OPEX = \text{Custo de Utilidades Total (CUT)} + \text{Manutenção} + \text{Suprimentos Operacionais} \\ + \text{Custo com Trabalhadores}$$

Antes dos resultados, é pertinente mostrar os parâmetros considerados para alcançá-los:

Tabela 24: Parâmetros utilizados no cálculo do OPEX

Dias no ano	365
Horas no ano	8760
Segundos no ano	31536000
Preço kWh (USD)	0,154

As figuras 47 a 52 apresentam os resultados.

MANUTENÇÃO	\$	8.375.405,37
SUPRIMENTOS	\$	1.256.310,81
TRABALHADORES	\$	450.000,00
CALCULO CUT		
C8JT		
Forno peneira (USD/ano)	\$	605.000,00
Air Cooler peneira (USD/ano)	\$	5.690,00
COMPRESSORES		
	Consumo (kW)	
1	11990,0	
2	1757,0	
3	1752,0	
4	1655,0	
5	1551,0	
Compressor peneira	133,9	
Total compressão	18838,9	
Aquecedor		
	Consumo (kW)	
1	496,6	
Total ano (kWh/ano)	169379330,4	
CUT (USD/ano)	\$	26.695.106,88
OPEX (USD/ano)	\$	36.776.823,06

Figura 47: Parcelas do OPEX – C8JT

MANUTENÇÃO	\$	8.843.301,34
SUPRIMENTOS	\$	1.326.495,20
TRABALHADORES	\$	450.000,00
CALCULO CUT		
C8TE		
Forno peneira (USD/ano)	\$	635.000,00
Air Cooler peneira (USD/ano)	\$	5.940,00
COMPRESSORES		
	Consumo (kW)	
1	10110,6	
2	1788,4	
3	1783,7	
4	1683,0	
5	1571,4	
Compressor peneira	155,3	
Total compressão	17092,4	
Aquecedor		
	Consumo (kW)	
1	840,0	
Total ano (kWh/ano)	157087473,6	
CUT (USD/ano)	\$	24.832.410,93
OPEX (USD/ano)	\$	35.452.207,48

Figura 48: Parcelas do OPEX – C8TE

MANUTENÇÃO	\$	8.375.405,37
SUPRIMENTOS	\$	1.256.310,81
TRABALHADORES	\$	450.000,00
CALCULO CUT		
C12JT		
Forno peneira (USD/ano)	\$	653.000,00
Air Cooler peneira (USD/ano)	\$	6.120,00
COMPRESSORES		
	Consumo (kW)	
1	12220,0	
2	2375,0	
3	1789,0	
4	1951,0	
5	1758,0	
Compressor peneira	140,5	
Total compressão	20233,5	
Aquecedor		
	Consumo (kW)	
1	388,0	
Total ano (kWh/ano)	180644164,8	
CUT (USD/ano)	\$	28.478.321,38
OPEX (USD/ano)	\$	38.560.037,56

Figura 49: Parcelas do OPEX – C12JT

MANUTENÇÃO	\$	8.843.301,34
SUPRIMENTOS	\$	1.326.495,20
TRABALHADORES	\$	450.000,00
CALCULO CUT		
C12TE		
Forno peneira (USD/ano)	\$	673.000,00
Air Cooler peneira (USD/ano)	\$	6.260,00
COMPRESSORES		
	Consumo (kW)	
1	10300,0	
2	2093,0	
3	2090,0	
4	1951,0	
5	1762,0	
Compressor peneira	162,3	
Total compressão	18358,3	
Aquecedor		
	Consumo (kW)	
1	831,6	
Total ano (kWh/ano)	168103086,0	
CUT (USD/ano)	\$	26.567.135,24
OPEX (USD/ano)	\$	37.186.931,78

Figura 50: Parcelas do OPEX – C12TE

MANUTENÇÃO	\$ 8.375.405,37
SUPRIMENTOS	\$ 1.256.310,81
TRABALHADORES	\$ 450.000,00
CALCULO CUT	
C18JT	
Forno peneira (USD/ano)	\$ 848.000,00
Air Cooler peneira (USD/ano)	\$ 7.760,00
COMPRESSORES	Consumo (kW)
1	15720,0
2	3081,0
3	3081,0
4	2828,0
5	2385,0
Compressor peneira	213,2
Total compressão	27308,2
Aquecedor	Consumo (kW)
1	1267,0
Total ano (kWh/ano)	250318664,4
CUT (USD/ano)	\$ 39.404.834,32
OPEX (USD/ano)	\$ 49.486.550,50

Figura 51: Parcelas do OPEX – C18JT

MANUTENÇÃO	\$ 8.843.301,34
SUPRIMENTOS	\$ 1.326.495,20
TRABALHADORES	\$ 450.000,00
CALCULO CUT	
C18TE	
Forno peneira (USD/ano)	\$ 894.000,00
Air Cooler peneira (USD/ano)	\$ 8.130,00
COMPRESSORES	Consumo (kW)
1	13750,0
2	3084,0
3	3084,0
4	2831,0
5	2387,0
Compressor peneira	242,6
Total compressão	25378,6
Aquecedor	Consumo (kW)
1	1872,0
Total ano (kWh/ano)	238714993,2
CUT (USD/ano)	\$ 37.664.238,95
OPEX (USD/ano)	\$ 48.284.035,49

Figura 52: Parcelas do OPEX – C18TE

A parcela de manutenção e suprimentos é proporcional ao CAPEX, portanto essas parcelas são maiores para as plantas com turboexpansor. Além disso, analisando os números, vemos que quase todos os consumos energéticos dessas plantas são maiores que os das plantas com válvula, o único valor com o qual ocorre o contrário é o gasto do compressor 1 (devido a menor pressão necessária pelo turboexpansor). Apesar disso, as tabelas mostram que, embora seja pequena a diferença, o OPEX das plantas com válvula é sempre maior do que o das plantas com o turboexpansor. Com isso, conclui-se que, no geral, o turboexpansor gera uma economia considerável na despesa da planta.

8.1.9 Fluxo de caixa

A partir de todos os resultados dessa seção construiu-se o fluxo de caixa de todas as simulações. Mas, primeiramente, é preciso relembrar os parâmetros utilizados:

Tabela 25: Parâmetros utilizados no fluxo de caixa - plantas de processamento

Taxa de Atratividade	0,12
Preço Gás (USD/mol)	0,00148
Preço kWh(USD/kWh)	0,154

C8JT	Vazão GN (mol/h)	Vazão GN(mol/ano)	94% Pot TE(kW)	Receita GN vendido (USD/ano)	Receita com TE (USD/ano)	Receita Total(USD/ano)	Receita-Custos
	5,32E+06	46559400000	0	\$ 68.907.912,00	\$ -	\$ 68.907.912,00	\$ 32.131.088,94
FLUXO DE CAIXA							
			n	Parcela do PV	Present value		
			0	\$ (139.590.089,55)	\$ (139.590.089,55)		
			1	\$ 28.688.472,27	\$ (110.901.617,28)		
			2	\$ 25.614.707,38	\$ (85.286.909,90)		
			3	\$ 22.870.274,45	\$ (62.416.635,45)		
			4	\$ 20.419.887,90	\$ (41.996.747,55)		
			5	\$ 18.232.042,77	\$ (23.764.704,78)		
			6	\$ 16.278.609,61	\$ (7.486.095,17)		
			7	\$ 14.534.472,87	\$ 7.048.377,70		
			8	\$ 12.977.207,92	\$ 20.025.585,62		
			9	\$ 11.586.792,79	\$ 31.612.378,41		
			10	\$ 10.345.350,70	\$ 41.957.729,11		

Figura 53: Fluxo de caixa – C8JT

C12JT	Vazão GN (mol/h)	Vazão GN(mol/ano)	94% Pot TE(kW)	Receita GN vendido (USD/ano)	Receita com TE (USD/ano)	Receita Total(USD/ano)	Receita-Custos
	5,02E+06	44001480000	0	\$ 65.122.190,40	\$ -	\$ 65.122.190,40	\$ 26.562.152,84
FLUXO DE CAIXA							
			n	Parcela do PV	Present value		
			0	\$ (139.590.089,55)	\$ (139.590.089,55)		
			1	\$ 23.716.207,89	\$ (115.873.881,65)		
			2	\$ 21.175.185,62	\$ (94.698.696,03)		
			3	\$ 18.906.415,73	\$ (75.792.280,30)		
			4	\$ 16.880.728,33	\$ (58.911.551,97)		
			5	\$ 15.072.078,87	\$ (43.839.473,10)		
			6	\$ 13.457.213,28	\$ (30.382.259,82)		
			7	\$ 12.015.369,00	\$ (18.366.890,83)		
			8	\$ 10.728.008,03	\$ (7.638.882,79)		
			9	\$ 9.578.578,60	\$ 1.939.695,81		
			10	\$ 8.552.302,32	\$ 10.491.998,13		

Figura 54: Fluxo de caixa – C12JT

C18JT	Vazão GN (mol/h)	Vazão GN(mol/ano)	94% Pot TE(kW)	Receita GN vendido (USD/ano)	Receita com TE (USD/ano)	Receita Total(USD/ano)	Receita-Custos
	6,88E+06	60251280000	0	\$ 89.171.894,40	\$ -	\$ 89.171.894,40	\$ 39.685.343,90
FLUXO DE CAIXA							
	n	Parcela do PV	Present value				
	0	\$ (139.590.089,55)	\$ (139.590.089,55)				
	1	\$ 35.433.342,77	\$ (104.156.746,78)				
	2	\$ 31.636.913,19	\$ (72.519.833,59)				
	3	\$ 28.247.243,92	\$ (44.272.589,67)				
	4	\$ 25.220.753,50	\$ (19.051.836,17)				
	5	\$ 22.518.529,91	\$ 3.466.693,74				
	6	\$ 20.105.830,28	\$ 23.572.524,02				
	7	\$ 17.951.634,18	\$ 41.524.158,19				
	8	\$ 16.028.244,80	\$ 57.552.402,99				
	9	\$ 14.310.932,86	\$ 71.863.335,85				
	10	\$ 12.777.618,62	\$ 84.640.954,47				

Figura 55: Fluxo de caixa – C18JT

C8TE	Vazão GN (mol/h)	Vazão GN(mol/ano)	94% Pot TE(kW)	Receita GN vendido (USD/ano)	Receita com TE (USD/ano)	Receita Total(USD/ano)	Receita-Custos
	5,28E+06	46252800000	9209023,58	\$ 68.454.144,00	\$ 1.418.189,63	\$ 69.872.333,63	\$ 34.420.126,16
FLUXO DE CAIXA							
	n	Parcela do PV	Present value				
	0	\$ (147.388.355,66)	\$ (147.388.355,66)				
	1	\$ 30.732.255,50	\$ (116.656.100,17)				
	2	\$ 27.439.513,84	\$ (89.216.586,33)				
	3	\$ 24.499.565,93	\$ (64.717.020,40)				
	4	\$ 21.874.612,43	\$ (42.842.407,97)				
	5	\$ 19.530.903,96	\$ (23.311.504,01)				
	6	\$ 17.438.307,11	\$ (5.873.196,91)				
	7	\$ 15.569.917,06	\$ 9.696.720,15				
	8	\$ 13.901.711,66	\$ 23.598.431,81				
	9	\$ 12.412.242,55	\$ 36.010.674,37				
	10	\$ 11.082.359,42	\$ 47.093.033,79				

Figura 56: Fluxo de caixa – C8TE

C12TE	Vazão GN (mol/h)	Vazão GN(mol/ano)	94% Pot TE(kW)	Receita GN vendido (USD/ano)	Receita com TE (USD/ano)	Receita Total(USD/ano)	Receita-Custos
	5,14E+06	45026400000	9801406,32	\$ 66.639.072,00	\$ 1.509.416,57	\$ 68.148.488,57	\$ 30.961.556,79
FLUXO DE CAIXA							
	n	Parcela do PV	Present value				
	0	\$ (147.388.355,66)	\$ (147.388.355,66)				
	1	\$ 27.644.247,13	\$ (119.744.108,53)				
	2	\$ 24.682.363,51	\$ (95.061.745,02)				
	3	\$ 22.037.824,56	\$ (73.023.920,46)				
	4	\$ 19.676.629,07	\$ (53.347.291,38)				
	5	\$ 17.568.418,82	\$ (35.778.872,56)				
	6	\$ 15.686.088,23	\$ (20.092.784,33)				
	7	\$ 14.005.435,92	\$ (6.087.348,42)				
	8	\$ 12.504.853,50	\$ 6.417.505,08				
	9	\$ 11.165.047,77	\$ 17.582.552,85				
	10	\$ 9.968.792,65	\$ 27.551.345,50				

Figura 57 : Fluxo de caixa – C12TE

C18TE	Vazão GN (mol/h)	Vazão GN(mol/ano)	94% Pot TE(kW)	Receita GN vendido (USD/ano)	Receita com TE (USD/ano)	Receita Total(USD/ano)	Receita-Custos
	6,86E+06	60102360000	14660542,60	\$ 88.951.492,80	\$ 2.257.723,56	\$ 91.209.216,36	\$ 42.925.180,87
FLUXO DE CAIXA							
			n	Parcela do PV	Present value		
			0	\$ (147.388.355,66)	\$ (147.388.355,66)		
			1	\$ 38.326.054,35	\$ (109.062.301,32)		
			2	\$ 34.219.691,38	\$ (74.842.609,94)		
			3	\$ 30.553.295,87	\$ (44.289.314,06)		
			4	\$ 27.279.728,46	\$ (17.009.585,60)		
			5	\$ 24.356.900,41	\$ 7.347.314,81		
			6	\$ 21.747.232,51	\$ 29.094.547,32		
			7	\$ 19.417.171,88	\$ 48.511.719,20		
			8	\$ 17.336.760,61	\$ 65.848.479,81		
			9	\$ 15.479.250,54	\$ 81.327.730,36		
			10	\$ 13.820.759,41	\$ 95.148.489,77		

Figura 58: Fluxo de caixa – C18TE

As plantas demoram entre 5 e 9 anos para recuperar o investimento de suas implantações. Quanto maior a quantidade de GN na carga, menor o tempo de retorno desse investimento. Através dos resultados, percebe-se que isso ocorre, pois as plantas que recebem cargas com maior teor de metano possuem maior vazão de gás natural disponível para venda, o que aumenta a receita da planta. Como visto no capítulo 6, a ordem de concentração de metano é: CARGA3 > CARGA1 > CARGA2.

Além disso, uma conclusão importante a ser feita é a constatação da vantagem econômica da substituição das válvulas Joule-Thomson por turboexpansores. Isso é facilmente notado quando se vê que o valor presente no 10º ano de todas as plantas com TE é maior do que o das respectivas plantas que utilizam válvula.

8.2 Geração de energia

Segundo Turton *et al.* (2009), quando estiver calculando o CAPEX da ampliação de uma planta existente, utiliza-se a seguinte fórmula:

$$CAPEX = 1,18 \sum_{i=1}^n CM_i$$

15% = contingências
3% = taxas

O sistema de geração foi situado no primeiro caso porque se trata de uma instalação que normalmente é acoplada a uma planta já existente. Logo, o CAPEX do sistema de geração é feito da seguinte forma: é feita a soma do custo do módulo do compressor mais o do módulo da turbina, essa soma é multiplicada por 1,18. Depois, esse montante é multiplicado por 84

porque, como visto anteriormente, teremos 84 sistemas iguais. Não são considerados sobressalentes, devido à grande quantidade de sistemas.

O preço do kWh foi calculado pela simulação da planta de geração de energia. A receita corresponde à venda da energia gerada e a despesa é a compra do gás necessário para a geração dessa energia. Desta forma, realizou-se o fluxo de caixa para o período de 10 anos e o valor presente do 10º ano foi igualado à zero, indicando que o retorno do investimento foi obtido em dez anos. Ao igualar o valor presente no décimo ano à zero, obtêm-se uma equação em que a única incógnita é o preço do kWh:

$$\sum_{n=1}^{10} \frac{(E * x - V_g * P_g)}{(1 + i)^n} - CAPEX = 0$$

Onde:

- E = energia gerada pelo sistema;
- x = preço do kWh;
- V_g = vazão de gás natural que alimenta o sistema;
- P_g = preço do gás natural;
- i = taxa de atratividade.

O CAPEX da planta de geração foi constituído da soma do custo do módulo de compressores mais o custo do módulo da turbina. Para realizar o cálculo do CAPEX e do fluxo de caixa da planta de geração de energia foi construída uma planilha do Excel: Fluxo de caixa Geração.xls.

8.2.1 CAPEX

8.2.1.1 Compressor

COMPRESSORE	Nome	Pot(kW)	Investimento (\$)
	Compressor	K-100 2762	\$ 2.870.114,00
	Drive 1	2762	\$ 283.648,97
	TOTAL		\$ 3.153.762,97

Figura 59: Custo do módulo do compressor – Geração de energia

Neste caso a única intercorrência foi o fato de a potência do motor do compressor estar além do limite de cálculo do CAPCOST. Então, foi utilizada a mesma fórmula de extrapolação utilizada no cálculo dos custos dos motores dos módulos dos compressores das plantas de processamento.

8.2.1.2 Turbina

TURBINA	Turbina 1	K-101	4000kW				\$	1.784.940,00
	Gerador 1						\$	235.212,00
							\$	-
	TOTAL						\$	2.020.152,00

Figura 60: Custo do módulo da turbina – Geração de energia

Assim como no cálculo do preço do gerador dos módulos das turbinas das plantas de processamento, o preço do gerador desta planta também foi aproximado pelo preço de um motor. No entanto, vale ressaltar que, neste caso, a potência considerada para o gerador foi a diferença entre a potência consumida pelo compressor e gerada pela turbina.

8.2.1.3 Resultado CAPEX

TOTAL	Somatório do custo dos módulos						\$	5.173.914,97
TOTAL	OBS: Multiplica por 84 por ter 84 módulos						\$	434.608.857,85
CAPEX	OBS: Multiplica por 1,18 por causa de encargos e tarifas						\$	512.838.452,26

Figura 61: CAPEX – Geração de energia

8.2.2 Fluxo de caixa

Tabela 26: Parâmetros utilizados no fluxo de caixa – Geração de energia

Taxa de Atratividade	0,12
Preço Gás (USD/mol)	0,00148
Horas no ano	8760
Energia gerada no ano (kWh)	876000000
Gas consumido no ano (mol)	29643840000

A potência gerada pelo sistema foi pré estabelecida anteriormente como 100 MW e a vazão de gás consumido foi resultado da simulação.

n	Parcelas da Receita	n	Parcelas da Despesa
1	\$ 782.142.857,14	1	\$ 39.172.217,14
2	\$ 698.341.836,73	2	\$ 34.975.193,88
3	\$ 623.519.497,08	3	\$ 31.227.851,68
4	\$ 556.713.836,68	4	\$ 27.882.010,43
5	\$ 497.065.925,61	5	\$ 24.894.652,17
6	\$ 443.808.862,15	6	\$ 22.227.368,00
7	\$ 396.257.912,64	7	\$ 19.845.864,29
8	\$ 353.801.707,71	8	\$ 17.719.521,69
9	\$ 315.894.381,88	9	\$ 15.821.001,51
10	\$ 282.048.555,25	10	\$ 14.125.894,20
TOTAL	\$ 4.949.595.372,89	TOTAL	\$ 247.891.574,98
Preço do kWh (USD)		0,154	

Figura 62: Cálculo do kWh

O termo parcelas da receita se refere aos fatores que devem ser multiplicados pelo preço do kWh, para se determinar a receita efetiva. Já o termo Parcelas da Despesa representa de fato as despesas anuais, trazidas ao tempo presente. Com esses valores foi possível chegar ao valor final de US\$ 0,154 para o kWh.

Capítulo 9 – Conclusões

O primeiro passo do presente trabalho foi identificar os problemas inerentes à exploração do petróleo que está na camada do Pré-Sal. De acordo com as informações presentes na literatura fica evidente que o CO₂ é um dos potenciais problemas dessa exploração. Depois de analisar diversas formas de contornar esse problema, concluiu-se que a EOR é a forma mais viável economicamente porque, além de impedir que uma quantidade significativa de CO₂ seja liberada na atmosfera, ajuda a aumentar a recuperação de petróleo. Além disso, essa tecnologia é respaldada pelo fato de já existirem diversos campos e estudos na área, especialmente nos EUA, como exemplo, Weyburn.

Ao longo deste trabalho foi estudado como processar o gás natural e armazenar CO₂ geologicamente. Nos quatro primeiros capítulos, através de pesquisas em diversas fontes, construiu-se uma revisão bibliográfica da teoria envolvida nesses temas. Assim, foi possível chegar a processos, equipamentos, técnicas, entre outras condições particulares propícias para a implantação de um sistema desse tipo em ambiente *offshore*. Durante a escolha de processos que se adequassem ao ambiente e aos objetivos propostos, foram feitas diversas comparações para concluir as melhores opções. Através das análises e com auxílio da literatura, pode-se concluir que seria mais adequado a utilização da peneira molecular como sistema de desidratação, da membrana como processo de remoção de CO₂ e de um sistema de compressão com 4 compressores com a mesma razão de compressão e 4 *intercoolers*.

Foi possível concluir que a exploração de petróleo em águas ultra profundas, por se tratar de uma descoberta recente, ainda tem muitas possibilidades e poucas certezas. Sabe-se ainda que, operacionalmente, o foco, quando se trabalha em alto-mar, precisa ser em segurança, simplicidade e confiabilidade. Com isso, foram realizadas as simulações de fluxogramas de processamento de gás natural e tubulações de injeção de CO₂ compatíveis com o cenário do Pólo Pré-Sal da Bacia de Santos e que buscam atender esses requisitos, estando dentro do que a literatura recomenda e do que a Petrobras deverá utilizar. Essa literatura consultada forneceu a contextualização da realidade do Pré-Sal, ou seja, os parâmetros a serem considerados nas simulações, profundidade e pressão do reservatório, teor de CO₂ na carga, etc.

O aspecto econômico é outro fator fundamental para tornar viável a operação nessas circunstâncias tão adversas, por isso tornou-se pertinente realizar a análise econômica

dessas plantas. Foi proposta a utilização de turboexpansores ao invés de válvula Joule-Thomson no controle do ponto de orvalho e no ajuste da pressão de injeção. Esse equipamento é capaz de gerar uma receita energética na planta apesar de ter um custo significativamente mais alto que a válvula e de conferir uma maior complexidade à operação. Os dois turboexpansores propostos foram capazes de gerar cerca de 1,5 MW de potência elétrica que poderá ser utilizada para acionar algum equipamento que consuma menos energia, ou para fornecer energia ao alojamento da instalação *offshore*, por exemplo.

Como foi observado nos resultados, o que era esperado se confirmou e o fluxo de caixa demonstrou que o turboexpansor foi capaz de amortizar o investimento inicial com sua receita através da energia elétrica obtida e com a diminuição dos gastos com compressão que ele possibilita.

Analisando os fluxos de caixa, podemos concluir que seria interessante a implantação da planta proposta pelo presente trabalho porque, para todas as cargas propostas, o fluxo de caixa teve saldo positivo após os 10 anos considerados. As plantas que levam menor tempo, 5 anos, para recuperar seus investimentos são as que recebem a CARGA 3 porque, apesar dessa carga possuir a maior porcentagem de CO₂, ela possui a maior quantidade de GN. As plantas que demoram mais tempo para recuperar seus investimentos são as que recebem a CARGA 2, pois tem composição muito semelhante com a CARGA 1, mas tem menor concentração de metano e maior de CO₂. Dessa forma, conclui-se que as características da carga que mais influenciam na rentabilidade da planta de processamento de gás são os teores de CO₂ e metano, principalmente o de metano.

A energia elétrica necessária para o funcionamento das operações em alto mar é proveniente de um sistema de geração de energia, seja na própria plataforma ou em um navio contratado. Optou-se por simular um sistema desse tipo, utilizando turbinas a gás, com a finalidade de determinar o valor do kWh embarcado. O valor obtido foi de 0,154 USD/kWh, valor coerente com o encontrado na literatura. Segundo a Energy Information Administration, Annual Energy Outlook 2010 o custo para a energia elétrica gerada através de turbinas de combustão convencionais é de 0,1395 USD/kWh. Já para o US Department of energy (2009) esse custo varia entre 0,0992 USD/kWh e 0,1442 USD /kWh. Em março de 2010, um relatório sobre os custos de produção no Reino Unido foi publicado pela Parsons Brinckerhoff e estimava o valor em 0,09-0,18 USD/kWh. Também se deve levar em consideração que o cenário criado para a geração de energia pode ser considerado pessimista, visto que não foram

computados ganhos energéticos com ciclos combinados, ou aproveitamento da corrente de gases quentes na turbina que otimizariam o gasto energético. Além disso, a estimativa do custo das turbinas realizada com base em 84 módulos foi conservadora, visto que na verdade é empregada uma menor quantidade desses equipamentos.

Como sugestão para trabalhos futuros pode-se citar:

A implementação de uma modelagem termodinâmica adequada, criando um pacote que possa simular o funcionamento da peneira molecular, suprimindo o uso do “split” na simulação.

Sendo interessante a questão econômica, também há a necessidade de estudar a viabilidade técnica da substituição da válvula pelo turboexpansor, ou seja, verificar fatores como área ocupada, complexidade de manutenção e operação, entre outros para validar a utilização dessa tecnologia. Seria ainda necessário refinar os cálculos de OPEX para esta substituição, tendo em vista que foram feitas algumas simplificações.

Modificações na planta de geração de energia a fim de conseguir simular turbinas com maior potência elétrica, conforme são, de fato, utilizadas. Além da busca de novas correlações para quantificação do preço das mesmas. Pode-se, também, analisar um ciclo combinado com turbinas a vapor, para maior aproveitamento da energia.

Verificar a viabilidade de injetar no reservatório o CO₂ produzido na queima do gás natural que ocorre na turbina, para manter a proposta atual de não emissão do CO₂. Para isto, as simulações da planta de processamento e da geração de energia poderiam ser acopladas e o comportamento das variáveis de processo e dos gastos na planta verificado. Essa proposta parece viável, tendo em vista que a vazão mássica de GN consumido na turbina na geração de 100 MW é cerca de 30 % da vazão de GN gerada na planta de processamento. Dessa forma, parte do gás produzido poderia ser desviada para o sistema de geração e o CO₂ produzido nesse sistema seria misturado com a corrente rica em CO₂ da planta de processamento, entraria no sistema de compressão da planta e seria posteriormente injetado.

Bibliografia

(2010). Acesso em 15 de Dezembro de 2010, disponível em Petrobras: www.petrobras.com.br

(2011). Acesso em janeiro 2011, from Schlumberger Excellence in Educational Development: www.planetseed.com

Almeida, A. S., Lima, S. T., Rocha, P. S., & Andrade, A. M. (2010). CCGS Opportunities in the Santos Basin Pre-Salt Development.

Aspelund, A., & Jordal, K. (2007). Gas conditioning—The interface between CO₂ capture and transport. *International journal of greenhouse gas control* .

Audrey Estublier, A. S. (2009). Long-term simulation of the Snohvit CO₂ storage.

Awan, A. R., Teigland, R., & Kleppe, J. (2006). A Survey of North Sea Enhanced-Oil-Recovery Projects Initiated During the Years 1975 to 2005. *SPE/DOE Symposium on Improved Oil Recovery*. Tulsa: SPE.

Bachu, S. (2003). Screening and ranking of sedimentary basins for sequestration of CO₂ in geological media in response to climate change. *Environ. Geol.* pp. 277–289.

Baker, R. W. (2008). Natural Gas Processing with Membranes: An Overview.

Baumert, K. H. (2005). Navigating the Numbers: Greenhouse Gas Data and International Climate Policy. World Resources Institute.

Bloch, H. P., & Soares, C. (2001). *Turboexpanders and Process Applications*. GPP.

BNCC. (2006). Belgium's Fourth National Communication on Climate Change. Under the United Nations Framework Convention on Climate Change. Belgian National Climate Commission, Federal Public Service Health, Food Chain Safety and Environment.

Bock, B. R. (2003). Economic evaluation of CO₂ storage and sink enhancement options. TVA Public Power Institute, DE-FC26-00NT40937.

Boston, J. M. (1980). Phase equilibria in a third generation process simulator. In: Proceedings of the 2nd International Conference on Phase Equilibrium and Fluid properties in the Chemical Process Industries, West Berlin. pp. 823–849.

Brater, E. K. (1976). Handbook of Hydraulics for the Solution of Hydraulic Engineering Problems, 6th ed. McGraw-Hill, New York.

Brinckerhoff, P. (2010, Novembro). Powering the Nation Update 2010 retrieved.

C. S. de Almeida, G. C. (2010). Estudo da utilização de Turbo-Expansores em plantas de processamento de gás.

- Campbell, J. M. (2001). *Gas Conditioning and Processing. Volume 2: The equipment Modules*. (8th ed ed.). Oklahoma: John M. Campbell and Company.
- Carey, S. W. (2000). The role of soil pipes as a slope runoff mechanism, Subarctic Yukon, Canada. *J. Hydrol.* pp. 233, 206–222.
- Chadwick, R. A., Arts, R., & Eiken, O. (2005). 4D seismic quantification of a growing CO₂ plume at Sleipner, North Sea. *Petroleum Geology: North-West Europe and Global Perspectives--Proceedings of the 6th Petroleum Geology Conference*, (pp. 1385-1399).
- Christensen, J., Stenby, E. H., & Skauge, A. (2001, abril). Review of WAG field experience. *SPE Reservoir Evaluation & Engineering* .
- Cnop T., D. D. (2007). CONTINUED DEVELOPMENT OF GAS SEPARATION MEMBRANES FOR HIGHLY SOUR SERVICE.
- Costa, J. (2000). Synthesis and characterization of novel molecular sieve silica membranes for gas separation. PhD dssertation, University of Queensland.
- Dingman, S. S. (1997). Statistical development and validation of discharge equations for natural channels. *J. Hydrol.* pp. 199, 13–35.
- El-Naas M. H., *-M. M. (2009). Evaluation of the removal of CO₂ using membrane contactors: Membrane wettability. *Journal of Membrane Science* .
- Energia que move plataformas*. (2008, Outubro 10). Retrieved from Click Macaé: www.clickmacae.com.br/?sec=47&pag=noticia&cod=6623
- Estublier, A., & S., L. A. (2009). Long-term simulation of the Snohvit CO₂ storage. *Energy Procedia* , pp. 3221-3228.
- Filho, D. H. (2005). Introdução ao Processamento e Tratamento do Gás Natural.
- Formigli, J. M. (2007). Pre-Salt Reservoirs Offshore Brazil: Perspectives and Challenges. *Energy Conference*. Miami.
- Formigli, J. M., Pinto, A. C., & Almeida, A. S. (2009). Santos Basin's Pre-Salt Reservoirs Development—The Way Ahead.
- Gale J, F. P. (2001). Coal-bed methane enhancement with CO₂ sequestration worldwide potential. *Environment Geoscience*. pp. 210-7.
- Ge News*. (n.d.). Retrieved março 2011, from Ge News: <http://www.genewscenter.com>
- Haas, C., Takimi, A. S., & Bergmann, C. P. (n.d.). Estudo da Oxidação de Revestimentos Nanoestruturados de Superligas NiCrAlY.
- Hamelinck, C. F. (2001). Potential for CO₂ Sequestration and Enhanced Coalbed Methane Production in the Netherlands. NOVEM Programma, Utrecht.

Hansen, H., Eiken, O., & Aasum, T. (6-9 September 2005). Tracing the Path of Carbon Dioxide From a Gas/Condensate Reservoir, Through an Amine Plant and Back Into a Subsurface Acquirer-Case Study: The Sleipner Area. *Offshore Europe*. Aberdeen: SPE.

Heddle, G. H. (2003). The economics of CO₂ storage. Laboratory for Energy and the Environment, No. LFEE 2003-003 RP. Cambridge, MA.

Heggum, G., Weydahl, T., Roald, W., Mølsvik, M., & Austegard, A. (2005). CO₂ conditioning and transportation, Carbon Dioxide Capture for storage in Deep Geologic Formations. *D.C. Thomas and S.M. Benson*.

Hendriks, C. F. (1992). Verwijdering en opslag van CO₂ bij elektriciteitsopwekking (Recovery and Storage CO₂ with Power Plants). Department of Science, Technology and Society, Utrecht University.

Herzog, H. S. (2005). Cost and economic potential. In: Metz, B., Davidson, O., de Coninck, H., Loos, M., Meyer, L. (Eds.), IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage. Cambridge University Press, Cambridge, UK.

Honeywell's UOP. (n.d.). Retrieved fevereiro 2011, from Honeywell's UOP: www.uop.com

IEA. (2004). Carbon dioxide capture and storage issues—accounting and baselines under the United Nations Framework Convention on Climate Change (UNFCCC). International Energy Agency Information paper.

IEA, G. (2005). Building the cost curves for CO₂ storage: European sector. Report Number 2005/2. International Energy Agency Greenhouse Gas R&D Programme.

IEA, G. (2002). Pipeline transmission of CO₂ and energy. Report Number PH 4/6. International Energy Agency Greenhouse Gas R&D Programme.

IPCC. (2005). IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage. Prepared by working group III of the Intergovernmental Panel on Climate Change (Metz, B., Davidson, O., de Coninck, H.C., Loos, M., Meyer, L.A.). *Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, USA*.

Jaramillo, P., Griffin, W., McCoy, & S.T. (2009). Life cycle inventory of CO₂ in an Enhanced Oil Recovery System. *Environmental Science Technology*, pp. 8027 – 8032.

Kruse, H. T. (n.d.). Calculating the consequences of a CO₂-pipeline rupture. *Energy Convers. Manage.* 1996, pp. 37, 1013–1018.

Leão, R. (n.d.). Retrieved março 2011, from Projeto de instalações elétricas: http://www.joinville.ifsc.edu.br/~edsonh/PIP%20-%20Projeto%20e%20Instalacoes%20Elétricas%20Prediais/Material%20de%20Aula/Parte_I_GT D/Geracao%20II.pdf

- Li, H. Y. (2006, Junho 19-22). Comparative study of equations of state for CO₂ transportation in pipeline. In: GHGT8—Proceedings of the 8th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Trondheim.
- Lokhandwala*, R. W. (2008). *Natural Gas Processing with Membranes: An Overview*. Menlo Park, California.
- Martins, L. S. (2006). Geração de Energia Através de Biomassa. *Monografia de Graduação*. UFES.
- Mathiassen, O. (2003). CO₂ as Injection Gas for Enhanced Oil Recovery and Estimation of the Potential on the Norwegian Continental Shelf. *NTNU*.
- McCullum, D. O. (2006). Techno-economic models for carbon dioxide compression, transport and storage & correlations for estimating carbon dioxide density and viscosity. Institute of Transportation Studies, University of California, Davis. Research Report UCD-ITS-RR-06-14.
- McCoy, S. T., & Rubin, E. S. (2007). An engineering-economic model of pipeline transport of. pp. 219-228.
- McKee R.L. and Foral A.J., K. M., & Gamez, H. M. (1994). Offshore Dehydration of Natural Gas: An Evaluation of Alternatives.
- Medeiros, J. L., & Araújo, O. Q. (2009). Simulador de separação de gases por permeação em membranas (CO₂PERM) – versão 1.0.
- Meisen A., S. X. (1997). Research and development issues in CO₂ capture. *Energy Conversion Management*. pp. S37-42.
- Metz, B. D. (2005). IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture, Storage. Cambridge University Press, Cambridge, UK. p. 442.
- Mokhatab S., P. W. (2006). *HANDBOOK OF NATURAL GAS TRANSMISSION AND PROCESSING*. Gulf Professional.
- Nakano, C. M., Pinto, A. C., Marcusso, J. L., & Minami, K. (2009). Pre-Salt Santos Basin — Extended Well Test and Production Pilot in the Tupi Area — The Planning Phase. *Offshore Technology Conference*. Houston: SPE.
- Nakata K., S. N. (2002). Kinetic study of catalytic CO₂ hydration by water-soluble model compound of carbonic anhydrase and anion inhibition effect on CO₂ hydration. *J Inorg Biochem*. pp. 255-66.
- Newpointgas. (2007). Natural Gas Pre-Treatment for LNG Liquefaction Facilities.
- Odenberger, M. S. (2003). Transportation systems for CO₂—application to carbon sequestration. Technical Report No. T2003-273. Department of Energy Conversion, Chalmers University of Technology, Göteborg, Sweden.

- P.Y. Zhang, S., S. Huang, S., & Sayegh, S. (2004). *Effect of CO2 Impurities on Gas-Injection EOR Processes*. SPE.
- Peng, D. R. (1976). A new two-constant equation of state. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* pp. 15, 59–64.
- Porto Editora. (n.d.). *processo de Linde*. In *Infopédia*. Retrieved fevereiro 2011, from Porto Editora: [http://www.infopedia.pt/\\$processo-de-lind](http://www.infopedia.pt/$processo-de-lind)
- Puri R, Y. D. (1990). Enhanced coal bed methane recovery. In: 65th Annual technical conference and exhibition of SPE. New Orleans, USA.
- Rao, A. R. (2002). A technical, economic, and environmental assessment of amine-based CO2 capture technology for power plant greenhouse gas control. *Environ. Sci. Technol.* pp. 4467–4475.
- RESOLUÇÃO ANP Nº 16, DE 17.6.2008 - DOU 18.6.2008. (n.d.).
- Reznik AA, S. P. (1984). An analysis of the effect of CO2 injection on the recovery of in situ methane from bituminous coal: an experimental simulation. *SPE J.* pp. 521-8.
- Robert C. Ferguson, C. N. (2009). *Storing CO2 with Enhanced Oil Recovery*.
- Rocha, P. S., Correia, J. S., Ribeiro, A. L., & Menezes, P. R. (2005). Determinação da pressão mínima de miscibilidade do CO2 em óleo através do Rising bubble apparatus. *3º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás*. Salvador: IBP.
- Rojey A., J. C. (1997). *Natural gas production processing transport*. Technip.
- Romeo, L. M. (2009). Optimization of Intercooling Compression in CO2 capture systems. *Applied Thermal Engineering 29* , pp. 1744-1751.
- S., A. T., Ravagnani, G., & Suslick, S. B. (2008). Modelo dinâmico de seqüestro geológico de CO2 em reservatórios de petróleo. *Revista Brasileira de Geociências* , 39-60.
- S., S. M. (2005). MODELING AND SIMULATION OF MEMBRANE-ABSORPTION HYBRID SYSTEMS FOR CO2 CAPTURE FROM NATURAL GAS.
- Shafeen, A. C. (2004). CO2 sequestration in Ontario, Canada. Part II. Cost estimation. *Energy Convers. Manage.* pp. 45, 3207–3217.
- Skovholt, O. (1993). CO2 transportation system. *Energy Convers. Manage.* pp. 34, 1095–1103.
- Span, R. W. (1996). A new equation of state for carbon dioxide covering the fluid region from the triple-point temperature to 1100 K at pressures up to 800 MPa. *J. Phys.Chem. Ref. Data.* pp. 25, 1509–1596.
- Steenveeldt, R., Berger, B., & Torp, T. A. (2006). CO2 Capture and Storage Closing the the Knowing- Doing Gap. *Chemical Engineering Research and Design* , 739-763.

- Stevens, S., & Gale, J. (2000, maio). Geologic CO₂ Sequestration may benefit upstream industry. *Oil & Gas Journal*, pp. 40-43.
- Svensson, R. O. (2004). Transportation systems for CO₂—application to carbon capture and storage. *Energy Convers. Manage.* pp. 45, 2343–2353.
- Sweatman, R. H., Parker, M. E., & Crookshank, S. A. (2009). Industry Experience With CO₂-Enhanced Oil Recovery Technology. *SPE International Conference on CO₂ Capture, Storage, and Utilization*.
- Tavares, C. A. (2006). O sistema elétrico da Plataforma P-43 e sua similaridade com o sistema elétrico de potência. *Simpósio Brasileiro de sistemas elétricos*. Campina Grande.
- Thambimuthu, K. S. (2005). Capture of CO₂. In: Metz, B., Davidson, O., de Coninck, H., Loos, M., Meyer, L. (Eds.), *IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage*. Cambridge University Press, Cambridge, UK.
- Thomas, J. E. (2004). *Fundamentos de engenharia de petróleo* (2 edição ed.). Interciência.
- Thomas, T. L. (1963). Molecular sieves in petroleum and natural gas processing.
- Torp, T. A., & Gale, J. (2004). Demonstrating storage of CO₂ in geological reservoirs : The Sleipner and SACS projects. *Energy* 29, 1361-1369.
- Transportadora Brasileira Gasoduto Brasil-Bolívia. (2011, março). Retrieved março 2011, from Site TBG: <http://www.tbg.com.br>
- Turton, R. B. (2009). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* (3rd ed. ed.). New Jersey: Prentice Hall.
- U.S. Department of Energy. (2010). *Levelized Cost of New Generation Resources in the Annual Energy Outlook 2011*.
- Vandeginste, V., & Piessens, K. (2008). Pipeline design for a least-cost router application for CO₂. pp. 571-580.
- W.I. Echt, D. D. (2002). *Fundamentals of Membrane Technology for CO₂ Removal from Natural Gas*.
- Wright, I. B., Ringrose, P. S., Mathieson, A. B., & Eiken, O. S. (2009). An Overview of Active Large-Scale CO₂ Storage Projects. *SPE International Conference on CO₂ Capture, Storage, and Utilization*.
- Zhang, P., Huang, S., Sayegh, S., & Zhou, X. (2004). Effect of CO₂ Impurities on Gas-Injection EOR Processes. *SPE/DOE Fourteenth Symposium on Improved Oil Recovery*. Tulsa: SPE.
- Zhang, Z., Wang, G., Massarotto, P., & Rudolph, V. (2006). Optimization of pipeline transport for CO₂ sequestration. *Energy Conversion and Management*. pp. 702-715.