MAÍRA CARNAVAL BARBOSA

PRODUÇÃO DE LGN A PARTIR DE CORRENTES DE CO_2 PARA RECUPERAÇÃO AVANÇADA DE PETRÓLEO

Escola da Química - TPQBq

UFRJ

2010

PRODUÇÃO DE LGN A PARTIR DE CORRENTES DE CO_2 PARA RECUPERAÇÃO AVANÇADA DE PETRÓLEO

MAÍRA CARNAVAL BARBOSA

DISSERTAÇÃO APRESENTADA AO CORPO DOCENTE DO CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM TECNOLOGIA DE PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS.

Escola de Química
Universidade Federal do Rio de Janeiro

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

Rio de Janeiro, RJ – Brasil
Dezembro de 2010

PRODUÇÃO DE LGN A PARTIR DE CORRENTES DE CO_2 PARA RECUPERAÇÃO AVANÇADA DE PETRÓLEO

MAÍRA CARNAVAL BARBOSA

DISSERTAÇÃO APRESENTADA AO CORPO DOCENTE DO CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM TECNOLOGIA DE PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS.

Aprovada por :

_____

Profa. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D. – Orientadora

_____

Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc – Orientador

_____

Prof. Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, D.Sc

_____

Gilson Alexandre Pinto, D.Sc

_____

Giovani Cavalcanti Nunes, Ph.D

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Dezembro de 2010

B238p Barbosa, Maíra Carnaval.

Produção de LGN a partir de correntes de CO_2 para recuperação avançada de petróleo / Maíra Carnaval Barbosa – Rio de Janeiro, 2010.
viii, 124 f., il.

Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Rio de Janeiro, 2010.

Orientadores: Ofélia Queiroz Fernandes de Araújo e José Luiz de Medeiros

1. LGN. 2. CO_2. 3. Recuperação Avançada de Petróleo. 4. Simulação de Processos. – Teses. I. Araújo, Ofélia Queiroz Fernandes (orient.). II. Medeiros, José Luiz (orient.). III. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Programa em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química. IV. Título.

CDD: 665.773

"A nossa maior glória não reside no fato de nunca cairmos, mas sim em levantarmo-nos sempre depois de cada queda."

(Confúcio)

AGRADECIMENTOS

Concluir essa dissertação foi uma prova de superação para mim, daquelas bem difíceis. Depois de tantos problemas e contratempos, eis que este momento tão desejado chegou, e de uma forma muito especial, bem melhor do que eu esperava.

Várias pessoas participaram da minha longa jornada até a defesa, me apoiando, confiando em mim e me incentivando a seguir em frente, a concluir o Mestrado e obter esse título tão sonhado, que sempre foi tão importante pra mim.

Não poderia deixar de citar o apoio incondicional da minha mãe e do meu irmão, que sempre estiveram presentes nos melhores e piores momentos pelos quais já passei até hoje. Vocês são as pessoas mais importantes da minha vida. Espero tê-los ao meu lado pra sempre.

Agradeço a orientação dos professores José Luiz e Ofélia. Em especial, o apoio da Ofélia que, sempre acreditando em mim, me deu novas chances depois dos meus sumiços, em todas as minhas idas e vindas. Nunca deixou de acreditar na minha força de vontade que, às vezes, era vencida por problemas maiores e que não estavam sob meu controle. Ela me acompanha desde a iniciação científica, depois o projeto final, agora o mestrado, ou seja, acompanhou todo esse meu crescimento acadêmico. Mais do que uma orientadora, uma pessoa em que confio e que sou muito grata por tudo o que já fez por mim até hoje (e que espero que continue fazendo!). Muito Obrigada por tudo!

Agradeço à CHEMTECH pela oportunidade da realização deste mestrado *In Company*, possibilitando o acúmulo das atividades de projeto na empresa e das atividades acadêmicas na UFRJ.

Não poderia deixar de citar as meninas do H2CIN, que não hesitaram em me ajudar nessa etapa final do desenvolvimento deste trabalho. Valeu mesmo, meninas!

Dedico essa dissertação aos meus pais, meus exemplos para toda vida. A minha mãe e grande amiga, que está comigo “pro que der e vier”. Ao meu pai, que infelizmente não está mais presente nesse mundo, mas tenho certeza que, onde quer que ele esteja nesse momento, está muito orgulhoso da sua “filhota”.

RESUMO

BARBOSA, Maíra Carnaval. **Produção de LGN a partir de Correntes de CO_2 para Recuperação Avançada de Petróleo**. Orientadores: Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo e José Luiz de Medeiros. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ/TPQBq, 2010. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos)

Neste trabalho, avalia-se a viabilidade da aplicação de Processos de Recuperação de Líquidos de Gás Natural (LGN) às correntes de gás ácido, em especial às ricas em dióxido de carbono (CO_2), antes que estas sejam destinadas à Recuperação Avançada de Petróleo (EOR). Como justificativa para o tema, tem-se a necessidade de redução da concentração atmosférica deste gás de efeito estufa, que demanda por alternativas de destinação de CO_2, em especial aquele presente em correntes de gás natural no contexto dos campos do Pré-Sal.

Para aumentar a margem de lucro na operação de EOR, propõe-se neste estudo utilizar técnicas conhecidas de aproveitamento de Gás Natural disponíveis na literatura para Recuperar LGN das correntes ricas em CO_2. Dentre as tecnologias disponíveis, três são aqui empregadas na recuperação de frações de propano (C_3), butano (C_4) e gasolina natural (C_5^+): o Processo "Joule Thomson", o Processo "Turbo Expansor" e o Processo Criogênico. O estudo comparativo empreendido engloba a simulação dos três processos em ambiente UNISIM DESIGN, incluindo o dimensionamento dos principais equipamentos para fins de análise econômica, via cálculo de custos de capital (CAPEX) e operacionais (OPEX). Uma corrente de rejeito da produção de gás natural sintético obtida na literatura é utilizada para análise.

Os resultados indicam o Processo Criogênico como o mais indicado. Face aos resultados, este processo é, então, aplicado a estudo de caso de Piloto do campo de Tupi, pertencente à camada do Pré-Sal brasileiro, apesar de grande incerteza existente em torno dos dados reais desse reservatório. Considerando-se exclusivamente a venda de LGN, concluiu-se pela não viabilidade do Processo Criogênico. Contudo, ampliando-se a receita para inclusão de Créditos de Carbono, os três processos e o estudo de caso se mostraram viáveis.

ABSTRACT

BARBOSA, Maíra Carnaval. **NGL Recovery from CO_2 – EOR streams**. Orientadores: Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo e José Luiz de Medeiros. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ/TPQBq, 2010. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos)

In this work, the feasibility of applying Natural Gas Liquids (NGL) Recovery Processes to acid gas streams is evaluated, especially concerning those rich in carbon dioxide (CO_2), prior to their use for Enhanced Oil Recovery (EOR). The need to reduce the atmospheric concentration of this greenhouse gas demands technologies of CO_2 destination, particularly the CO_2 present in natural gas streams in the context of the pre-salt fields, and justifies the proposed subject.

To increase the profit margin in EOR operations, this work proposes the use of natural gas processing techniques known in literature to recovering NGL from rich CO_2 streams. Among the technologies available, three are herein chosen and applied to recover propane (C_3), butane (C_4) and natural gasoline (C_5^+) fractions: Joule Thomson Process, Turbo Expander Process and Cryogenic Process. The comparative study undertaken includes the simulation of these processes in the environment UNISIM DESIGN (Honeywell), including sizing of main equipment for economic analysis, via calculation of capital (CAPEX) and operational (OPEX) costs. A waste stream from synthetic natural gas production reported in the literature is used for analysis.

The results indicate the Cryogenic Process as the most feasible. Furthermore, this process is applied to a case study of the Tupi pilot field, belonging to the Brazil pre-salt layer, although large uncertainties surround the actual data from the pre-salt reservoirs. Simulation results, considering exclusively the revenue from NGL, supported the conclusion of non-feasibility of the Cryogenic Process. With further consideration of revenues from Carbon Credits, the three processes and the case study are found to be feasible.

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 – Introdução 11
1.1 Objetivo 11
1.2 Motivação 11
1.3 Estrutura da Dissertação 15
CAPÍTULO 2 – O Estado-da-Arte 17
2.1 Efeito Estufa e Emissões de CO_2 – Situação Atual, Projeções e Estratégias . 17
2.1.1. Redução das Emissões de CO_2 19
2.1.2. Captura e Armazenamento do CO_2 (CCS) 19
2.2 Fontes Estacionárias de CO_2 20
2.3 Processos de Captura do CO_2 22
2.4 Armazenamento Geológico do CO_2 25
2.5 Análise do Cenário Econômico 28
2.6 Processos de Recuperação de LGN 29
2.6.1 Processo "*Joule Thomson*" 29
2.6.2 Processo *"Turbo Expansor"* 31
2.6.3 Processo Criogênico 32
CAPÍTULO 3 – Fluxogramas de Processo de Recuperação de LGN 35
3.1 Processo "*Joule Thomson*" 39
3.1.1 Etapa Inicial de Liquefação 40
3.1.2 Etapa de Fracionamento 41
3.1.3 Etapa de Compressão e Injeção 42
3.2 Processo *"Turbo Expansor"* 43
3.2.1 Etapa Inicial de Liquefação 43
3.2.2 Etapa de Fracionamento 44
3.2.3 Etapa de Compressão e Injeção 45
3.3 Processo Criogênico 46
3.3.1 Etapa Inicial de Liquefação 46
3.3.2 Etapa de Fracionamento 47
3.3.3 Etapa de Compressão e Injeção 48
CAPÍTULO 4 – Resultados das Simulações 49
4.1 Processo "*Joule Thomson*" 49
4.1.1 Dados de Processo e Consumo de Utilidades 49

4.1.2 Dimensionamento dos Equipamentos 50
4.2 Processo *"Turbo Expansor"* 52
4.2.1 Dados de Processo e Consumo de Utilidades 52
4.2.2 Dimensionamento dos Equipamentos 53
4.3 Processo Criogênico 55
4.3.1 Dados de Processo e Consumo de Utilidades 55
4.3.2 Dimensionamento dos Equipamentos 56
4.4 Discussão dos Resultados 58
CAPÍTULO 5 – Análise Econômica 60
5.1 Metodologia 60
5.2 Resultados Obtidos 66
5.2.1 CAPEX 66
5.2.2 OPEX 67
5.2.3 Fluxo de Caixa 69
5.3 Discussão dos Resultados 72
CAPÍTULO 6 – ESTUDO DE CASO: O Pré-Sal Brasileiro 73
6.1 O piloto de Tupi 74
6.2 Preparação do Gás de Processo 77
6.3 Processo de Captura do CO_2 do Gás Natural 78
6.4 Processo de Recuperação de LGN da corrente rica em CO_2 83
6.5 Processo de Compressão e Injeção do CO_2 84
6.6 Resultados e Dimensionamento 85
6.6.1 Dados de Processo e Consumo de Utilidades 85
6.6.2 Dimensionamento dos Equipamentos 86
6.6.3 Discussão dos Resultados 88
6.7 Análise Econômica do caso Pré-Sal 89
6.7.1 CAPEX 90
6.7.2 OPEX 90
6.7.3 Fluxo de Caixa 91
6.7.4 Discussão dos Resultados 92
CAPÍTULO 7 – Análise de Créditos de Carbono 94
7.1 Custo Ambiental 94
7.2 Receitas associadas à EOR 96
7.2.1 Venda de Créditos de Carbono 97
7.2.2 Aumento de Produtividade do Poço 98
7.2.3 Resultado Total do aumento da Receita 99

7.3 Novo Fluxo de Caixa para o Estudo Comparativo 100
7.4 Nova Análise Econômica para o Estudo de Caso 101
CAPÍTULO 8 – Conclusões e Sugestões 103
APÊNDICE A – Fluxogramas de Processo Completos 106
A.1 Processo *"Joule Thomson"* de Recuperação de LGN 107
A.2 Processo "*Turbo Expansor*" de Recuperação de LGN 108
A.3 Processo Criogênico de Recuperação de LGN 109
A.4 ESTUDO DE CASO: PRÉ-SAL 110
APÊNDICE B – Dimensionamento dos Equipamentos 112
B.1 Compressores e Turbinas 112
B.2 Vasos 113
B.3 Trocadores de Calor 114
B.4 Torres de Destilação 115
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 117

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 – Emissões de CO_2 12
Figura 2 – Protocolo de Kyoto 12
Figura 3 – Conferência das Nações Unidas sobre as Mudanças Climáticas de 2009 (COP 15) 13
Figura 4 – Injeção de CO_2 para EOR 14
Figura 5 – Efeito Estufa x Aquecimento Global 17
Figura 6 – Emissões de CO_2 em bilhões de toneladas 18
Figura 7 – Diagrama Esquemático das possibilidades de armazenamento e transporte do CO_2 20
Figura 8 – Métodos para Separação de CO_2 classificados por estratégia 23
Figura 9 – Diagrama Esquemático do efeito da vazão de gás *versus* a concentração de CO_2 para a escolha da tecnologia de Remoção. 23
Figura 10 – Fluxograma para remoção de gases ácidos com aminas aquosas 24
Figura 11 – Remoção de CO_2 através de Membrana. 25
Figura 12 – Possibilidades de Armazenamento Geológico 26
Figura 13 – Injeção conjunta de Água e Polímeros para EOR 27
Figura 14 – Recuperação Avançada de Petróleo com CO_2 27
Figura 15 – Processo *"Joule Thomson"* 30
Figura 16 – Processo *"Turbo Expansor"* 32
Figura 17 – Processo Criogênico 33
Figura 18 – Ciclo de Refrigeração a Propano 34
Figura 19 – Relação Pressão *versus* Entalpia – Ciclo de Propano 34
Figura 20 – Processo da *Great Plains Synfuels Plant*, gerador da corrente rica em CO_2 utilizada como base para o estudo. 35
Figura 21 – Fluxograma da Etapa Inicial – Processo "*Joule Thomson*" 40
Figura 22 – Fluxograma da Etapa de Fracionamento – Processo "*Joule Thomson*" 41
Figura 23 – Fluxograma da Etapa de Compressão e Injeção – Processo *"Joule Thomson"* 42
Figura 24 – Fluxograma da Etapa Inicial – Processo *"Turbo Expansor"* 44
Figura 25 – Fluxograma da Etapa de Fracionamento – Processo *"Turbo Expansor"* 45
Figura 26 – Fluxograma da Etapa de Compressão e Injeção – Processo *"Turbo Expansor"* 45
Figura 27 – Fluxograma da Etapa Inicial – Processo Criogênico 47
Figura 28 – Fluxograma da Etapa de Fracionamento – Processo Criogênico 48
Figura 29 – Fluxograma da Etapa de Compressão e Injeção – Processo Criogênico 48
Figura 30 – Evolução dos Valores de alguns índices econômicos 61
Figura 31 – Fluxo de Caixa do Processo "*Joule Thomson*" 70
Figura 32 – Fluxo de Caixa do Processo *"Turbo Expansor"* 71
Figura 33 – Fluxo de Caixa do Processo Criogênico 71
Figura 34 – Comparação dos Fluxos de Caixa dos três processos 72
Figura 35 – Detalhes e Localização do Campo de Tupi 73
Figura 36 – Estratégia de Desenvolvimento do Pré-Sal 74
Figura 37 – Informações sobre o Piloto de Tupi 76

Figura 38 – Fluxograma da Etapa de Preparação do Gás de Processo (FASE 1).....78
Figura 39 – Fluxograma da Etapa de Preparação do Gás de Processo (FASE 2).....81
Figura 40 – Fluxograma da Etapa de Remoção de CO_2 81
Figura 41 – Fluxograma da Etapa de Recuperação de LGN da Corrente Rica em CO_2 84
Figura 42 – Fluxograma da Etapa de Compressão e Injeção do CO_2.....85
Figura 43 – Fluxo de Caixa para o Estudo de Caso do Pré-Sal.....92
Figura 44 – Gráfico de Comparação dos Custos com Utilidades 96
Figura 45 – Comparação da Receita Inicial e da Nova Receita (com a receita adicional da venda de créditos de carbono) para cada processo 98
Figura 46 – Comparação da Receita Inicial e da Nova Receita (com a receita adicional do aumento de produtividade do poço) para cada processo.....99
Figura 47 – Novo Fluxo de Caixa para os Processos do Estudo Comparativo..... 100
Figura 48 – Novo Fluxo de Caixa para o Estudo de Caso..... 102
Figura 49 – Fluxograma Completo do Processo *"Joule Thomson"* de Recuperação de LGN 107
Figura 50 – Fluxograma Completo do Processo "*Turbo Expansor*" de Recuperação de LGN 108
Figura 51 – Fluxograma Completo do Processo Criogênico de Recuperação de LGN 109
Figura 52 – Fluxograma Completo do Estudo de Caso (PARTE 1) 110
Figura 53 - Fluxograma Completo do Estudo de Caso (PARTE 2) 111
Figura 54 – Gráfico para determinação do tipo de compressor 112

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 – Fontes Estacionárias de CO_2 classificadas por Processos ou Atividades Industriais....21
Tabela 2 – Propriedades típicas de correntes que já foram submetidas ao processo de captura....22
Tabela 3 – Faixas de Custos para um sistema de CCS, aplicadas a fontes industriais. 28
Tabela 4 - Corrente de Entrada para as Simulações....37
Tabela 5 - Premissas de Projeto da Etapa de Fracionamento....38
Tabela 6 - Premissas de Projeto da Etapa de Compressão e Injeção....38
Tabela 7 – Condições das Principais correntes – Processo "*Joule Thomson*"....49
Tabela 8 – Consumo Líquido de Utilidades – Processo "*Joule Thomson*"....50
Tabela 9 – Dimensionamento dos Compressores – Processo "*Joule Thomson*"....51
Tabela 10 – Dimensionamento dos Vasos de *Knock-out* – Processo "*Joule Thomson*" 51
Tabela 11 – Dimensionamento dos Trocadores de Calor – Processo "*Joule Thomson*" 52
Tabela 12 – Dimensionamento das Colunas de Destilação – Processo "*Joule Thomson*" 52
Tabela 13 – Condições das Principais correntes – Processo *"Turbo Expansor"*....53
Tabela 14 – Consumo Líquido de Utilidades – Processo *"Turbo Expansor"*....53
Tabela 15 – Dimensionamento dos Compressores e Turbina – Processo *"Turbo Expansor"*....54
Tabela 16 – Dimensionamento dos Vasos de *Knock-out* – Processo *"Turbo Expansor"* 54
Tabela 17 – Dimensionamento dos Trocadores de Calor – Processo *"Turbo Expansor"* 54
Tabela 18 – Dimensionamento das Colunas de Destilação – Processo *"Turbo Expansor"*....55
Tabela 19 – Condições das Principais correntes – Processo Criogênico....55
Tabela 20 – Consumo Líquido de Utilidades – Processo Criogênico....56
Tabela 21 – Dimensionamento dos Compressores – Processo Criogênico....56
Tabela 22 – Dimensionamento dos Vasos de *Knock-out* – Processo Criogênico....57
Tabela 23 – Dimensionamento dos Trocadores de Calor – Processo Criogênico....57
Tabela 24 – Dimensionamento das Colunas de Destilação – Processo Criogênico....57
Tabela 25 – Comparação das vazões das correntes de saída dos três processos....58
Tabela 26 – Comparação do consumo líquido de utilidades dos três processos....58
Tabela 27 – Detalhamento dos componentes do custo total de uma planta química. 62
Tabela 28 – Equações para cálculo dos Custos do Módulo para os demais Equipamentos....64
Tabela 29 – Detalhamento dos componentes do custo operacional de uma planta química....64
Tabela 30 – Detalhamento dos componentes do Fluxo de Caixa....66
Tabela 31 – Resultados do CAPEX por tipo de equipamento e total....67
Tabela 32 – Resultados do OPEX dos processos....68
Tabela 33 – Resultados dos custos de utilidades....68

Tabela 34 – Custos das Utilidades 68
Tabela 35 – Resultados das receitas 69
Tabela 36 – Custos dos Produtos 69
Tabela 37 – Composição Estimada do Gás Natural do Campo de Tupi 77
Tabela 38 – Dados de Processo para a corrente Trifásica 78
Tabela 39 – Projetos Industriais de Captura de CO_2 por absorção com aminas 79
Tabela 40 – Dados de T e P das Colunas de Destilação 82
Tabela 41 – Condições das Principais correntes 86
Tabela 42 – Consumo Líquido de Utilidades – Processo Criogênico 86
Tabela 43 – Dimensionamento dos Compressores – Estudo de Caso 87
Tabela 44 – Dimensionamento dos Vasos de *Knock-out* – Estudo de Caso 87
Tabela 45 – Dimensionamento dos Trocadores de Calor – Estudo de Caso 87
Tabela 46 – Dimensionamento das Colunas de Destilação – Estudo de Caso 88
Tabela 47 – Resultados do CAPEX por tipo de equipamento e total do Estudo de Caso 90
Tabela 48 – Resultados do OPEX do Estudo de Caso 91
Tabela 49 – Resultados dos custos de utilidades do Estudo de Caso 91
Tabela 50 – Resultados das receitas do Estudo de Caso 91
Tabela 51 – Capacidade Calorífica do Gás Natural utilizado como Combustível 95
Tabela 52 – Custo Ambiental dos Processos de Recuperação de LGN 95
Tabela 53 – Comparação do OPEX Inicial e do Corrigido para cada Processo 96
Tabela 54 – Vazões de CO_2 para EOR 97
Tabela 55 – Volumes de Óleo de EOR 99
Tabela 56 – Comparação da RECEITA Inicial e da Total para cada Processo 100
Tabela 57 – Custo Ambiental e Comparação do PEX do Estudo de Caso 101
Tabela 58 – Vazões de CO_2 e Volume de Óleo de EOR 101
Tabela 59 – Comparação da Receita Inicial e Nova para o Estudo de Caso 102
Tabela 60 – Valores Típicos para o Coeficiente Global de Transferência de Calor 115
Tabela 61 – Valores Típicos para Espaçamento entre Pratos 116

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis

CAPEX – Custo Capital

CCS – Captura e Armazenamento de CO_2 em Reservatórios Geológicos

CFCs – Clorofluorcarbonos

C_1 – Metano

C_2 – Etano

C_3 – Propano

C_4 – Butano

C_5^+ – Gasolina natural

CB – Custo Base

CEPCI – *"Chemical Engineering Plant Cost Index"* ou Índice do Custo de uma Planta de Engenharia Química

CH_4 – Metano

CM – Custo do Módulo

CO_2 – Dióxido de Carbono

COL – *"Operation Labor Cost"* ou Custo com Mão-de-Obra

COP 15 – Conferência das Nações Unidas sobre as Mudanças Climáticas de 2009

CQNUMC – Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudanças Climáticas

CRM – *"Raw Material Cost"* ou Custos com Matérias-Primas

CUT – *"Utility Cost"* ou Custo com Utilidades

CWT – *"Waste Treatment Cost"* ou Custo com Tratamento de Efluentes

EOR – *"Enhanced Oil Recovery"* ou Recuperação Avançada de Petróleo

FCD – Fluxo de Caixa Descontado

FPSO – *"Floating Production Storage and Offloading"*

GEE – Gases do Efeito Estufa

GN – Gás Natural

GOR – *"Gas-oil rate"* ou razão gás/óleo

HFCs – Hidroclorofluorcarbonos

H_2O – Água

IPCC – "*Intergovernmental Panel on Climate Change"* ou Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas

LGN – Líquidos de Gás Natural

MACRS – *"Modified Accelerated Cost Recovery System"* ou Sistema de Amortização Acelerada Modificado

MDEA – Metildietanolamina

MEG – Monoetilenogligol

MMscfd – Milhões de pés cúbicos *"standard"* por dia

M&S – *"Marshall & Swift Equipment Cost Index"* ou Índice Marshall e Swift para Custo de Equipamentos

N_2O – Óxido nitroso

O_3 – Ozônio

OPEX – Custo Operacional

PFCs – Perfluocarbonos

P&D – Pesquisa e Desenvolvimento

SF_6 – Hexafluoreto de enxofre

TIR – Taxa Interna de Retorno

TDL – Teste de Longa Duração do campo de Tupi

VPL – Valor Presente Líquido

CAPÍTULO 1 – Introdução

1.1 Objetivo

O trabalho empreende uma análise de viabilidade técnica e econômica de diferentes processos de Recuperação de Líquidos de Gás Natural (LGN) reportadas na literatura, aplicados a correntes de descarte ricas em dióxido de carbono (CO_2), aproveitadas para Recuperação Avançada de Petróleo (EOR).

Especificamente, objetiva-se minimizar os custos de destinação de correntes de CO_2 agregando a este uma receita adicional proporcionada pela venda das correntes ricas em C_3^+ obtidas em Unidades de Recuperação de Líquidos de Gás Natural.

Com a implantação das alternativas investigadas, pretende-se contribuir para a mitigação de impactos ambientais no contexto de mudanças climáticas associadas às emissões de CO_2.

1.2 Motivação

Com a atual intensificação das mudanças climáticas globais, decorrentes, em sua grande maioria, do aumento de emissões e acúmulo na atmosfera dos Gases do Efeito Estufa (GEE), tornou-se fundamental e indispensável ao futuro sustentável da sociedade a redução da liberação destes poluentes. Nos últimos 140 anos, a temperatura do planeta aumentou em média 0,76°C. Apesar de parecer pequeno, esse aumento já foi o suficiente para abalar o clima do planeta (Costa, 2009).

Dentre os diversos GEE, o CO_2 é apontado como o principal contribuinte para o aquecimento global, apesar de não ser o que causa mais impacto ao meio ambiente. Este cenário deve-se ao fato de este gás estar presente em grande quantidade na atmosfera, decorrente das elevadas emissões resultantes da queima dos combustíveis fósseis e das

queimadas das florestas, resultado do padrão de vida atual das sociedades altamente industrializadas. A seguir, a Figura 1 exemplifica a emissão descontrolada de CO_2:

Figura 1 – Emissões de CO_2

Marcos que comprovam a preocupação global e visam a redução das emissões de GEE foram: o surgimento da Convenção Quadro das Nações Unidas sobre Mudanças Climáticas (CQNUMC) em 1992, a assinatura do Protocolo de Kyoto em 2005 e a Conferência das Nações Unidas sobre as Mudanças Climáticas (COP 15) em 2009, ilustrados na Figura 2 e na Figura 3 a seguir:

Figura 2 – Protocolo de Kyoto

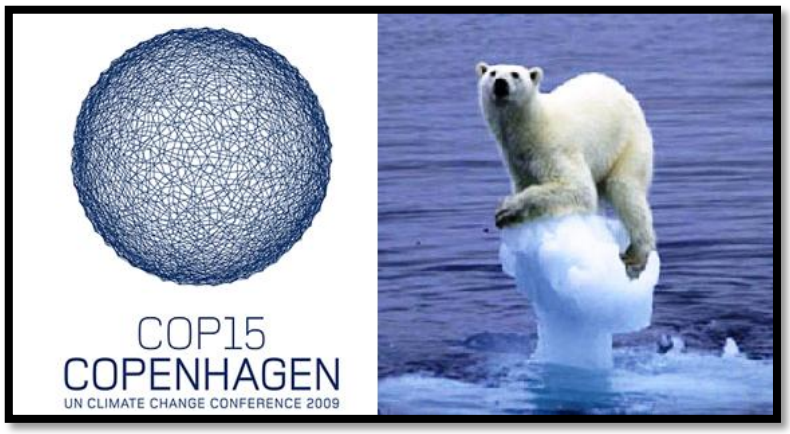

Figura 3 – Conferência das Nações Unidas sobre as Mudanças Climáticas de 2009 (COP 15)

A outra opção seria mitigar as mudanças climáticas através da Captura (ou Seqüestro) e Armazenamento do CO_2 (CCS) de forma segura e sustentável. "O gerente de Tecnologia de Processamento de E&P da Petrobras, Giovanni Cavalcanti Nunes, explicou que o CO_2 é altamente corrosivo, forma ácidos indesejáveis e precisa ser tratado em estruturas feitas com material especial e super-resistente. O armazenamento é mais uma questão relevante, já que o gás não pode "escapar" de onde estiver capturado." (Investimentos e Notícias – "Grande quantidade de CO2 é um dos desafios do pré-sal" – 16/09/2010).

O armazenamento de CO_2 em Reservatórios Geológicos é, atualmente, indicado como a solução mais promissora para o seqüestro disseminado e de longo prazo de CO_2. Inclusive, alguns projetos já estão em andamento atualmente. A técnica é caracterizada pela injeção do CO_2, em estado líquido ou supercrítico em formações geológicas, com a finalidade de isolá-lo da atmosfera.

Sendo assim, reservatórios maduros de petróleo e de gás natural, aqüíferos profundos de água salgada e camadas de carvão existentes há milhões de anos (apresentando apenas mudanças graduais) representam uma forma para armazenamento de longo prazo do CO_2. Há, ainda, a possibilidade do uso do CO_2 em atividades com fins lucrativos, como a Recuperação Avançada de Petróleo (EOR), ilustrada na Figura 4 a seguir:

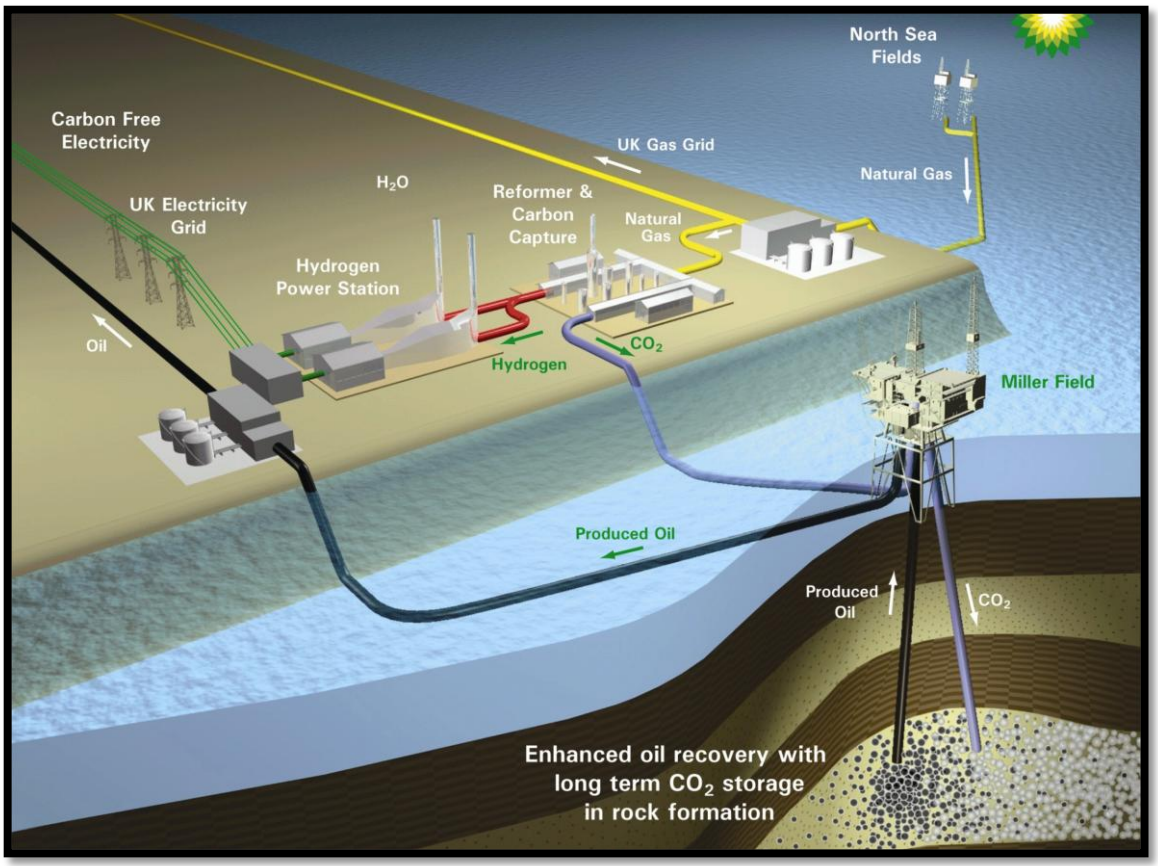

Figura 4 – Injeção de CO_2 para EOR

FONTE: http://ior.senergyltd.com/issue11/people-projects/

No Brasil, essa preocupação ambiental se intensifica a partir de 2007, após os anúncios feitos pela Petrobras das descobertas de petróleo na camada do Pré-Sal brasileiro. O óleo encontrado nessa região é leve, e o gás natural associado apresenta grandes quantidades de CO_2 - percentual aproximado de 10% a 15% de CO_2 de acordo com Formigli (2007), concentração bem maior do que os 5% das demais reservas do país. O destino ambientalmente responsável deste CO_2 é desafio tecnológico na exploração destas reservas. Nesta direção, "(...) estimativas apontam que somente nas duas áreas com reservas delimitadas – os campos de Tupi e Iara, onde há um acúmulo de até 12 bilhões de barris de óleo e gás – existam 3,1 bilhões de toneladas de CO_2, um dos gases que contribuem para o aquecimento do planeta". (*Folha de São Paulo – "Petrobras estuda "sumir" com CO_2 da camada pré-sal" - 31/05/2009).*

Uma solução adotada pela Petrobras é a de reinjetar o CO_2 extraído nos próprios reservatórios:

"Segundo José Formigli, gerente da Petrobras para exploração e produção do Pré-Sal, o acúmulo de CO2 nas reservas da bacia de Santos é gigante e seriam liberadas "milhões e milhões de toneladas". (...) Formigli diz que a reinjeção é viável e seu emprego se justifica pelo grande passivo ambiental que seria gerado caso o CO2 fosse liberado. (...) A empresa precisa encontrar alternativas para o CO2, pois, caso contrário, será uma das companhias de petróleo que mais emitem na Terra. E levará ainda o Brasil ser obrigado a cumprir metas de emissão como países de matriz energética "suja", casos de China e EUA."

(Folha de São Paulo – "Petrobras estuda "sumir" com CO2 da camada pré-sal" - 31/05/2009).

Visando minimizar o impacto causado pelos custos das atividades de Armazenamento Geológico do CO_2, neste trabalho três processos foram avaliados, para recuperação de LGN de correntes ricas em CO_2 a serem utilizadas em EOR. Na seqüência, o processo que apresentou melhor desempenho técnico e econômico foi aplicado para um estudo de caso do Pré-Sal: o piloto do Campo de Tupi.

1.3 Estrutura da Dissertação

Esse trabalho se estrutura em capítulos. Neste primeiro capítulo encontram-se: a motivação ou justificativa da relevância deste trabalho, bem como a sua estrutura.

O segundo capítulo aborda o Estado-da-Arte de diversos assuntos relacionados ao tema deste trabalho, destacando-se: o grande problema ambiental atual relacionado às elevadas emissões de CO_2, com as diferentes plantas químicas potencialmente geradoras dessas correntes ricas em gases ácidos para descarte; possíveis soluções para este problema ambiental, através de diferentes processos de CCS disponíveis e ainda com a possibilidade de agregar valor comercial a esse processo, através de diversos processos de recuperação de LGN da corrente rica em CO_2.

No terceiro capítulo, apresentam-se os fluxogramas detalhados utilizados no estudo comparativo de três diferentes processos para recuperação de LGN de uma corrente rica em CO_2 oriunda da produção de gás natural sintético, assim como os dados de processo da literatura que foram utilizados, além das premissas de projeto utilizadas.

Já o quarto capítulo contém os resultados das simulações realizadas em ambiente UNISIM DESIGN. Além dos dados de processo, são apresentados também os resultados

de projeto e dimensionamento dos principais equipamentos utilizados em cada processo.

No quinto capítulo, são apresentados a metodologia e os resultados da análise econômica preliminar realizada para os processos simulados e dimensionados, permitindo avaliá-los e compará-los, e sugerir o processo mais economicamente viável para agregar valor à injeção de CO_2 em EOR. Nesta análise, consideram-se apenas os principais equipamentos de processo e receita associada exclusivamente a venda das correntes de LGN.

No sexto capítulo, é feita uma análise preliminar de uma corrente com concentração plausível como oriunda do campo de petróleo Tupi, presente na camada do Pré-Sal Brasileiro. Nesse capítulo, é apresentado um fluxograma envolvendo desde a corrente de gás natural originada em separador de produção trifásico, com concentração elevada de CO_2, passando por uma Unidade de Remoção de CO_2 e, depois, por Unidade de Recuperação de LGN, configurada com o arranjo de processo apontado como mais vantajoso na etapa anterior (capítulo cinco). Os resultados e a análise econômica do estudo de caso são apresentados.

No sétimo capítulo, a análise econômica preliminar é expandida para consideração dos Créditos de Carbono, tanto no que se diz respeito aos custos (Custo Ambiental), quanto às receitas associadas à atividade de EOR.

O oitavo capítulo contém, por fim, a conclusão do trabalho desenvolvido e as sugestões para desenvolvimentos futuros.

Essa dissertação apresenta, ainda, dois apêndices: no Apêndice A, são apresentados os Fluxogramas Completos de todos os processos simulados nessa dissertação; e no Apêndice B, são indicadas as metodologias e cálculos utilizados no dimensionamento dos equipamentos.

Por último, são apresentadas as referências bibliográficas utilizadas na elaboração desta dissertação.

CAPÍTULO 2 – O Estado-da-Arte

2.1 Efeito Estufa e Emissões de CO_2 – Situação Atual, Projeções e Estratégias

Os gases de efeito estufa (GEE) produzidos pela própria natureza são capazes de reter o calor do Sol na atmosfera, formando uma camada protetora em torno do planeta. O conjunto é sustentável quando a velocidade na produção dos gases é menor do que a velocidade que a natureza age para reabsorvê-los. Na Figura 5, a seguir, apresenta-se um esquema do Efeito Estufa e suas conseqüências:

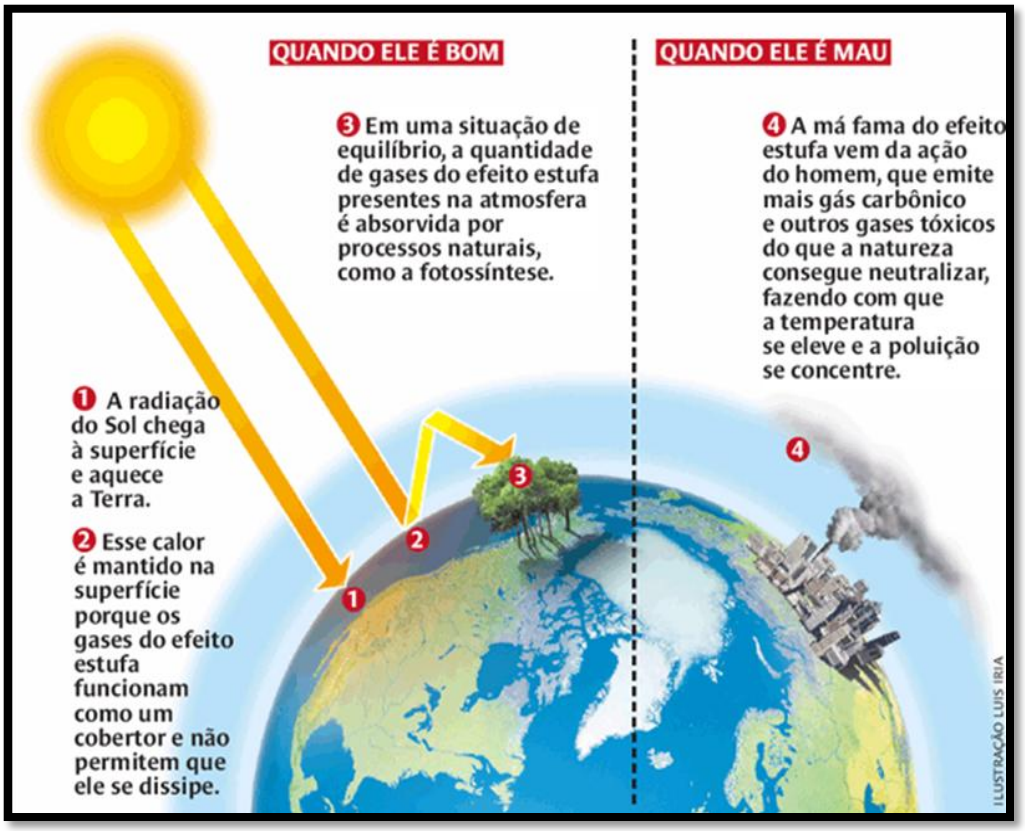

Figura 5 – Efeito Estufa x Aquecimento Global

FONTE: http://revistaescola.abril.com.br/geografia/fundamentos/quais-consequencias-boas-efeito-estufa-488078.shtml

O efeito estufa é um fenômeno natural e indispensável para manter a superfície do planeta aquecida. No entanto, este fenômeno natural se tornou um problema ambiental quando a emissão de GEE foi intensificada pelas atividades humanas, causando um acréscimo da temperatura média da Terra (o Aquecimento Global) e conduzindo ao desequilíbrio da sustentabilidade natural. Dentre os GEE existentes, é possível citar os principais (Costa, 2009):

- Óxido nitroso (N_2O);
- Metano (CH_4);
- Dióxido de carbono (CO_2);
- Vapor d'água (H_2O);
- Ozônio (O_3);
- Clorofluorcarbonos (CFCs);
- Hidroclorofluorcarbonos (HFCs);
- Perfluocarbonos (PFCs), e
- Hexafluoreto de enxofre (SF_6).

O CO_2, em especial, tem efeitos danosos para o meio ambiente, sendo a queima dos combustíveis fósseis a grande responsável pelo aumento de emissões. As projeções do gráfico da Figura 6, a seguir, indicam que, em 2030, esse aumento pode chegar a 55% das emissões do ano de 2004:

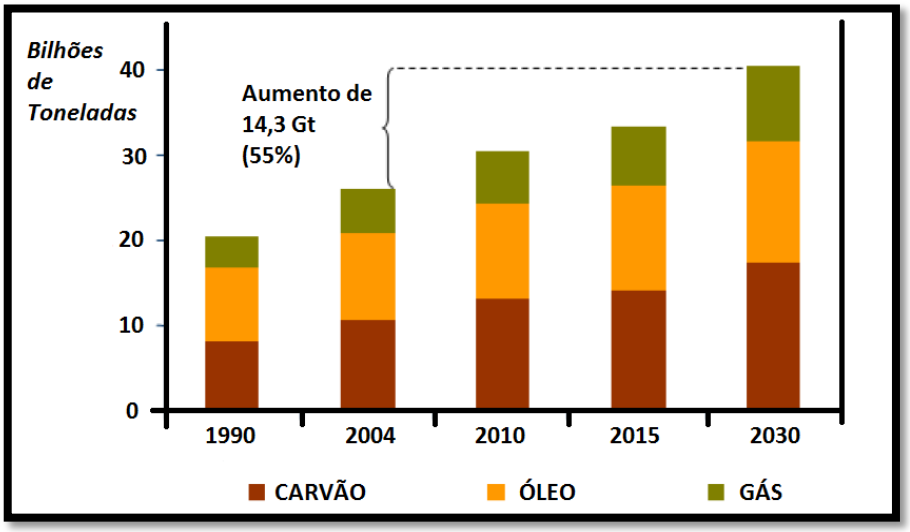

Figura 6 – Emissões de CO_2 em bilhões de toneladas

FONTE: Costa, 2009 – adaptado pelo autor

Existem duas estratégias distintas para a solução do problema ambiental: uma de prevenção e outra de remediação.

2.1.1. Redução das Emissões de CO_2

A forma de prevenção seria reduzir a quantidade de CO_2 sendo liberado na atmosfera através de ações, como, por exemplo, a substituição dos combustíveis fósseis pela utilização de fontes alternativas de energia ("Energia Verde"). Estas incluem: energia hidrelétrica, eólica, solar, nuclear, geotérmica, maremotriz, dentre outras.

Destaca-se dentre as ações para reduzir emissões de CO_2, em dezembro de 1997, o Protocolo de Kyoto, assinado por 141 países. Com o Protocolo de Kyoto, criou-se o Mercado de Créditos de Carbono, onde os países podem comprar ou vender suas cotas de emissão. Muitos dos mercados já foram implantados ou estão surgindo no mundo, impulsionados pela questão de redução de emissões de GEE. Estes mercados podem fazer parte do comércio de emissões ou dos mercados voluntários, que são mercados formados, em sua grande maioria, em países desenvolvidos que não assinaram o Protocolo, como os Estados Unidos.

2.1.2. Captura e Armazenamento do CO_2 (CCS)

Outra forma de mitigar as mudanças climáticas é a Captura e Armazenamento do CO_2 (CCS), composta por três principais etapas: a captura (envolve a separação do CO_2 de outros gases), o transporte por navio ou gasoduto (quando o local de armazenamento se encontra a uma distância considerável da fonte de emissão) e o destino do gás (que pode ser Armazenamento Geológico, Armazenamento Oceânico, Carbonização Mineral ou Uso Industrial) (IPCC, 2005).

A Figura 7, a seguir, apresenta alternativas para armazenamento e transporte do CO_2:

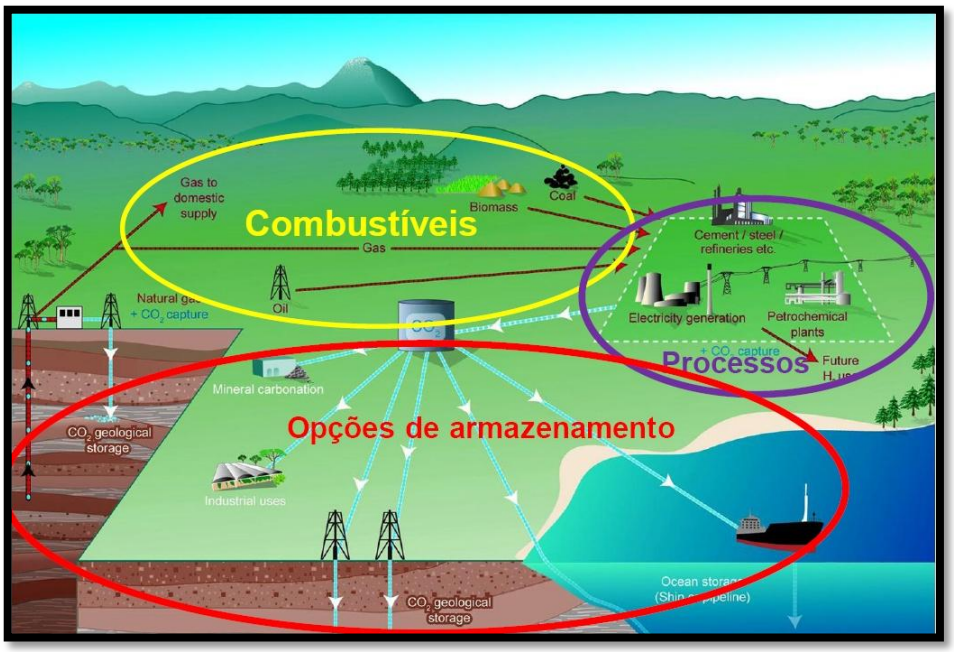

Figura 7 – Diagrama Esquemático das possibilidades de armazenamento e transporte do CO_2

FONTE: IPCC, 2005

2.2 Fontes Estacionárias de CO_2

As emissões de CO_2 ocorrem a partir de uma série de fontes, principalmente da queima de combustíveis fósseis para geração de energia elétrica, dos setores industriais, residenciais e de transporte. Especificamente nos setores de energia e indústria, a maioria das fontes apresenta grande volume de emissões (representando cerca de 60% do total), o que as tornam propícias para a implantação de Tecnologias de Captura de CO_2.

Nestes setores, as emissões de CO_2 são geradas pelas caldeiras e fornos de queima de combustíveis fósseis e são, normalmente, emitidos por chaminés de exaustão. Estas chaminés podem ser descritas como grandes fontes estacionárias. Existem ainda as fontes móveis, como as do setor de transporte, e as fontes fixas menores, tais como caldeiras pequenas para aquecimento, usadas no setor residencial.

Atualmente, o carvão é o combustível dominante no setor de energia, respondendo por 38% de toda a eletricidade gerada em 2000, e deverá manter-se como o combustível dominante para geração de energia em 2020 (cerca de 36%), enquanto o gás natural se

tornará a segunda maior fonte, superando a hidroelétrica. A utilização de biomassa como combustível no setor de energia é atualmente limitada (IPCC, 2005).

Mais de 7.500 grandes fontes de emissão de CO_2 (acima de 0,1 Mt CO_2/ano) foram identificadas. Estas fontes são distribuídas geograficamente destacando-se quatro grupos de emissões: na América do Norte (Centro-Oeste e Leste dos EUA), Noroeste da Europa, Sudeste Asiático (Costa leste) e Sul da Ásia (o subcontinente indiano) (IPCC, 2005). As projeções para o futuro (até 2050) indicam que o número dessas fontes de emissão a partir dos setores de geração de energia elétrica e da indústria tende a aumentar, principalmente, nas regiões Sul e Sudeste da Ásia, enquanto o número de fontes de emissão adequadas para a captura e armazenamento em regiões como a Europa pode diminuir um pouco (IPCC, 2005).

São apresentados na Tabela 1 a seguir os processos ou atividades industriais que representam as maiores fontes de emissão de CO_2. A atratividade de uma determinada fonte de CO_2 para captura depende do seu volume, concentração e da pressão parcial (aspectos do sistema integrado) e sua proximidade para um reservatório apropriado. A Tabela 2, a seguir, apresenta as propriedades típicas de correntes já aplicadas à técnica do CCS.

Tabela 1 – Fontes Estacionárias de CO_2 classificadas por Processos ou Atividades Industriais

PROCESSOS*		**NUMERO DE FONTES**	**EMISSÕES (Mt de CO2/ano)**
COMBUSTÍVEIS FÓSSEIS	Energia	4.942	10.539
	Produção de Cimento	1.175	932
	Refinarias	638	798
	Siderurgia	269	646
	Indústria Petroquímica	470	379
	Processamento de Óleo e Gás	Não Disponível	50
	Outras fontes	90	33
BIOMASSA	Bioetanol e Bioenergia	303	91
TOTAL		7.887	13.466

*** Processos que apresentas emissões maiores do que 0,1 milhões de toneladas de CO_2 por ano.**

FONTE: IPCC, 2005

Tabela 2 – Propriedades típicas de correntes que já foram submetidas ao processo de captura

FONTE		%vol. de CO_2	Pressão (kPa)
REAÇÕES QUÍMICAS	Produção de Amônia*	18	500
	Óxido de Etileno	8	200
	Produção de Hidrogênio*	15 – 20	300 – 500
	Produção de Metanol *	10	270
OUTROS PROCESSOS	Processamento de Gás Natural	2 - 65	50 – 4.400

*** A concentração corresponde à pressão máxima de operação para o reformador de metano a vapor.**

FONTE: IPCC, 2005 – adaptado pelo autor

No presente trabalho, a corrente de CO_2 em estudo é do setor de energia, gerada por planta de produção de gás natural sintético. Esta será detalhada no CAPÍTULO 3 – Fluxogramas de Processo de Recuperação de LGN.

2.3 Processos de Captura do CO_2

Existem algumas estratégias e métodos para separação de gases que podem ser utilizados para a captura de CO_2 como: absorção química e física, adsorção física, membranas ou, ainda, destilação criogênica (Costa, 2009). O diagrama da Figura 8 classifica os métodos de separação de acordo com a estratégia (pós-combustão, pré-combustão ou oxicombustão).

Dependendo da vazão da corrente de processo e a concentração do CO_2, é possível determinar a melhor tecnologia a ser aplicada (Baker e Lokhandwala, 2008). A Figura 9, a seguir, apresenta diagrama indicando a tecnologia mais apropriada para captura de CO_2 de correntes industriais em função da vazão de gás e da concentração de CO_2.

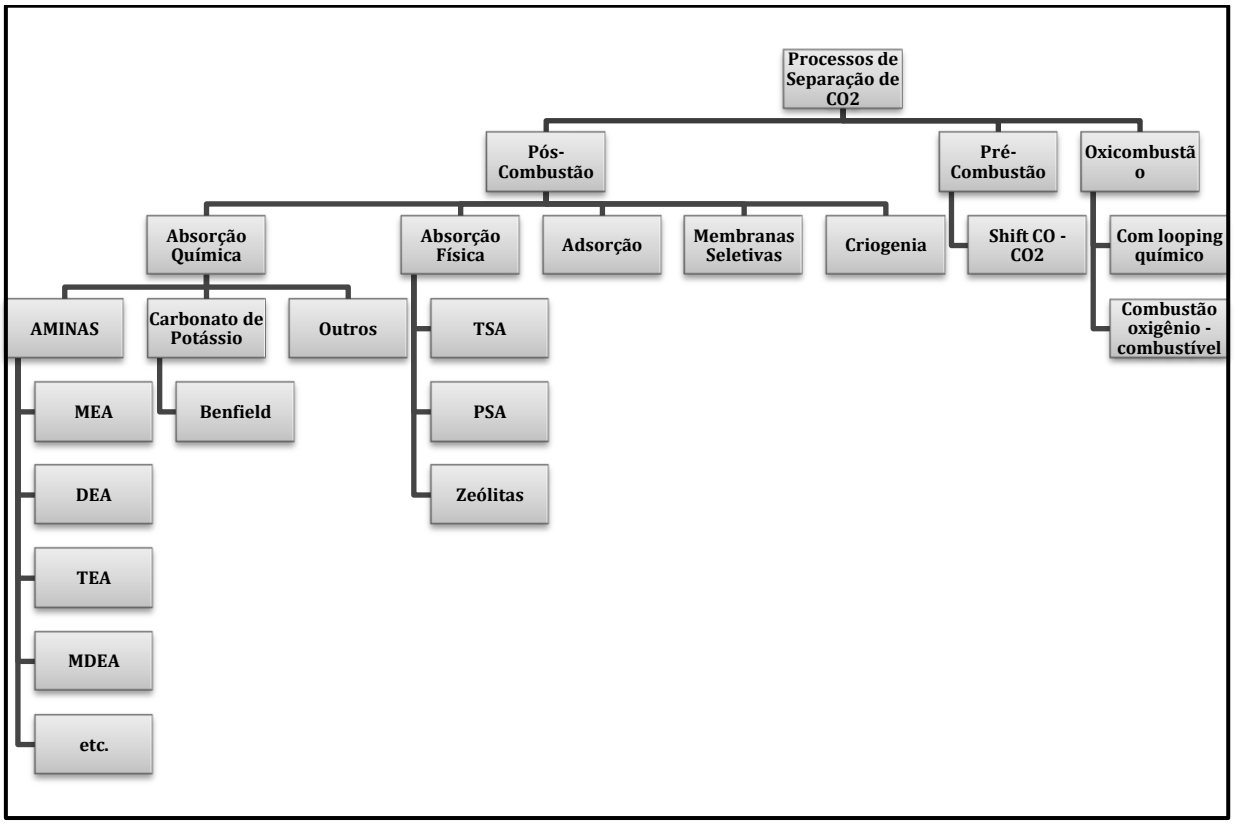

Figura 8 – Métodos para Separação de CO_2 classificados por estratégia

FONTE: López, 2010

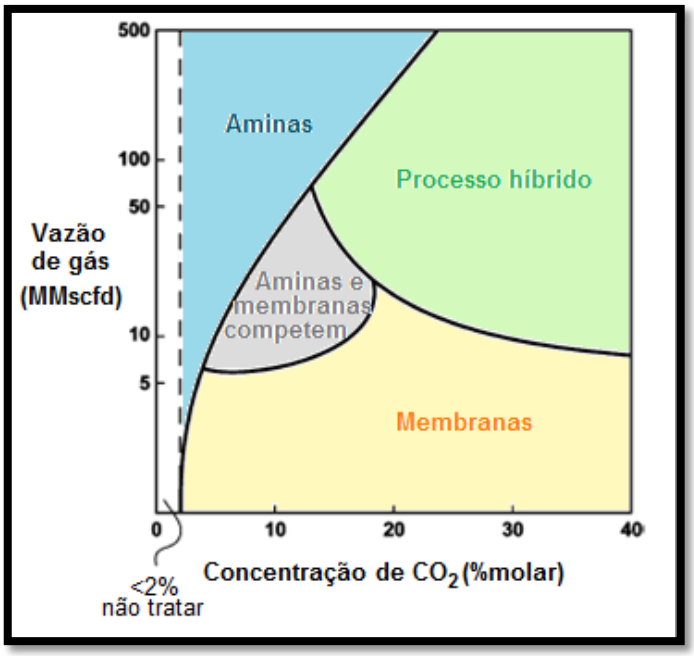

Figura 9 – Diagrama Esquemático do efeito da vazão de gás *versus* a concentração de CO_2 para a escolha da tecnologia de Remoção.

FONTE: Monteiro, 2009

Na Absorção Química, soluções químicas podem ser usadas para dissolver o CO_2 enquanto os outros gases são liberados na atmosfera. A técnica mais usada atualmente emprega aminas, que absorvem o CO_2 pela formação de ligações químicas, particularmente sob alta pressão e baixas temperaturas. A solução química resultante é então aquecida e a pressão é reduzida, liberando CO_2 concentrado e regenerando o solvente (SEED, 2010).

Na Figura 10, a seguir, é apresentado o fluxograma do processo utilizado na remoção de gases ácidos com aminas aquosas, composto por uma coluna de absorção (onde o CO_2 é separado dos outros gases) e uma de esgotamento, responsável pela liberação de CO_2 com conseqüente recuperação da amina, que é reciclada à seção de absorção.

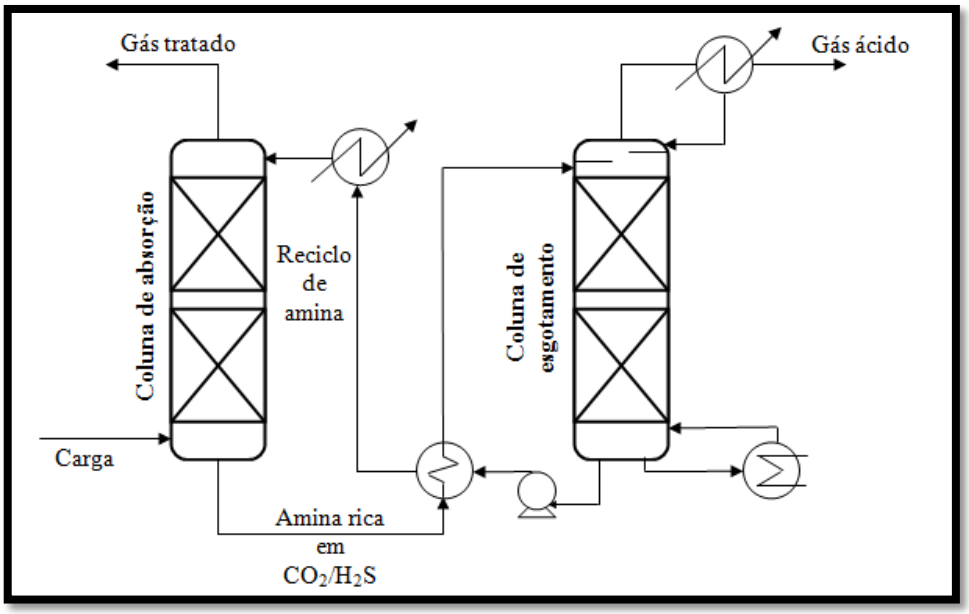

Figura 10 – Fluxograma para remoção de gases ácidos com aminas aquosas

FONTE: Barbosa, 2004

Na Absorção Física, outros solventes são usados para dissolver CO_2, sem ligações químicas. Nesse processo, o CO_2 se dissolve sob pressão e é então removido do solvente pela redução de pressão, sendo o solvente reciclado.

Uma outra estratégia é conhecida como Criogenia e consiste no resfriamento dos gases de escape até o ponto de liquefação do CO_2. Esse processo exige considerável energia para refrigeração. No entanto, a grande vantagem é que o líquido é fracionado e o CO_2 pode ser facilmente transportado por caminhão ou navio.

Por fim, também é possível separar gases usando Membranas - uma barreira semipermeável que permite, através do seu corpo, a movimentação de moléculas, com diferentes taxas de transferência. A barreira é seletiva, admitindo que algumas moléculas se movam mais lentamente do que outras, ou, ainda, que sejam excluídas, ou seja, não a atravessem. Vários mecanismos estão disponíveis para esta restrição, por exemplo, o tamanho das moléculas, afinidade com o material da membrana e forças motrizes - tipicamente diferença de concentração ou pressão (Nakao, 2010).

A Figura 11 apresenta um exemplo da atuação de uma força motriz, neste caso, pressão, para a permeação dos gases CO_2 e CH_4.

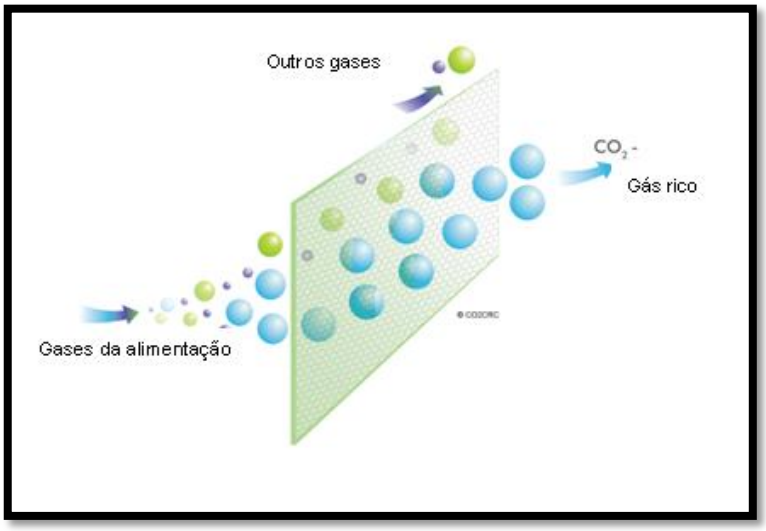

Figura 11 – Remoção de CO_2 através de Membrana.

FONTE: Nakao, 2010

2.4 Armazenamento Geológico do CO_2

Dentre os possíveis destinos para o CO_2, aponta-se como mais promissor o Armazenamento Geológico (CCS), apesar de várias organizações de defesa ambiental terem manifestado preocupação em respeito aos impactos ambientais de se injetar CO_2 liquefeito no subsolo e no fundo dos oceanos. Porém, a indústria se mostra confiante quanto à questão dos vazamentos, pois há tempos as empresas petrolíferas já fazem bombeamento de CO_2 em campos esgotados de petróleo e gás a fim de maximizar sua

extração. A Figura 12 ilustra formas para armazenamento geológico do CO_2: a Recuperação Avançada de Petróleo - EOR, a utilização dos campos maduros de gás e óleo, a utilização dos aqüíferos salinos e a Recuperação Avançada de Metano em Camadas de Carvão (IPCC, 2005). O EOR destaca-se dentre essas formas de armazenamento, pois se trata de uma atividade com fins lucrativos. Ou seja, além de mitigar o problema ambiental de destinação do CO_2, os benefícios obtidos com a injeção de CO_2 nos reservatórios abatem em parte os custos desse processo, o que tornam essa técnica mais atrativa.

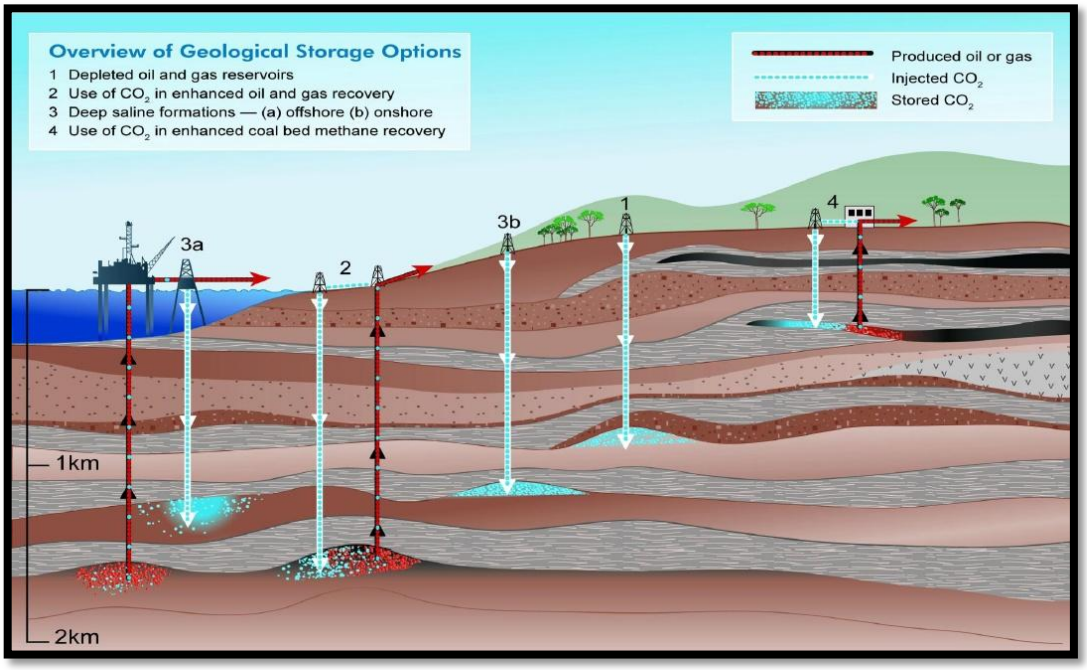

Figura 12 – Possibilidades de Armazenamento Geológico

FONTE: IPCC, 2005

De uma forma geral, os métodos de EOR 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 (Figura 13).
- A injeção de solventes engloba os casos de hidrocarboneto miscível, CO_2 miscível ou imiscível, nitrogênio e gás de combustão (Figura 14).
- Os métodos térmicos incluem a injeção de vapor, água quente e combustão *in situ*.

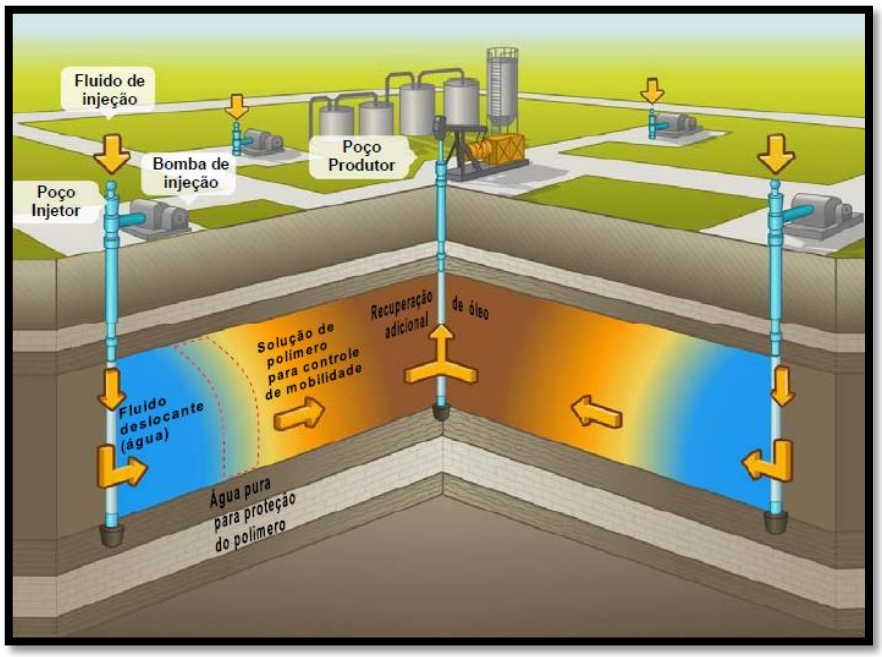

Figura 13 – Injeção conjunta de Água e Polímeros para EOR

FONTE: http://www.snf-oil.com/ - adaptado pelo autor

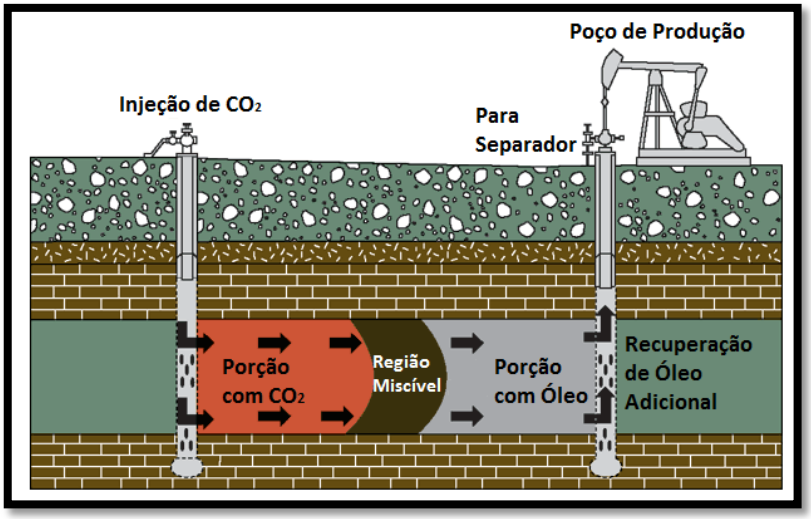

Figura 14 – Recuperação Avançada de Petróleo com CO_2

FONTE: http://www.kgs.ku.edu/Publications/PIC/pic27.html - adaptado pelo autor

O deslocamento de óleo e condensado por gases, líquidos aquecidos ou agentes químicos envolve complexos processos 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.

2.5 Análise do Cenário Econômico

A possibilidade de um CCS seguro, de baixo custo e em escala industrial é a esperança, especialmente, dos países mais dependentes do carvão. Países ricos em carvão, como Canadá, Austrália e Estados Unidos, já têm planos ou projetos piloto de CCS em andamento. Os EUA têm, isoladamente, reservas de carvão para durar 250 a 500 anos, e capacidade subterrânea suficiente para armazenar a totalidade das suas próprias emissões de CO_2 por mais três séculos (Costa, 2009).

No entanto, além da evolução técnica para a escala industrial, outro obstáculo de peso ao uso amplo do CCS é o seu custo que ainda é bastante elevado. Os sistemas de captura de CO_2 requerem quantidades significativas de energia para o seu funcionamento (principalmente na etapa de compressão do gás), o que implica em um custo alto de operação e implantação.

Os custos para os componentes de um sistema CCS variam bastante. Estes dependem da planta de referência, das condições da fonte do CO_2, do transporte e do armazenamento. Para se ter uma noção da dimensão desses custos, foi tomada como base a aplicação do CCS numa planta de produção de eletricidade, conforme a Tabela 3:

Tabela 3 – Faixas de Custos para um sistema de CCS, aplicadas a fontes industriais.

COMPONENTES DE UM SISTEMA DE CCS	FAIXAS DE CUSTOS
Captura em Usinas Termoelétricas (a carvão ou gás)	15 - 75 US$/$ton_{CO2}$ capturado
Captura em Produção de Hidrogênio ou Amônia e no Processamento de Gás	5 - 55 US$/$ton_{CO2}$ capturado
Captura em Outras Fontes Industriais	25 - 115 US$/$ton_{CO2}$ capturado
Transporte	1 - 8 US$/$ton_{CO2}$ transportado
Armazenamento Geológico*	0,5 - 8 US$/$ton_{CO2}$ injetado
Armazenamento Geológico: Monitoramento e Verificação	0,1 – 0,3 US$/$ton_{CO2}$ injetado
Armazenamento Oceânico	5 - 30 US$/$ton_{CO2}$ injetado
Carbonização Mineral	5 - 100 US$/$ton_{CO2}$ mineralizado

*** A longo do tempo, pode haver custos adicionais para a remediação e passivos. ** Incluindo o benefício do EOR, esses custos seriam reduzidos.** FONTE: IPCC, 2005 – adaptado pelo autor

Em vista de tal cenário e buscando um CCS a menores custos, esse trabalho propôs avaliar a possibilidade de recuperação de LGN das correntes ricas em CO_2 antes do EOR.

2.6 Processos de Recuperação de LGN

Os processos atualmente utilizados no mundo em projetos de aproveitamento de Gás Natural produzido são: *"Joule Thomson"*, Refrigeração Simples (Processo Criogênico), Absorção Refrigerada, "*Turbo Expansor*" e processos combinados (Vaz *et al.*, 2008). Dentre estas, três são abordadas no presente trabalho, para recuperação de frações de propano (C_3), butano (C_4) e gasolina natural (C_5^+) da corrente rica em CO_2 obtida em planta de produção de gás natural sintético. A seguir, as principais peculiaridades desses três processos são visitadas.

2.6.1 Processo "*Joule Thomson*"

Dentre os três processos selecionados, este é o de menor custo, mas de uso restrito, pois não garante a especificação para venda do Gás Natural (GN) de acordo com a portaria número 104 da ANP. Trata-se, basicamente, de um processo para ajuste do ponto de orvalho do gás natural (GN). No entanto, quando é necessária uma etapa de compressão inicial, os custos se elevam e este perde a sua vantagem comparativa.

Neste trabalho, esse processo é aplicado a uma corrente de gás ácido, onde é desejada apenas a recuperação de algum hidrocarboneto líquido, ou seja, não existe um rigor em relação à especificação da corrente de gás resultante (que será, futuramente, reinjetada em um reservatório para EOR). Portanto, neste contexto, este pode ser perfeitamente aplicado.

O efeito *Joule Thomson*, ou efeito *Joule Kelvin*, é o processo no qual a temperatura de um sistema diminui ao permitir que o sistema se expanda livremente, mantendo a entalpia constante. Numa planta industrial, essa expansão é realizada em uma válvula de controle de pressão isentálpica (o gás pode ser comprimido previamente, para que o efeito da expansão seja mais intenso). Após a passagem pela válvula, o gás gerado possui

pressão e temperatura menores, além de possuir uma menor concentração dos componentes mais pesados. No entanto, não é garantida a total separação destes componentes apenas com o ajuste da válvula. Normalmente, o "ponto de corte" para a abertura da válvula é definido pela temperatura que o gás adquire posteriormente à expansão.

Ao fim do processo, o gás residual é mais concentrado em CO_2, e a fração líquida rica em componentes pesados deve ser enviada para uma unidade industrial para separação e estabilização da fase. O processo é composto por quatro etapas: compressão inicial (opcional), resfriamento, expansão e separação.

Na Figura 15, a seguir, é apresentado o diagrama esquemático desse processo, que é composto basicamente por: compressor (opcional), trocadores de calor para resfriamento, uma válvula de controle de pressão e um vaso separador de fases (líquida e gasosa).

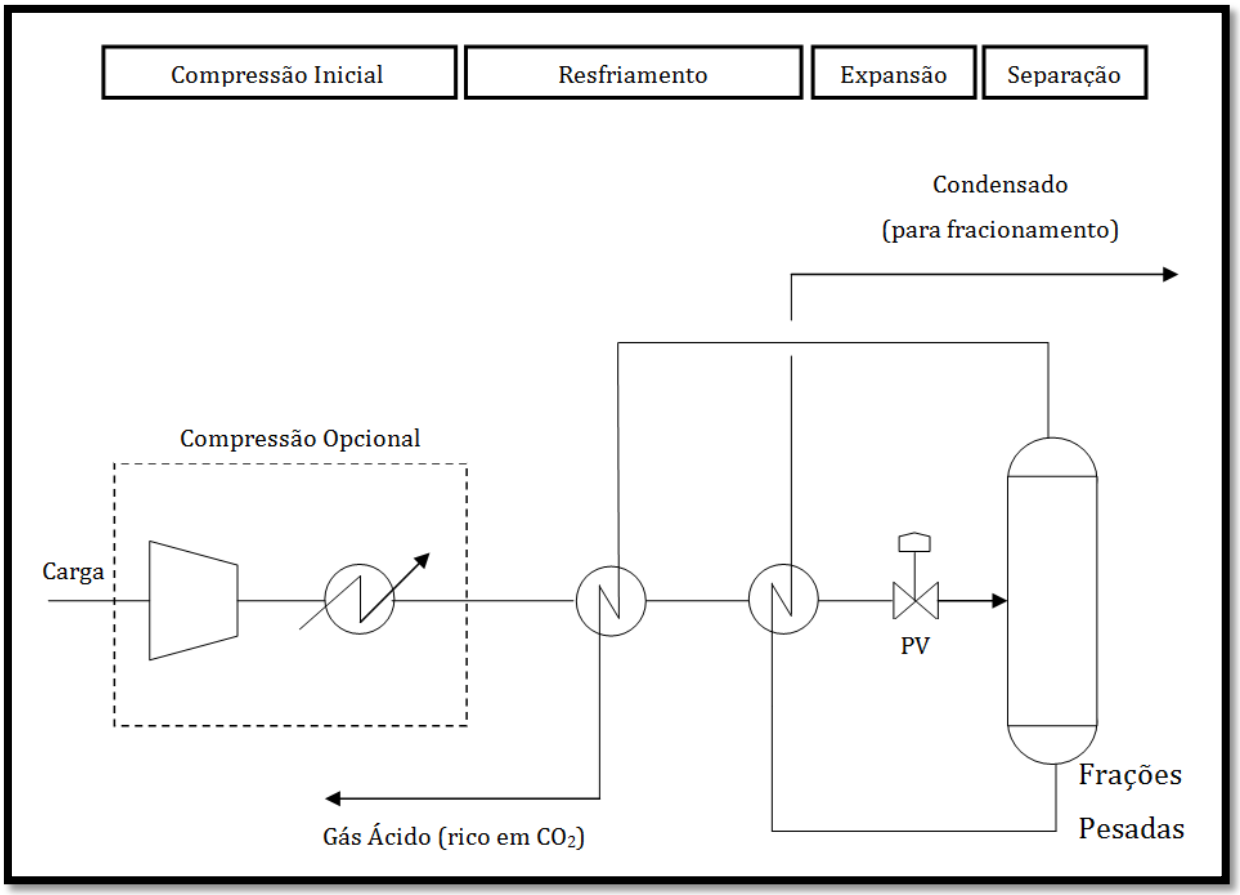

Figura 15 – Processo *"Joule Thomson"*

FONTE: Vaz *et al.*, 2008 – adaptado pelo autor

2.6.2 Processo *"Turbo Expansor"*

É um processo semelhante ao *"Joule Thomson"*, sendo que, no lugar de uma válvula de controle de pressão, a expansão se dá em uma turbina, a qual libera energia que é utilizada no próprio processo (por exemplo, pode ser aproveitada na etapa de compressão). O princípio termodinâmico desse processo é similar ao anterior. No entanto, este consegue atingir temperaturas mais baixas devido à expansão isentrópica com a realização de trabalho que ocorre na turbina. Com isso, a taxa de condensação de componentes pesados é mais elevada. Caso seja necessário, pode ser adicionado ao processo um ciclo de refrigeração a propano, além dos trocadores de integração energética, visando temperaturas bem baixas (pode atingir até -95°C).

A conjugação da utilização de um ciclo de refrigeração a propano com a posterior expansão do gás na turbina faz desse processo um dos mais eficientes em relação aos que são utilizados atualmente no processamento de GN.

É um processo de custo mais elevado do que o anterior, uma vez que possui mais equipamentos críticos, como a turbina, inclusive, sendo necessária a etapa de compressão inicial. Nesse caso, para que sua utilização seja vantajosa, é exigida uma vazão de gás elevada na carga da unidade.

Assim como no *"Joule Thomson"*, o gás resultante é mais concentrado em CO_2 e a fase líquida é rica em componentes pesados. Após a separação das fases, o condensado obtido também deve ser enviado para uma unidade industrial de separação e estabilização da fase. O fluxograma do processo é dividido nas mesmas quatro etapas anteriores: compressão inicial (opcional), resfriamento, expansão e separação. A Figura 16 apresenta o diagrama esquemático desse processo, que é composto basicamente por: compressor (opcional), trocadores de calor para resfriamento, uma turbina de expansão isentrópica e um vaso separador de fases (líquida e gasosa).

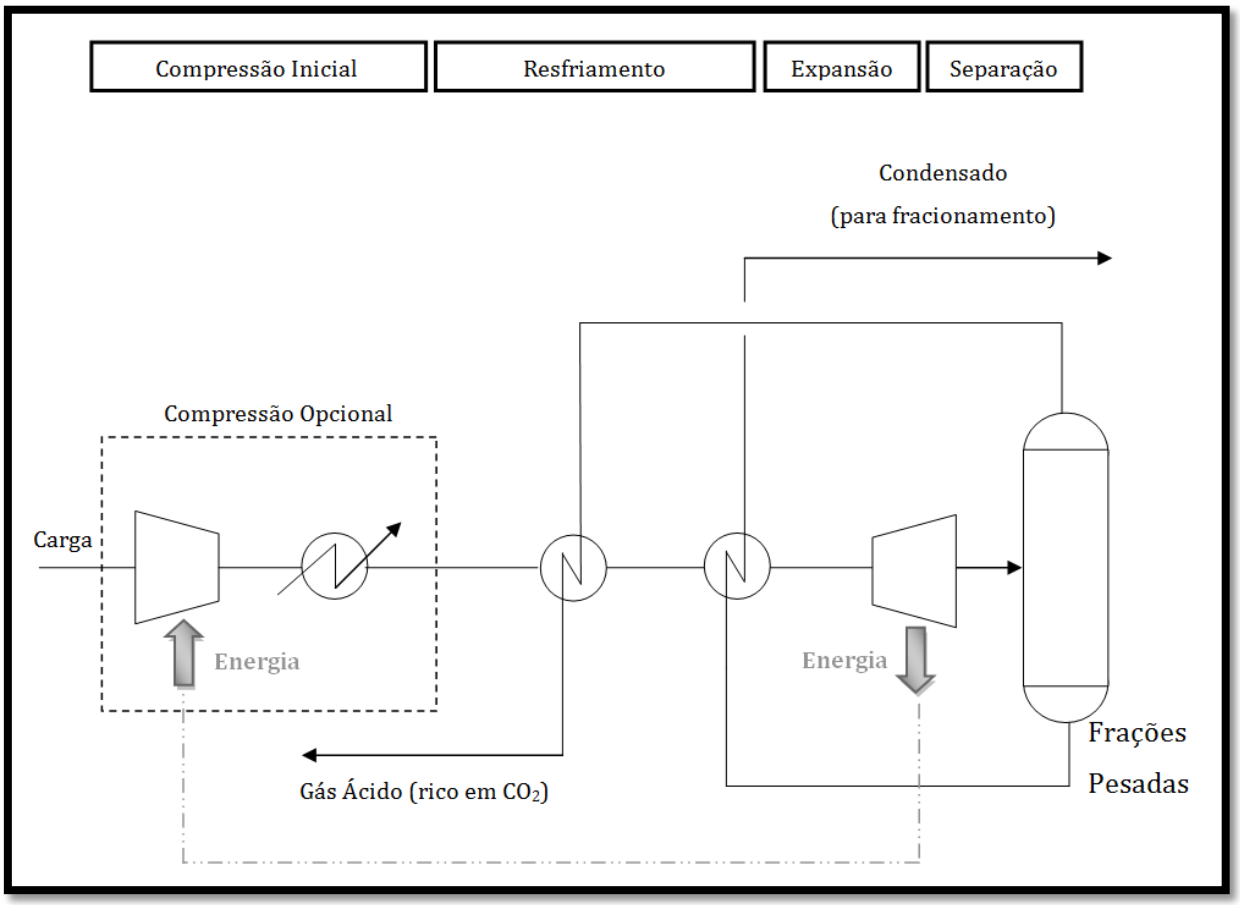

Figura 16 – Processo *"Turbo Expansor"*

FONTE: Vaz *et al.*, 2008 – adaptado pelo autor

2.6.3 Processo Criogênico

Apesar de ser um processo mais complexo do que os dois anteriores, uma vez que possui, necessariamente, um ciclo de refrigeração a propano, é considerado simples em relação aos demais processos existentes, como, por exemplo, a absorção refrigerada. É um processo de médio investimento e é capaz de gerar GN com a especificação de venda exigida pela ANP.

O sistema mais delicado dessa unidade é o ciclo de propano, que utiliza compressores de propano como fonte de energia para liquefação das frações mais pesadas do GN. O princípio termodinâmico desse processo é diferente, pois não apresenta etapas de compressão e expansão do gás de processo. O abaixamento de sua temperatura se dá através da troca térmica deste com um fluido refrigerante (como o

propano), que é capaz de chegar a temperaturas bem baixas. Conseqüentemente, a unidade não necessita trabalhar a altas pressões, o que diminui o seu custo.

Devido às baixas temperaturas atingidas, o gás deve ser submetido a uma etapa inicial de desidratação para evitar a formação de hidratos. Para tal, costuma-se usar o composto monoetilenogligol (MEG) para absorver a água presente na corrente gasosa. O fluxograma do processo é dividido em três etapas: resfriamento (integração energética e ciclo de propano), separação de MEG e separação de condensado.

Na Figura 17, a seguir, é apresentado o diagrama esquemático desse processo, que é composto basicamente por: trocador de calor para resfriamento, ciclo de propano, vaso para separação do MEG e um vaso separador de fases (líquida e gasosa).

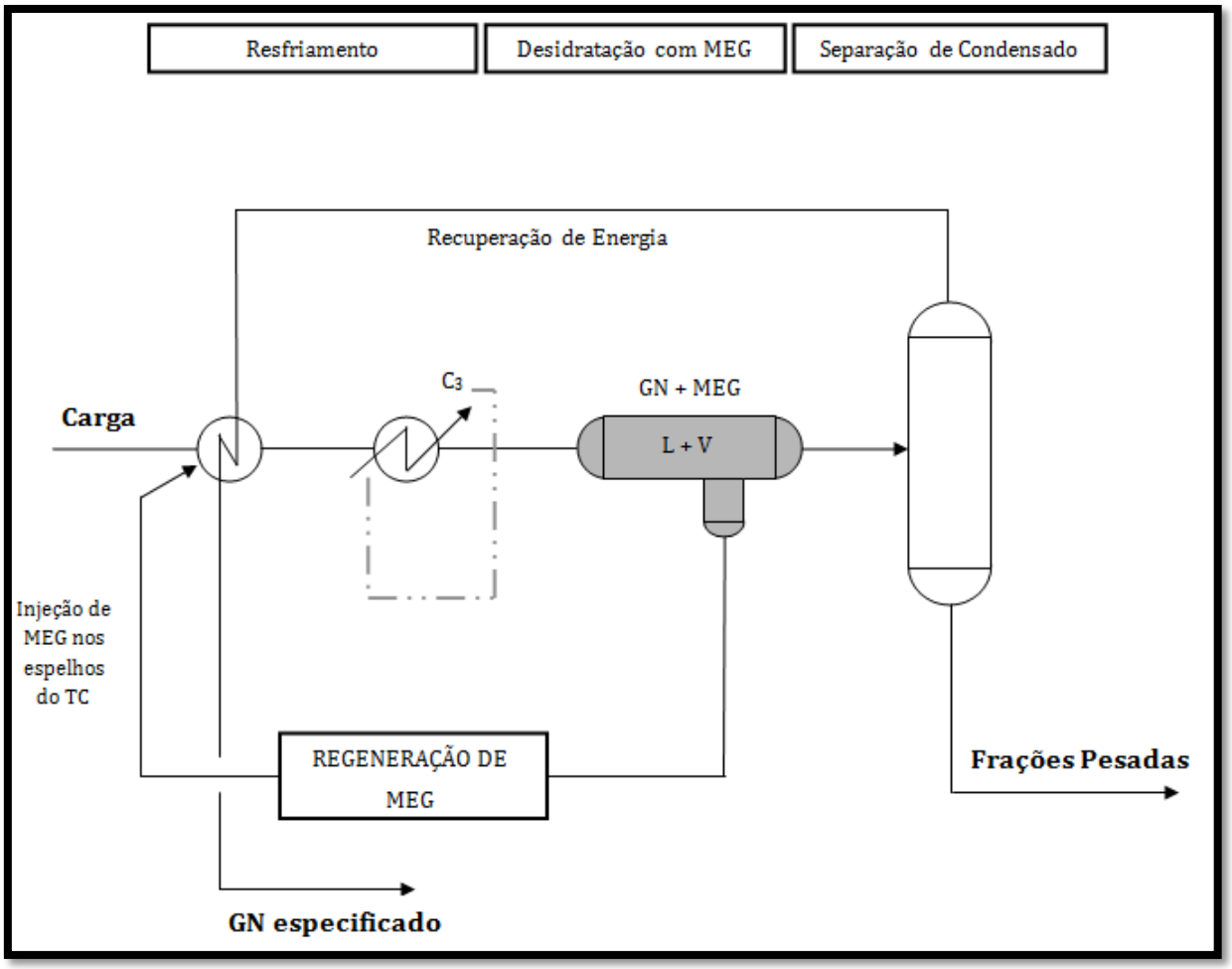

Figura 17 – Processo Criogênico

FONTE: Vaz *et al.*, 2008 – adaptado pelo autor

O ciclo de propano possui um compressor que atua no vapor de propano gerado no permutador de troca térmica com o GN. Esse vapor, após ser comprimido, é resfriado e liquefeito no resfriador com água e, em seguida, é expandido até temperaturas criogênicas para voltar a trocar calor com o GN. A Figura 18 e a Figura 19 mostram, respectivamente, o ciclo de propano e um diagrama de entalpia x pressão, indicando as etapas do processo.

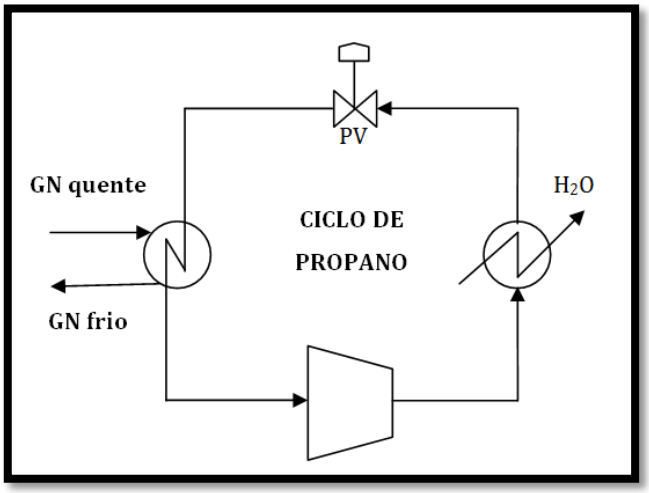

Figura 18 – Ciclo de Refrigeração a Propano

FONTE: Vaz *et al.*, 2008 – adaptado pelo autor

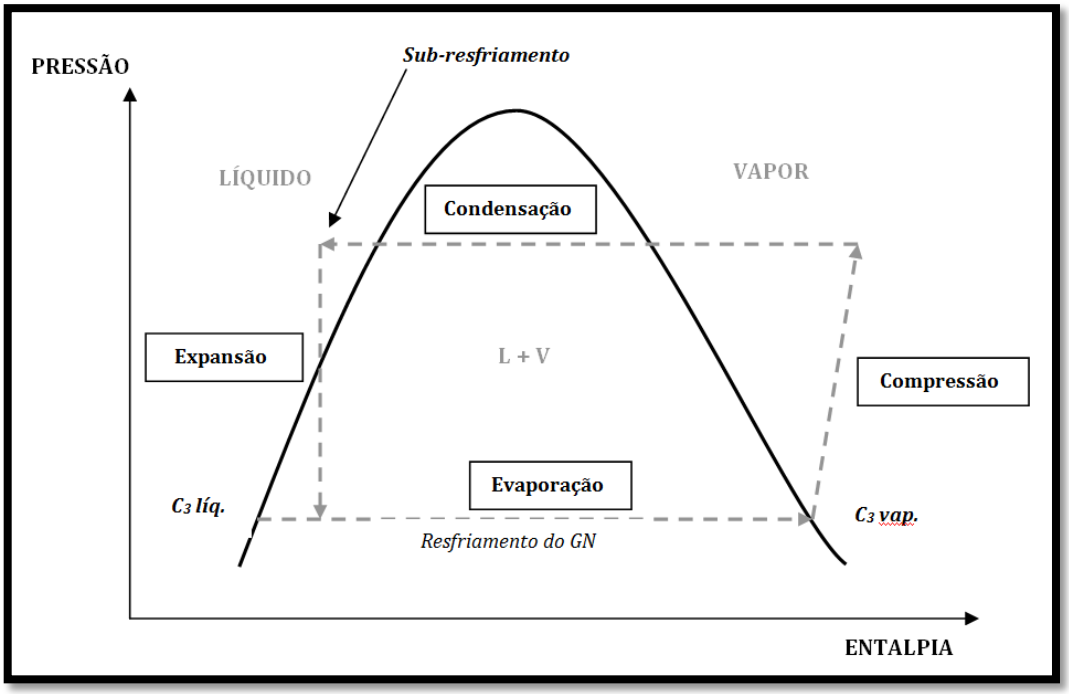

Figura 19 – Relação Pressão *versus* Entalpia – Ciclo de Propano

FONTE: Vaz *et al.*, 2008 – adaptado pelo autor

CAPÍTULO 3 – Fluxogramas de Processo de Recuperação de LGN

Para a análise de processo, adotou-se neste trabalho a recuperação de LGN de uma corrente rica em CO_2 disponível na literatura (Vargas, 2010). Trata-se de uma corrente-rejeito de uma Planta de Produção de Gás Natural Sintético (*Great Plains Synfuels Plant,* operada pela *Dakota Gasification Company*), e que é utilizada para fins de EOR nos campos de *Weybum* e *Midale*, localizados em Saskatchewan, no Canadá (Huxley, 2006). O processo que origina esta corrente de rejeito rica em gás ácido é apresentado na Figura 20:

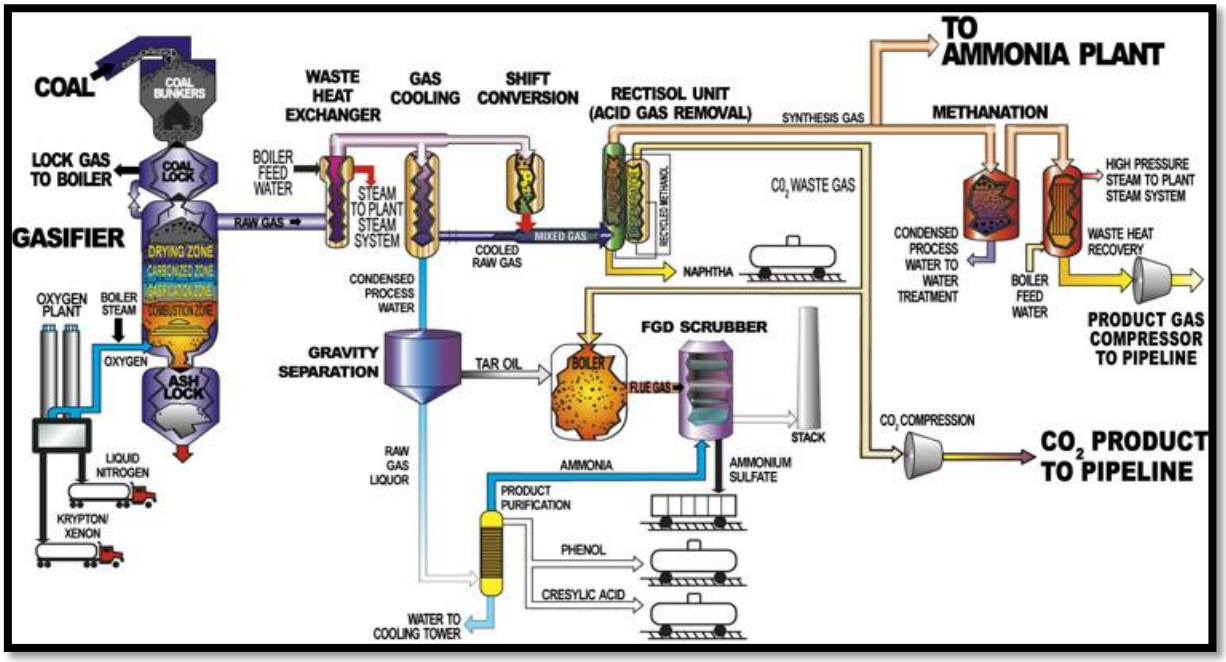

Figura 20 – Processo da *Great Plains Synfuels Plant*, gerador da corrente rica em CO_2 utilizada como base para o estudo.

FONTE: http://www.dakotagas.com/Gasification/Gasification_Process/index.html

A empresa *Dakota Gas* participa de um dos maiores projetos de CCS do mundo: na Usina *Synfuels*, que envia CO_2 para o Canadá desde 2000, cerca de 3 milhões de toneladas desse gás são seqüestradas por ano (Huxley, 2006).

Além do fato de apresentar dados disponíveis na literatura, esta corrente foi escolhida como base para este estudo por ser uma corrente rica em CO_2 utilizada em EOR, que é o interesse deste trabalho, e que possui uma grande importância para o setor por participar de um projeto pioneiro de CCS.

Dentre os processos existentes para Recuperação de NGL apresentados no Capítulo 2, foram avaliados e comparados três deles, a saber: Criogênico, *"Joule Thomson"* e *"Turbo Expansor"*. Os Fluxogramas analisados são apresentados neste capítulo, divididos em três etapas:

- **Etapa Inicial** (ou liquefação parcial), onde uma parte dos componentes da corrente gasosa migra para a fase líquida para, posteriormente, serem recuperados. Essa migração ocorre quando a corrente de processo é submetida a temperaturas bem baixas, em torno de -30°C. Essa etapa inicial varia de processo para processo, podendo conter compressões e expansões ou ciclos de resfriamento.

- **Etapa de Fracionamento**, onde a fração líquida obtida na etapa anterior é direcionada para uma bateria de colunas de destilação, visando separar correntes para futura injeção (de CO_2 e leves, como C_1 e C_2) e correntes para venda (de C_3, C_4 e C_5^+). Essa etapa é comum a todos os processos abordados.

- **Etapa de Compressão e Injeção** (para fins de EOR), onde a corrente de CO_2 e leves obtida na etapa anterior é comprimida em 3 estágios de compressão e, posteriormente, passa por 3 dutos até chegar ao poço de petróleo. Essa também é uma etapa comum a todos os processos abordados.

Com o objetivo de explicar o passo a passo de cada processo, os fluxogramas são apresentados nesse Capítulo por partes, separados de acordo com as etapas. No entanto, o processo foi simulado completa e simultaneamente em ambiente UNISIM DESIGN, contemplando todas as etapas. Para referência, os Fluxogramas completos estão disponíveis no APÊNDICE A – Fluxogramas de Processo Completos.

Os parâmetros e a composição da corrente de entrada rica em CO_2, utilizada na simulação de todos os processos tratados, estão detalhados na Tabela 4 a seguir:

Tabela 4 - Corrente de Entrada para as Simulações

PARÂMETROS		VALORES
Temperatura		27 °C
Pressão		13,8 bar
Vazão Molar		120 MMSCFD
Composição (% molar)	Nitrogênio (N_2)	0,00880
	Dióxido de Carbono (CO_2)	0,91870
	Ácido Sulfídrico (H_2S)	0,00910
	Metano (C_1)	0,01510
	Etano (C_2)	0,01350
	Propano (C_3)	0,01600
	Iso-butano (i-C_4)	0,00290
	Butano (n-C_4)	0,00740
	Gasolina Natural (C_5^+)	0,00850
	Água (H_2O)	0,00000

FONTE: Vargas, 2010

Para zerar os graus de liberdade dos processos permitindo a simulação, foi necessário determinar algumas premissas, ou traçar algumas metas, de processo e projeto. Alguns destes valores basearam-se em valores típicos presentes na literatura para o tipo de coluna de fracionamento (Vaz *et al.*, 2008), outros foram determinados como metas pertinentes à estratégia deste estudo.

As premissas de projeto adotadas para a Etapa de Fracionamento, que são comuns a todos os processos, estão resumidas na Tabela 5. Por fim, as premissas de projeto adotadas para a Etapa de Compressão e Injeção, que também são comuns a todos os processos, estão resumidas na Tabela 6.

Tabela 5 - Premissas de Projeto da Etapa de Fracionamento

PARÂMETROS		VALORES
Fração de Vapor da Corrente antes do Fracionamento		≈ 0,8
% de CO_2 no Gás Tratado (para injeção)		> 93%
DESETANIZADORA	Razão de Refluxo	1,8
	Recuperação de CO_2 no TOPO	100%
	Recuperação de C_3 no FUNDO	70%
	Número de Pratos teóricos	35
	Prato de Alimentação	26º
	Pressão	13,3 bar
	Temperatura de Entrada	≈ - 30°C
DESPROPANIZADORA	% molar de C_3 no TOPO	97%
	Recuperação de C_3 no TOPO	99%
	Recuperação de C_4^+ no FUNDO	100%
	Número de Pratos teóricos	25
	Prato de Alimentação	13º
	Pressão	14 bar
	Temperatura de Entrada	≈ 90°C
DESBUTANIZADORA	Recuperação de C_4 no TOPO	98%
	Recuperação de C_5^+ no FUNDO	98%
	Número de Pratos teóricos	10
	Prato de Alimentação	5º
	Pressão	5 bar
	Temperatura de Entrada	≈ 67°C

Tabela 6 - Premissas de Projeto da Etapa de Compressão e Injeção

PARÂMETROS		VALORES
Razão de Compressão adotada nos compressores		2,5
DUTO 1 (da plataforma até o *manifold*)	Orientação	Vertical
	Altura	2.000 m

	Comprimento	-
	Diâmetro	8”
	Temperatura ambiente	4°C
	Coeficiente de troca térmica	18.000 KJ/h.m^2.°C
	Variação de Pressão	47,28 bar
DUTO 2 **(no fundo do mar)**	Orientação	Horizontal
	Altura	-
	Comprimento	5.000 m
	Diâmetro	12”
	Temperatura ambiente	4°C
	Coeficiente de troca térmica	18.000 KJ/h.m^2.°C
	Variação de Pressão	2,13 bar
DUTO 3 **(do *manifold* até o reservatório)**	Orientação	Vertical
	Altura	5.000 m
	Comprimento	-
	Diâmetro	12”
	Temperatura ambiente	40°C
	Coeficiente de troca térmica	18.000 KJ/h.m^2.°C
	Variação de Pressão	239,6 bar

3.1 Processo “*Joule Thomson*”

De acordo com a seção 2.6.1 do capítulo anterior, esse processo poderia apresentar uma compressão inicial. Nas simulações feitas, foi necessário utilizar essa etapa, pois a corrente de entrada já se encontrava na pressão requerida na entrada da coluna Desetanizadora. No entanto, como este processo requer uma expansão para o abaixamento da temperatura no começo do processo, a etapa de compressão se fez necessária.

Os Fluxogramas utilizados na simulação do Processo *”Joule Thomson”* são apresentados a seguir.

3.1.1 Etapa Inicial de Liquefação

Nesta etapa, a carga do processo de Recuperação de LGN é a corrente rica em CO_2 (*CO2 INLET*), vinda da planta de produção de Gás Natural Sintético. Esta corrente também deve ser resfriada até a temperatura de -30°C. Em um Processo *"Joule Thomson"* convencional, conforme descrito no item 2.6.1 do capítulo anterior, para atingir tal temperatura, a corrente de entrada deve ser comprimida para ser, posteriormente, expandida em uma válvula JT, ocasionando a diminuição da temperatura. No entanto, visando diminuir os custos do processo, a estratégia deste trabalho foi comprimir a corrente de entrada e, antes da expansão na válvula, pré-resfriar a corrente comprimida em um resfriador a base de água e em um trocador de integração energética, nesta ordem.

Como pode ser visto na Figura 21, após os **Três Estágios de Compressão** (C-01, C-02 e C-03), a corrente *CO2 INLET* é levada até a pressão de 72 bar (inferior à pressão crítica da mistura, que é em torno de 73 bar). Posteriormente, a corrente *CO2 3* foi resfriada no resfriador a base de água **TC-01** e a corrente *CO2 4* foi resfriada no trocador de calor **Integração Energética**, com a corrente *CO2 E LEVES cooled*, que é resultante da mistura de 2 correntes gasosas frias disponíveis na planta: uma delas oriunda do topo da coluna Desetanizadora (rica em CO_2, C_1 e C_2), corrente *TOPO de-C2*, e a outra oriunda do topo do ***Cold Vessel***, corrente *CO2 rico*.

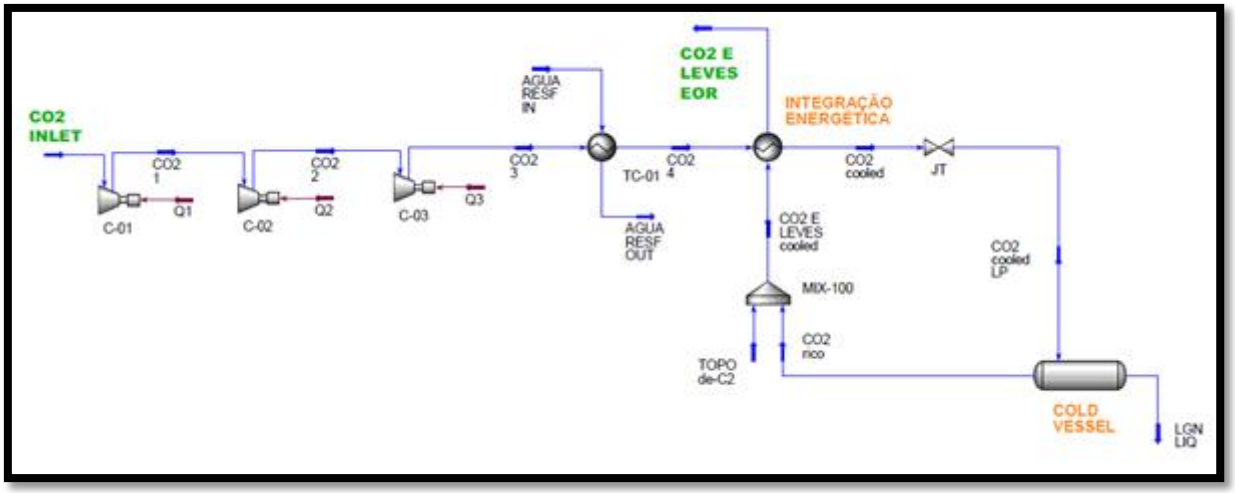

Figura 21 – Fluxograma da Etapa Inicial – Processo "*Joule Thomson*"

Com isso, foi possível levar a temperatura inicial de 27°C, que subiu para 188,7°C após as compressões, até 29,71°C. Assim, a **Expansão na Válvula JT** teve, apenas, que resfriar os graus restantes até a corrente atingir a temperatura desejada. Em seguida, a fração líquida da corrente resfriada foi separada da fração gasosa no ***Cold Vessel***, que é um vaso de *knock-out* utilizado para separação de gás e líquido. A corrente de gás *CO2 E LEVES EOR* resultante seguiu para a Etapa de Compressão e Injeção. Já a corrente de líquido *LGN LIQ* seguiu para a Etapa de Fracionamento.

3.1.2 Etapa de Fracionamento

Nesta etapa, a corrente líquida (*LGN LIQ*) obtida na etapa anterior passa por uma bateria com três colunas de destilação, visando separar correntes para futura injeção (composta por CO_2 e leves, como C_1 e C_2) e correntes para venda (de C_3, C_4 e C_5^+). De acordo com o fluxograma da Figura 28, o primeiro passo é a coluna **Desetanizadora**, que opera em temperaturas criogênicas. Com isso, foi simulado outro Ciclo de Propano, representando o condensador desta coluna, uma vez que um condensador tradicional à base de água não seria capaz de promover trocas térmicas com temperaturas negativas. Nesta coluna, os componentes mais pesados (a partir de C_3) são separados do CO_2 e dos leves.

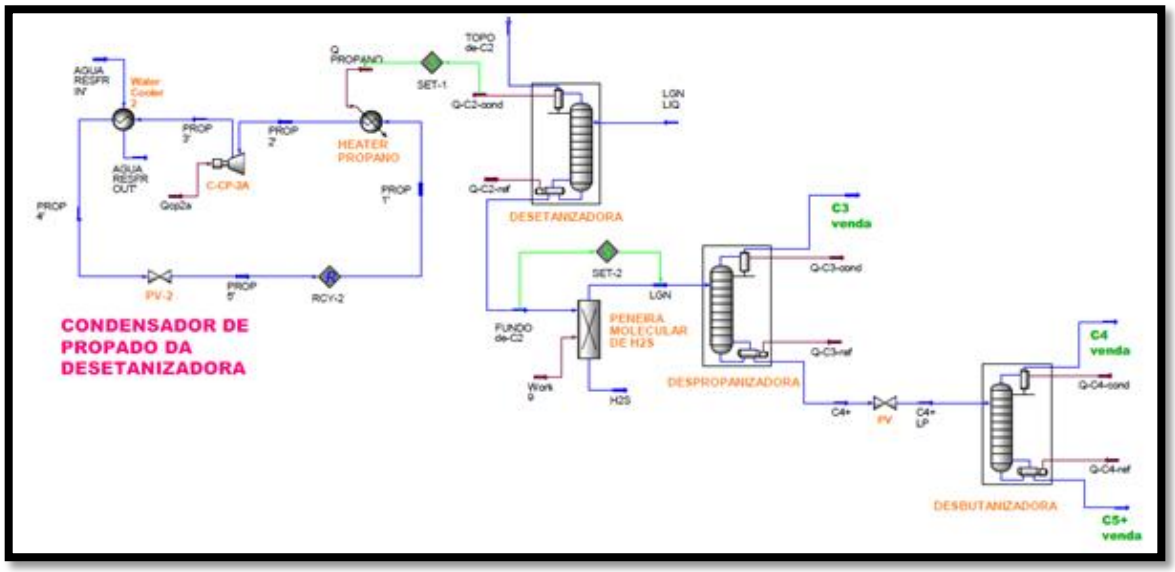

Figura 22 – Fluxograma da Etapa de Fracionamento – Processo "*Joule Thomson*"

A corrente de topo desta coluna retorna para a etapa anterior do processo, para participar da integração energética. Já a corrente de fundo segue para a próxima coluna, passando antes por uma **Peneira Molecular de Remoção de H_2S**. A presença deste composto não é desejada nas correntes destinadas para venda.

O segundo passo é a coluna **Despropanizadora**, que opera em temperaturas mais elevadas. Conforme descrito nas premissas da Tabela 5, esta coluna libera em seu topo uma corrente 97% rica em propano (C_3) para venda e uma corrente líquida de fundo, que segue para a última coluna.

O terceiro e último passo é a coluna **Desbutanizadora**, que também opera em temperaturas mais elevadas. Esta coluna libera em seu topo uma corrente 97% rica em butano (i-C_4 e n-C_4) para venda e uma corrente líquida de fundo 91% rica em pentano e compostos mais pesados (C_5^+), denominada gasolina natural.

3.1.3 Etapa de Compressão e Injeção

Nessa etapa, a corrente de gás *CO2 E LEVES* resultante da Etapa Inicial, passa por 3 **Estágios de Compressão**, com razão de compressão 2,5 em cada estágio, conforme descrito nas premissas da Tabela 5. O Processo é apresentado na Figura 29:

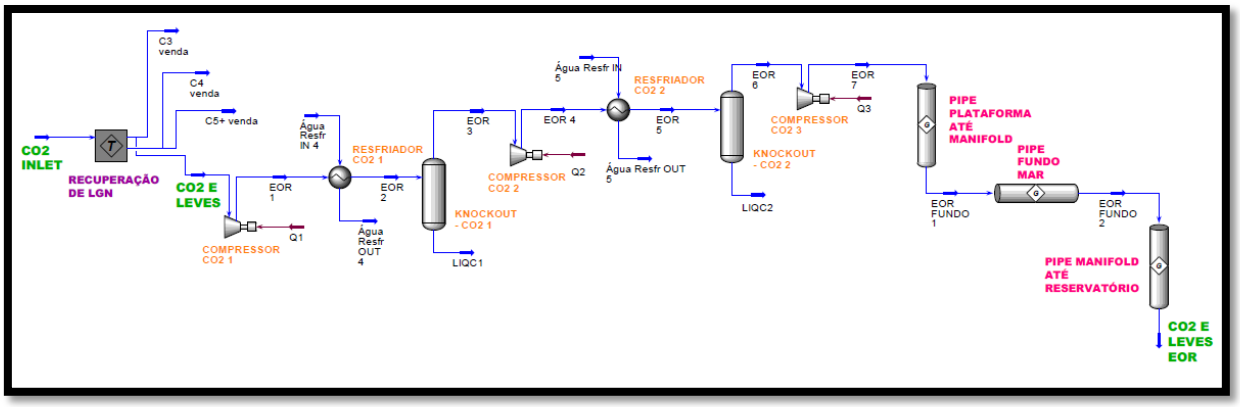

Figura 23 – Fluxograma da Etapa de Compressão e Injeção – Processo *"Joule Thomson"*

Cada estágio de compressão é formado pelos seguintes equipamentos: um compressor centrífugo, um resfriador a base de água e um vaso de *knock-out* para separação de qualquer líquido que possa ter sido formado após a compressão.

Após os estágios de compressão, a corrente passa pelos três dutos descritos na Tabela 6, chegando à pressão de 568,6 bar, que é correspondente à pressão do reservatório de Tupi.

3.2 Processo *"Turbo Expansor"*

Assim como o processo *"Joule Thomson"* e de acordo com a seção 2.6.2 do capítulo anterior, esse processo também poderia apresentar uma compressão inicial. Para chegar à temperatura baixa requerida para a etapa de fracionamento do processo, foi necessário utilizar essa etapa. Os Fluxogramas utilizados na simulação do Processo "*Turbo Expansor"* são descritos a seguir.

3.2.1 Etapa Inicial de Liquefação

Nesta etapa, a carga do processo de Recuperação de LGN é a mesma corrente do Processo *"Joule Thomson"*: a corrente rica em CO_2 (*CO2 INLET*), vinda da planta de produção de Gás Natural Sintético, que deve ser resfriada até a temperatura de -30°C. Conforme descrito no item 2.6.2 do capítulo anterior, em um Processo "*Turbo Expansor"* convencional, para atingir temperaturas criogênicas, a corrente de entrada deve ser comprimida para ser, posteriormente, expandida em uma turbina, ocasionando a diminuição da temperatura e gerando energia que pode ser utilizada na etapa de compressão do próprio processo.

Como a estratégia deste trabalho visava diminuir os custos do processo, a corrente de entrada foi comprimida e, antes da expansão na turbina, esta foi pré-resfriada nas mesmas 2 etapas do processo "*Joule Thomson*": primeiro em um resfriador a base de água e depois em um trocador de integração energética. O fluxograma de processo (Figura 24) apresenta os mesmos **Três Estágios de Compressão** (C-01, C-02 e C-03), só que agora aproveitando a energia liberada pela turbina "*Turbo Expansor*" no primeiro estágio de compressão, a corrente *CO2 INLET* é levada até a pressão de 60 bar. Posteriormente, a corrente *CO2 3* foi resfriada no resfriador a base de água **TC-01** e a

corrente *CO2 4* foi resfriada no trocador de calor **Integração Energética**, com a corrente *CO2 E LEVES cooled*, formada pelas mesmas correntes frias disponíveis na planta do processo "*Joule Thomson*".

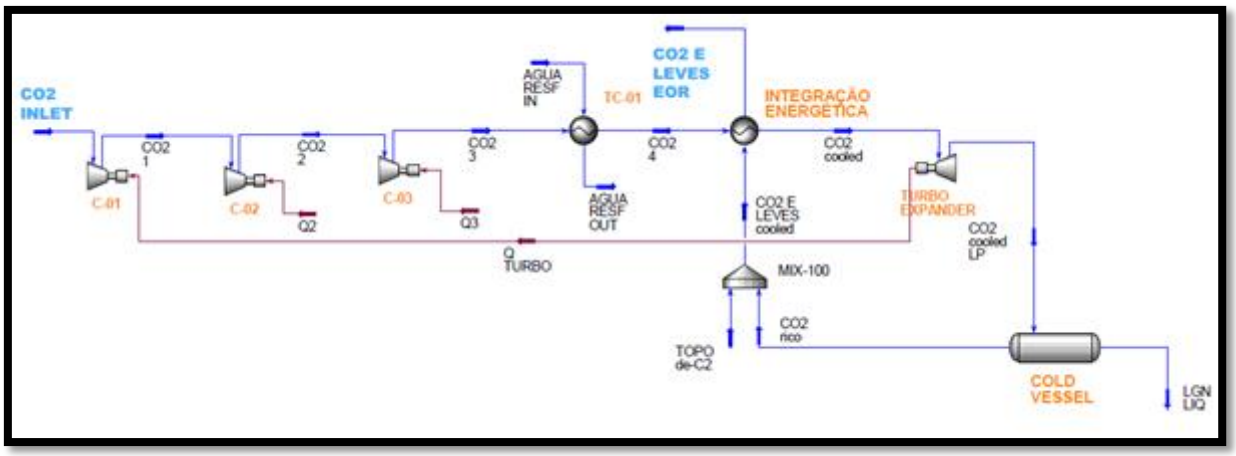

Figura 24 – Fluxograma da Etapa Inicial – Processo *"Turbo Expansor"*

Com isso, foi possível levar a temperatura inicial de 27°C, que subiu para 168,7°C após as compressões, até 23,33°C. Assim, a **Expansão na Turbina "*Turbo Expander*"** teve, apenas, que resfriar os graus restantes até a corrente atingir a temperatura desejada. Em seguida, a fração líquida da corrente resfriada foi separada da fração gasosa no ***Cold Vessel*** (vaso de *knock-out*). A corrente de gás *CO2 E LEVES EOR* resultante segue para a Etapa de Compressão e Injeção. Já a corrente de líquido *LGN LIQ* seguiu para a Etapa de Fracionamento.

3.2.2 Etapa de Fracionamento

Nesta etapa, a corrente líquida (*LGN LIQ*) obtida na etapa anterior passou por uma bateria com três colunas de destilação igual à utilizada no Processo "*Joule Thompson*", visando separar correntes para futura injeção (composta por CO_2 e leves, como C_1 e C_2) e correntes para venda (de C_3, C_4 e C_5^+). A descrição mais detalhada nessa etapa foi apresentada no item 3.1.2.

O fluxograma do processo é mostrado na Figura 25, a seguir:

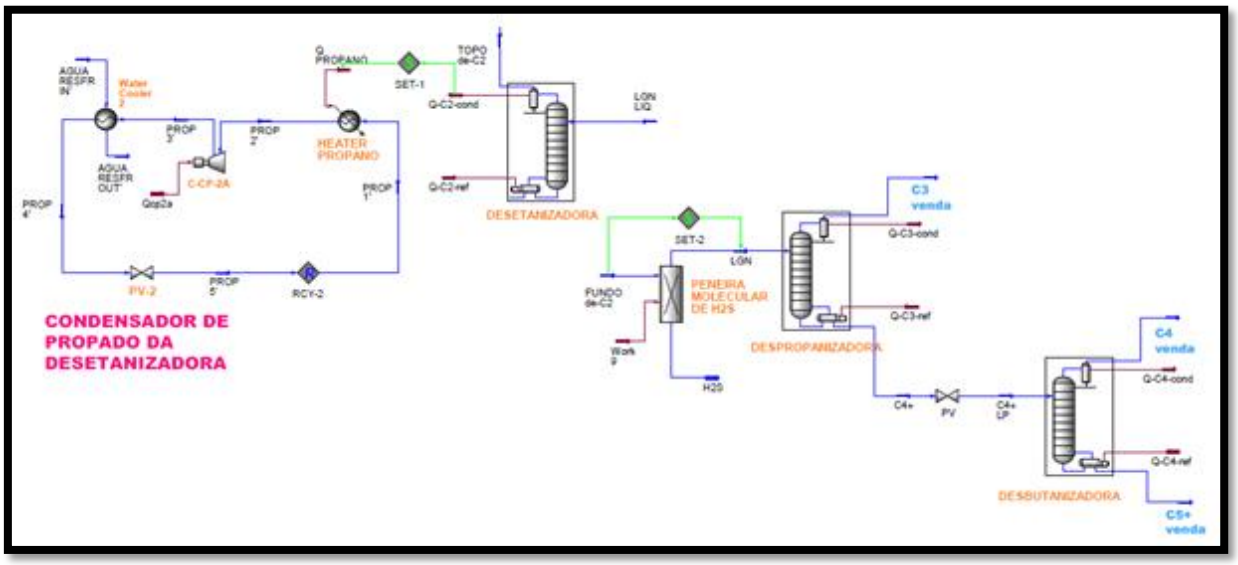

Figura 25 – Fluxograma da Etapa de Fracionamento – Processo *"Turbo Expansor"*

3.2.3 Etapa de Compressão e Injeção

No fluxograma de processo mostrado na Figura 26, a corrente de gás *CO2 E LEVES* resultante da Etapa Inicial, passa por **Três Estágios de Compressão**, assim como no Processo "*Joule Thomson*". Após os estágios de compressão, a corrente para injeção também passa pelos três dutos, chegando à pressão de 568,6 bar, que é correspondente à pressão do reservatório de Tupi.

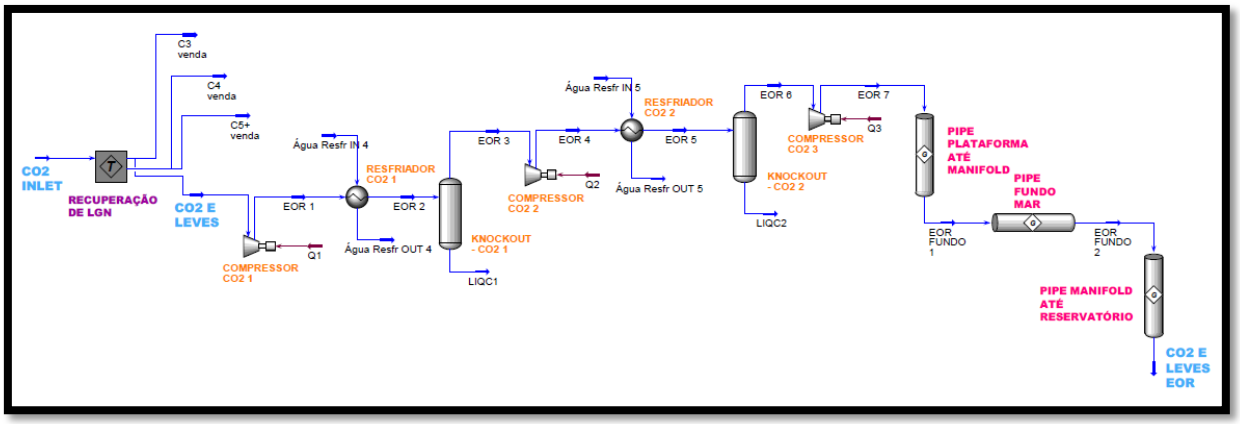

Figura 26 – Fluxograma da Etapa de Compressão e Injeção – Processo *"Turbo Expansor"*

3.3 Processo Criogênico

De acordo com os princípios teóricos apresentados na seção 2.6.3 do capítulo anterior, é necessária uma etapa de desidratação da corrente gasosa ácida com MEG. No entanto, a corrente referência utilizada nas simulações já estava isenta de água. Sendo assim, essa etapa não foi incluída nas simulações. Os Fluxogramas utilizados na simulação do Processo Criogênico são detalhados a seguir.

3.3.1 Etapa Inicial de Liquefação

Nesta etapa, a carga do processo de Recuperação de LGN é a mesma corrente dos Processos *"Joule Thomson"* e *"Turbo Expansor"*: a corrente rica em CO_2 (*CO2 INLET*), vinda da planta de produção de Gás Natural Sintético, que deve ser resfriada até a temperatura de -30°C.

Em um Processo Criogênico convencional, conforme descrito no item 2.6.3 do capítulo anterior, para atingir tal temperatura, é utilizado apenas um trocador de calor com um Ciclo de Propano. No entanto, visando diminuir os custos do processo, a estratégia deste trabalho foi utilizar dois tipos de troca térmica: Integração Energética e Resfriamento com Propano. Ou seja, conforme pode ser visto na Figura 27, optou-se por uma troca térmica inicial, no trocador de **Integração Energética**, da corrente de entrada *CO2 INLET* com a corrente *INT*, que é resultante da mistura de duas correntes gasosas frias disponíveis na planta: uma delas oriunda do topo da coluna Desetanizadora (rica em CO_2, C_1 e C_2), corrente *TOPO de-C2*, e a outra oriunda do topo do Separador, corrente *CO2 3*. Com isso, já foi possível levar a temperatura inicial de 27°C para -1°C. Assim, o **Ciclo de Propano** foi utilizado apenas para resfriar os graus restantes até a corrente *CO2 2* atingir a temperatura desejada.

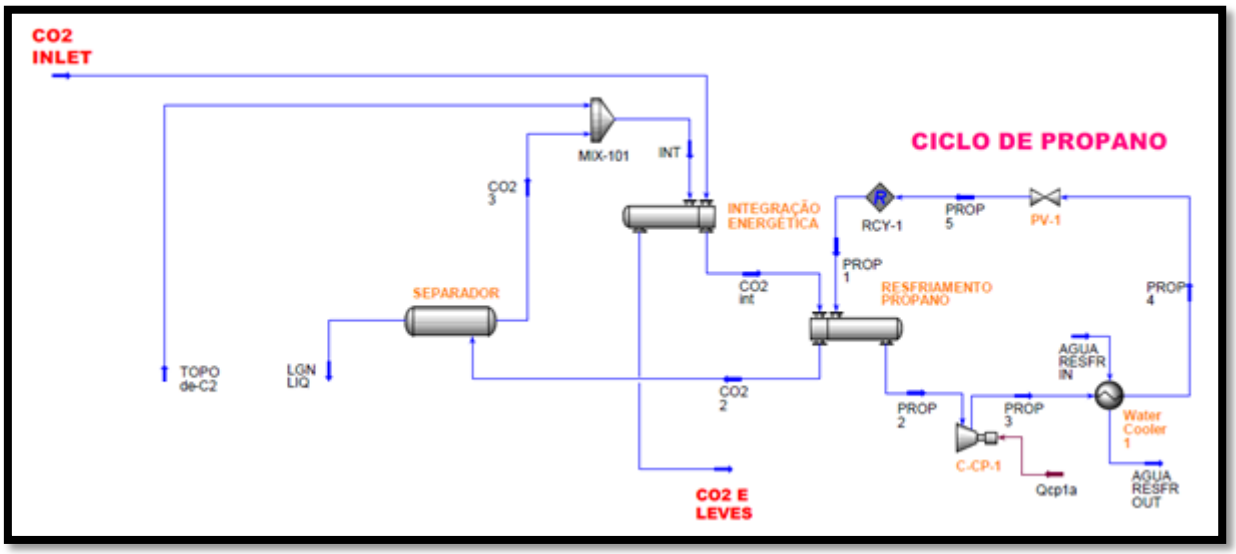

Figura 27 – Fluxograma da Etapa Inicial – Processo Criogênico

Em seguida, a fração líquida da corrente resfriada foi separada da fração gasosa no **Separador**, que é um vaso de *knock-out* utilizado para separação de gás e líquido. A corrente de gás *CO2 E LEVES* resultante seguiu para a Etapa de Compressão e Injeção. Já a corrente de líquido *LGN LIQ* seguiu para a Etapa de Fracionamento.

3.3.2 Etapa de Fracionamento

Nesta etapa, a corrente líquida (*LGN LIQ*) obtida na etapa anterior passou por uma bateria com três colunas de destilação igual à utilizada nos Processos *"Joule Thomson"* e *"Turbo Expansor"*, visando separar correntes para futura injeção (composta por CO_2 e leves, como C_1 e C_2) e correntes para venda (de C_3, C_4 e C_5^+). A descrição mais detalhada nessa etapa foi apresentada no item 3.1.2.

O fluxograma do processo é mostrado na Figura 28Figura 25, a seguir:

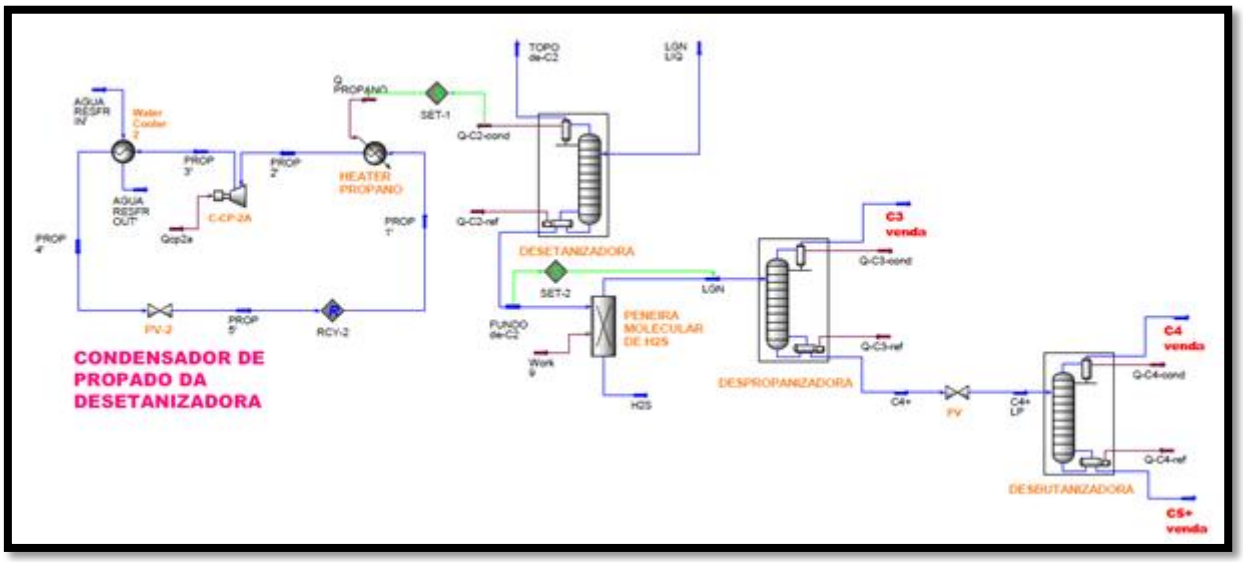

Figura 28 – Fluxograma da Etapa de Fracionamento – Processo Criogênico

3.3.3 Etapa de Compressão e Injeção

Nessa etapa, a corrente de gás *CO2 E LEVES* resultante da Etapa Inicial, passa por 3 **Estágios de Compressão**. Após os estágios de compressão, a corrente para injeção também passa pelos três dutos, chegando à pressão de 571,6 bar, que é correspondente à pressão do reservatório de Tupi.

O fluxograma do processo é mostrado na Figura 29:

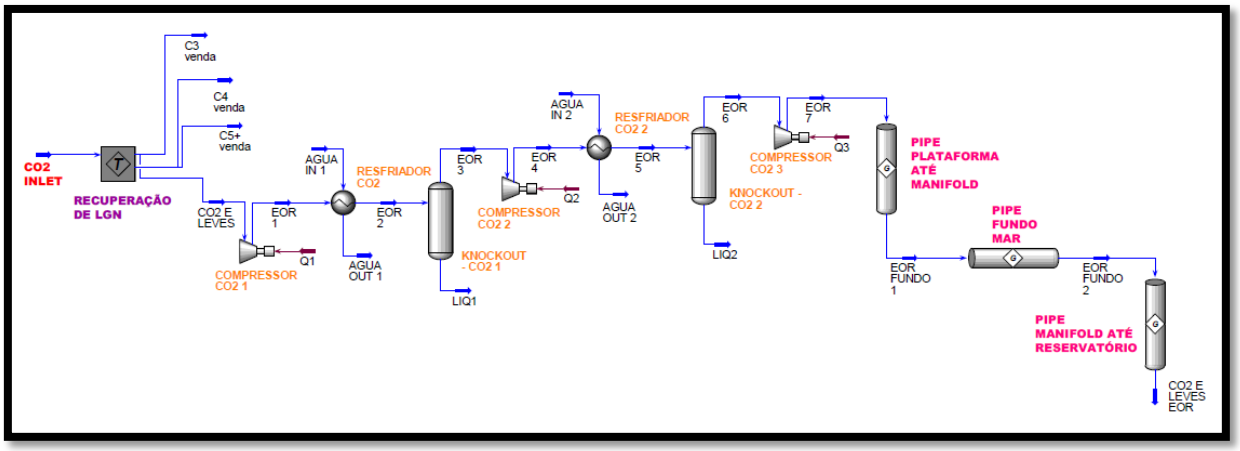

Figura 29 – Fluxograma da Etapa de Compressão e Injeção – Processo Criogênico

CAPÍTULO 4 – Resultados das Simulações

Os resultados das principais correntes de cada processo, após simulação em ambiente UNISIM DESIGN, estão apresentados a seguir. Para fins de análise econômica posterior, apenas os principais equipamentos presentes nas três etapas do processo (considerados críticos e que apresentam custo mais elevado), tais como: compressores, vasos, trocadores de calor e torres; foram dimensionados, seguindo as fórmulas e critérios descritos no APÊNDICE B – Dimensionamento dos Equipamentos. Os demais equipamentos, por não apresentarem um impacto significativo no resultado final do custo, não foram dimensionados. Assim como no capítulo anterior, os resultados serão apresentados separados por processo.

4.1 Processo "*Joule Thomson*"

4.1.1 Dados de Processo e Consumo de Utilidades

As condições das principais correntes de entrada e saída da planta são apresentadas na Tabela 7 a seguir:

Tabela 7 – Condições das Principais correntes – Processo "*Joule Thomson*"

PARÂMETROS		C3 venda	C4 venda	C5+ venda	CO2 E LEVES EOR
Temperatura (°C)		39,6	40,5	87,9	129,2
Pressão (bar)		13,0	4,0	6,0	568,6
Vazão Molar (MMSCFD)		0,46	0,72	0,92	117,9
Vazão Mássica (Kg/h)		1.018	2.086	3.236	253.973
Composição (% molar)	N_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0089
	CO_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,9350

PARÂMETROS		C3 venda	C4 venda	C5+ venda	CO2 E LEVES EOR
	H_2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0092
	C_1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0154
	C_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0137
	C_3	0,9699	0,0063	0,0000	0,0125
	i-C_4	0,0269	0,2505	0,0040	0,0013
	n-C_4	0,0032	0,7194	0,0829	0,0025
	C_5^+	0,0000	0,0238	0,9131	0,0015
	H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

O consumo líquido de utilidades e suprimentos gastos na Etapa Inicial e de Fracionamento desse processo está detalhado na Tabela 8.

Tabela 8 – Consumo Líquido de Utilidades – Processo "*Joule Thomson*"

UTILIDADE / SUPRIMENTO	QUANTIDADE
VAPOR (t/h)	2.855
ÁGUA DE RESFRIAMENTO (t/ano)	1.440
ELETRICIDADE (GJ/h)	57
PROPANO (GJ/h)	26

4.1.2 Dimensionamento dos Equipamentos

Os resultados encontram-se detalhados nas Tabelas 9 a 12 a seguir, separadas por tipo de equipamento.

Para cada **compressor**, são apresentados:

- Tipo de compressor (centrífugo, alternativo ou axial);
- Potência em kW.

Tabela 9 – Dimensionamento dos Compressores – Processo "*Joule Thomson*"

NOME DO COMPRESSOR	POTÊNCIA (kW)	TIPO
C-CP-2A	5.021	Centrífugo
C-CP-1	3.204	Centrífugo
C-CP-2	3.701	Centrífugo
C-CP-3	3.416	Centrífugo
COMPRESSOR CO2 1	5.761	Centrífugo
COMPRESSOR CO2 2	4.719	Centrífugo
COMPRESSOR CO2 3	3.845	Centrífugo

Já para os **vasos de *knock-out***, são apresentados:

- Volume em m^3;
- Diâmetro em m;
- Altura em m;
- Pressão de Projeto do Vaso em bar.

Tabela 10 – Dimensionamento dos Vasos de *Knock-out* – Processo "*Joule Thomson*"

NOME DO VASO	Volume (m^3)	Diâmetro (m)	Altura (m)	P proj. (bar)
COLD VESSEL	8,65	2,42	9,69	15,0
KNOCKOUT - CO2 1	1,66	0,68	2,73	33,8
KNOCKOUT - CO2 2	1,66	0,68	2,73	84,0

No caso dos **trocadores de calor**, são apresentados:

- Utilidade da troca térmica (água de resfriamento, vapor de baixa pressão a 5 bar e propano);
- Média logarítmica (LMTD) das temperaturas de entrada e saída do trocador em °C;
- Pressão do lado dos tubos em bar;
- Pressão do lado do casco em bar;
- Área final do trocador de calor em m^2;

Tabela 11 – Dimensionamento dos Trocadores de Calor – Processo "*Joule Thomson*"

NOME DO TROCADOR	UTILIDADE	LMTD (°C)	P tubo (bar)	P casco (bar)	Área final (m²)
TC-01	Água	69,44	72,00	1,00	313,18
INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	-	8,55	71,50	13,00	1767
Water Cooler 2	Água	17,45	13,44	1,01	2445,54
REF DESETA	Vapor	75,28	14,00	5,00	165,11
COND DESETA	Propano	7,93	13,00	1,10	1774,37
REF DESPROP	Vapor	42,83	15,00	5,00	15,77
COND DESPROP	Água	16,76	13,00	1,01	36,14
REF DESBUT	Vapor	69,07	6,00	5,00	13,68
COND DESBUT	Água	17,95	4,00	1,01	62,23
RESFRIADOR CO2 1	Água	32,56	31,3	1,0	956
RESFRIADOR CO2 2	Água	19,27	76,9	1,0	985

Para as **colunas de destilação** de pratos, são apresentados:

- Número de Pratos Teóricos;
- Eficiência;
- Altura em m;
- Diâmetro em m;

Tabela 12 – Dimensionamento das Colunas de Destilação – Processo "*Joule Thomson*"

NOME DA COLUNA	Nº de Pratos Teóricos	Eficiência	Altura (m)	Diâmetro (m)
DESETANIZADORA	35	80%	22,61	3,18
DESPROPANIZADORA	25	80%	16,00	0,78
DESBUTANIZADORA	10	80%	6,08	1,19

4.2 Processo *"Turbo Expansor"*

4.2.1 Dados de Processo e Consumo de Utilidades

As condições das principais correntes de entrada e saída da planta são apresentadas na Tabela 13, a seguir:

Tabela 13 – Condições das Principais correntes – Processo *"Turbo Expansor"*

PARÂMETROS		C3 venda	C4 venda	C5+ venda	CO2 E LEVES EOR
Temperatura (°C)		39,6	40,5	87,9	129,2
Pressão (bar)		13,0	4,0	6,0	568,6
Vazão Molar (MMSCFD)		0,46	0,72	0,92	117,9
Vazão Mássica (Kg/h)		1.019	2.087	3.237	253.970
Composição (% molar)	N_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0090
	CO_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,9350
	H_2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0092
	C_1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0154
	C_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0137
	C_3	0,9700	0,0063	0,0000	0,0125
	i-C_4	0,0269	0,2505	0,0040	0,0013
	n-C_4	0,0031	0,7194	0,0829	0,0025
	C_5^+	0,0000	0,0238	0,9131	0,0014
	H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

O consumo líquido de utilidades e suprimentos gastos na Etapa Inicial e de Fracionamento desse processo está detalhado na Tabela 14.

Tabela 14 – Consumo Líquido de Utilidades – Processo *"Turbo Expansor"*

UTILIDADE / SUPRIMENTO	QUANTIDADE
VAPOR (t/h)	2.858
ÁGUA DE RESFRIAMENTO (t/ano)	1.192
ELETRICIDADE (GJ/h)	43
PROPANO (GJ/h)	26

4.2.2 Dimensionamento dos Equipamentos

Os resultados encontram-se detalhados nas Tabelas 15 a 18, a seguir, separadas por tipo de equipamento.

Tabela 15 – Dimensionamento dos Compressores e Turbina – Processo *"Turbo Expansor"*

NOME DO COMPRESSOR / TURBINA	POTÊNCIA (kW)	TIPO
C-CP-2A	5.030	Centrífugo
C-CP-1	2.484	Centrífugo
C-CP-2	3.315	Centrífugo
C-CP-3	3.171	Centrífugo
TURBO EXPANDER	- 2.484 *	-
COMPRESSOR CO2 1	5.947	Centrífugo
COMPRESSOR CO2 2	4.719	Centrífugo
COMPRESSOR CO2 3	3.845	Centrífugo

*** O sinal negativo na potência representa geração (por se tratar de uma turbina).**

Tabela 16 – Dimensionamento dos Vasos de *Knock-out* – Processo *"Turbo Expansor"*

NOME DO VASO	Volume (m^3)	Diâmetro (m)	Altura (m)	P proj. (bar)
COLD VESSEL	8,67	2,42	9,69	15,0
KNOCKOUT - CO2 1	1,66	0,68	2,73	33,8
KNOCKOUT - CO2 2	1,66	0,68	2,73	84,0

Tabela 17 – Dimensionamento dos Trocadores de Calor – Processo *"Turbo Expansor"*

NOME DO TROCADOR	UTILIDADE	LMTD (°C)	P tubo (bar)	P casco (bar)	Área final (m^2)
TC-01	Água	80,62	60,00	1,00	172,29
INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	-	24,14	59,50	13,00	689,21
Water Cooler 2	Água	17,45	13,44	1,01	2449,87
REF DESETA	Vapor	75,31	14,00	5,00	165,23
COND DESETA	Propano	7,92	13,00	1,10	1779,60
REF DESPROP	Vapor	42,83	15,00	5,00	15,79
COND DESPROP	Água	16,76	13,00	1,01	36,15

NOME DO TROCADOR	UTILIDADE	LMTD (°C)	P tubo (bar)	P casco (bar)	Área final (m²)
REF DESBUT	Vapor	69,07	6,00	5,00	13,67
COND DESBUT	Água	17,94	4,00	1,01	62,66
RESFRIADOR CO2 1	Água	34,99	31,3	1,0	973,17
RESFRIADOR CO2 2	Água	19,27	76,9	1,0	984,66

Tabela 18 – Dimensionamento das Colunas de Destilação – Processo *"Turbo Expansor"*

NOME DA COLUNA	Nº de Pratos Teóricos	Eficiência	Altura (m)	Diâmetro (m)
DESETANIZADORA	35	80%	22,61	3,18
DESPROPANIZADORA	25	80%	16,00	0,78
DESBUTANIZADORA	10	80%	6,08	1,19

4.3 Processo Criogênico

4.3.1 Dados de Processo e Consumo de Utilidades

As condições das principais correntes de entrada e saída da planta são apresentadas na Tabela 19.

Tabela 19 – Condições das Principais correntes – Processo Criogênico

PARÂMETROS		C3 venda	C4 venda	C5+ venda	CO2 E LEVES EOR
Temperatura (°C)		39,6	40,5	87,9	128,4
Pressão (bar)		13,0	4,0	6,0	571,6
Vazão Molar (MMSCFD)		0,47	0,73	0,92	117,9
Vazão Mássica (Kg/h)		1.047	2.114	3.256	253.891
Composição (% molar)	N_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0089
	CO_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,9353
	H_2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0092

PARÂMETROS		C3 venda	C4 venda	C5+ venda	CO2 E LEVES EOR
	C_1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0154
	C_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0137
	C_3	0,9700	0,0063	0,0000	0,0124
	$i\text{-}C_4$	0,0268	0,2512	0,0040	0,0013
	$n\text{-}C_4$	0,0032	0,7189	0,0834	0,0024
	C_5^+	0,0000	0,0236	0,9125	0,0014
	H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

O consumo líquido de utilidades e suprimentos gastos na Etapa Inicial e de Fracionamento desse processo está detalhado na Tabela 20.

Tabela 20 – Consumo Líquido de Utilidades – Processo Criogênico

UTILIDADE / SUPRIMENTO	QUANTIDADE
VAPOR (t/h)	2.990
ÁGUA DE RESFRIAMENTO (t/ano)	1.420
ELETRICIDADE (GJ/h)	37
PROPANO (GJ/h)	51

4.3.2 Dimensionamento dos Equipamentos

Os resultados encontram-se detalhados nas Tabelas 21 a 24, a seguir, separadas por tipo de equipamento.

Tabela 21 – Dimensionamento dos Compressores – Processo Criogênico

NOME DO COMPRESSOR	POTÊNCIA (kW)	TIPO
C-CP-1	4.700	Centrífugo
C-CP-2A	5.285	Centrífugo
COMPRESSOR CO2 1	4.428	Centrífugo

NOME DO COMPRESSOR	POTÊNCIA (kW)	TIPO
COMPRESSOR CO2 2	4.698	Centrífugo
COMPRESSOR CO2 3	3.630	Centrífugo

Tabela 22 – Dimensionamento dos Vasos de *Knock-out* – Processo Criogênico

NOME DO VASO	Volume (m^3)	Diâmetro (m)	Altura (m)	P proj. (bar)
SEPARADOR	9,04	2,41	9,63	15,0
KNOCKOUT - CO2 1	1,66	0,68	2,73	34,5
KNOCKOUT - CO2 2	1,66	0,68	2,73	85,8

Tabela 23 – Dimensionamento dos Trocadores de Calor – Processo Criogênico

NOME DO TROCADOR	UTILIDADE	LMTD (°C)	P tubo (bar)	P casco (bar)	Área final (m^2)
RESFRIAMENTO PROPANO	Propano	13,02	13,55	1,10	1007,05
INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	-	30,59	13,80	13,00	168
Water Cooler 1	Água	17,45	13,44	1,01	2.289
Water Cooler 2	Água	17,45	13,44	1,01	2.574
REF DESETA	Vapor	75,98	14,00	5,00	172
COND DESETA	Propano	7,87	13,00	1,10	1.883
REF DESPROP	Vapor	42,88	15,00	5,00	16
COND DESPROP	Água	16,76	13,00	1,01	36
REF DESBUT	Vapor	69,11	6,00	5,00	14
COND DESBUT	Água	17,92	4,00	1,01	63
RESFRIADOR CO2	Água	14,12	31,9	1,0	497
RESFRIADOR CO2 2	Água	18,45	78,5	1,0	1.066

Tabela 24 – Dimensionamento das Colunas de Destilação – Processo Criogênico

NOME DA COLUNA	Nº de Pratos Teóricos	Eficiência	Altura (m)	Diâmetro (m)
DESETANIZADORA	35	80%	22,61	3,18
DESPROPANIZADORA	25	80%	16,00	0,79
DESBUTANIZADORA	10	80%	6,08	1,20

4.4 Discussão dos Resultados

Na Tabela 25, a comparação das vazões das correntes de saída dos três processos é mostrada. Como se pode observar, os três processos apresentam vazões mássicas bem similares para as correntes de venda e para injeção, o que indica que a eficiência de recuperação dos processos é equivalente.

Tabela 25 – Comparação das vazões das correntes de saída dos três processos

VAZÃO MÁSSICA (kg/h)	*"Joule Thomson"*	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
C3 venda	1.018	1.019	1.047
C4 venda	2.086	2.087	2.114
C5+ venda	3.236	3.237	3.256
CO2 E LEVES EOR	253.973	253.970	253.891

A comparação do consumo líquido de utilidades e suprimentos gastos na Etapa Inicial e de Fracionamento dos processos está detalhada na Tabela 26.

Tabela 26 – Comparação do consumo líquido de utilidades dos três processos

UTILIDADE / SUPRIMENTO	*"Joule Thomson"*	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
VAPOR (t/h)	2.855	2.858	2.990
ÁGUA DE RESFRIAMENTO (t/ano)	1.440	1.192	1.420
ELETRICIDADE (GJ/h)	57	43	37
PROPANO (GJ/h)	26	26	51

Em relação ao vapor, utilizado nos refervedores das três colunas de destilação presentes em todos os processos, os consumos foram bem próximos. Isso se explica por dois fatos: primeiro porque foram usadas premissas comuns de projeto na etapa de fracionamento para a eficiência das colunas, e, segundo, porque, conforme foi apresentado anteriormente, as vazões das correntes gasosas também foram similares.

Os locais comuns aos três processos onde a água de resfriamento é utilizada são: nos resfriadores presentes no ciclo de propano de condensação da Desetanizadora (essa coluna utiliza um ciclo de propano no lugar do condensador, pois opera com temperaturas criogênicas) e nos condensadores das colunas Despropanizadora e Desbutanizadora Além destes, os processos *"Joule Thomson"* e "*Turbo Expansor*" utilizam água na etapa de resfriamento após a compressão inicial da corrente de entrada, e o processo criogênico possui um ciclo de propano com um resfriador a mais. Assim, os processos também apresentaram vazões similares de água de resfriamento, sendo que o "*Turbo Expansor*" apresentou uma vazão menor, pois a turbina de expansão isentrópica leva a corrente a temperaturas mais baixas, diminuindo o consumo dessa utilidade.

Comparando os valores gastos em eletricidade, conclui-se que os processos que gastaram mais energia apresentam a etapa inicial de compressão. Assim, o Criogênico apresentou menor consumo, seguido do "*Turbo Expansor*", que apresentou um consumo médio só que menor do que o "*Joule Thomson*", pois ele aproveita a energia gerada da turbina na etapa de compressão.

Por fim, em relação ao propano, o processo Criogênico, que apresenta dois ciclos, apresentou praticamente o dobro do consumo dos outros dois processos, que apresentaram o mesmo consumo (relativo ao ciclo de propano de condensação da Desetanizadora).

Em relação ao dimensionamento dos equipamentos, a comparação é realizada, a seguir, no CAPÍTULO 5 – Análise Econômica, através do cálculo do custo total de cada processo.

CAPÍTULO 5 – Análise Econômica

Com a simulação no UNISIM DESIGN dos três processos para Recuperação de LGN, os dados de processo das correntes de entrada e saída foram obtidos, o consumo de utilidades foi determinado e os principais equipamentos da planta (compressores, vasos, trocadores de calor e colunas de destilação) foram dimensionados. Em seguida, foi realizada a análise econômica dos processos.

Existem diversas metodologias que podem ser empregadas na análise econômica de processos químicos. Estas devem ser selecionadas e aplicadas de acordo com as circunstâncias do processo e com os objetivos do estudo em questão. A metodologia aplicada neste trabalho aplica-se a qualquer processo químico, sem diferenciar se este é *onshore* ou *offshore*. Como a estimativa é feita apenas a partir de um fluxograma de processo, sem nenhum documento mais detalhado, o valor obtido é uma aproximação com precisão na faixa de 75% a 140% do valor real.

Foi determinado o custo de capital (CAPEX) e o custo operacional (OPEX) de cada processo, bem como foi estimado um Fluxo de Caixa em 20 anos de operação das unidades. Alguns indicadores econômicos foram calculados, como: a Taxa Interna de Retorno e o Valor Presente Líquido. Por fim, foi possível fazer uma comparação dos processos propostos para determinar qual é o mais vantajoso.

5.1 Metodologia

A metodologia empregada (Turton *et al*., 2009) visou uma estimativa preliminar do custo, o que é indicado para comparação de alternativas de um mesmo processo, foco deste trabalho.

A estimativa do custo de uma planta pode ser feita de duas formas: a partir de uma planta similar já existente, por exemplo, no caso de um REVAMP, ou também pode ser feita para uma planta nova (que é um custo chamado de *"Grass Roots"*).

No caso de uma planta existente, deve-se atualizar o custo da planta conhecida em relação à capacidade da planta nova e em relação à sua data de construção, de acordo com as Equações 1 e 2.

$$\frac{C}{C_{base}} = \left(\frac{A}{A_{base}}\right)^n \quad \textbf{(1)} \qquad \text{e} \qquad CM = CM_{base}\left(\frac{I_{atual}}{I_{base}}\right) \quad \textbf{(2)}$$

onde:

- C = Custo
- A = variável que indica a capacidade
- n = expoente de custo (0,30 a 0,84)
- I = índice econômico (tabelado)

A atualização de data é feita através da utilização de Índices Econômicos presentes na literatura, como por exemplo, o CEPCI (*"Chemical Engineering Plant Cost Index"*) ou o M&S (*"Marshall & Swift Equipment Cost Index"*). Na Figura 30, são apresentados os desempenhos de alguns desses índices econômicos ao longo do tempo.

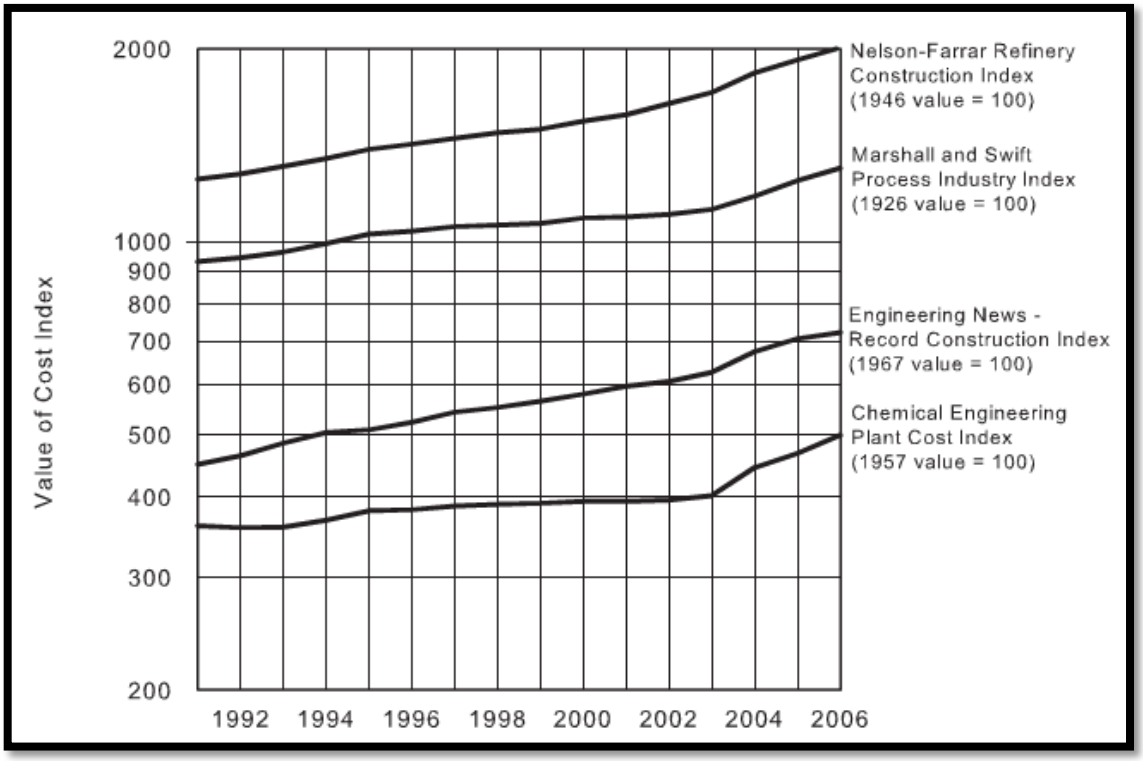

Figura 30 – Evolução dos Valores de alguns índices econômicos

FONTE: Turton *et al.*, 2009

Para uma planta nova, o custo capital total *"Grass Roots"* é calculado através do custo associado aos seus principais equipamentos. Na Tabela 27, apresenta-se o peso médio dos componentes no custo total da planta.

Tabela 27 – Detalhamento dos componentes do custo total de uma planta química

COMPONENTES DO CUSTO	PESO MÉDIO (%)
EQUIPAMENTOS	61,0
Equipamentos e máquinas	31,1
Tubulação, válvulas e conexões	12,2
Instrumentação e controle	4,3
Bombas e compressores	4,3
Equipamento elétrico	3,1
Estruturas, isolamentos e tintas	6,1
MÃO-DE-OBRA DE CONSTRUÇÃO E INSTALAÇÃO	22,0
PRÉDIOS, MATERIAIS E MÃO-DE-OBRA	7,0
ENGENHARIA E SUPERVISÃO	10,0

FONTE: Turton *et al.*, 2009

A forma mais precisa de se obter o custo de um equipamento é através de consulta a fornecedores, o que permite um custo atual e mais real. A segunda melhor alternativa é utilizar o preço de um equipamento similar que tenha sido comprado anteriormente. Por fim, caso nenhuma dessas alternativas seja viável e no caso de uma estimativa preliminar do custo, podem-se utilizar custos base, presentes em gráficos ou equações na literatura, de acordo com o tipo de equipamento.

Nesse trabalho, o método utilizado foi o último, que é conhecido como Técnica de Guthrie, introduzida no final da década de 60 (Turton *et al.*, 2009), reconhecida como a melhor para estimativa de CAPEX. Ela calcula o custo em uma condição base de referência e emprega fatores para corrigir (adaptando o material de construção, a pressão, etc.) e encontrar o custo nas condições do problema em questão, ou seja, o custo instalado ou do módulo (CM).

O procedimento consiste em encontrar o custo do equipamento em questão nas condições-base (Custo Base, CB), de acordo com a Equação 3.

$$\log_{10} CB = K_1 + K_2 \log_{10} A + K_3 (\log_{10} A)^2 \qquad \textbf{(3)}$$

onde:

- CB = Custo base
- K_1, K_2 e K_3 = parâmetros tabelados (Turton *et al.*, 2009)
- A = parâmetro de capacidade

O custo instalado ou do módulo (CM) é obtido corrigindo o CB levando-se em conta a pressão de operação e o material de construção, de acordo com a Equação 4, válida para trocadores de calor, vasos e bombas:

$$CM = CB(B_1 + B_2 F_P F_m) \qquad \textbf{(4)}$$

onde:

- CM = Custo do módulo
- B_1 e B_2 = parâmetros tabelados (Turton *et al.*, 2009)
- F_m = fator de material tabelado (Turton *et al.*, 2009)
- F_p = fator de pressão

- para vasos: $$F_P = \frac{\frac{(P+1)D}{2(850-0{,}6(P+1))} + 0{,}00315}{0{,}0063} \qquad \textbf{(5)}$$

- demais equipamentos: $$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 (\log_{10} P)^2 \qquad \textbf{(6)}$$

com

P = pressão (em bar g)

D = diâmetro (em m)

C_1, C_2 e C_3 = parâmetros tabelados (Turton *et al.*, 2009)

Para os demais equipamentos, são utilizadas as equações presentes na Tabela 28 a seguir:

Tabela 28 – Equações para cálculo dos Custos do Módulo para os demais Equipamentos

TIPO DE EQUIPAMENTO	EQUAÇÃO PARA O CM
Compressores e Sopradores (sem o motor)	$CM = C_p^0 * F_{BM}$
Motores para Compressores e Sopradores	$CM = C_p^0 * F_{BM}$
Evaporadores e Vaporizadores	$CM = C_p^0 * F_{BM} * F_p$
Ventiladores com motor elétrico	$CM = C_p^0 * F_{BM} * F_p$
Torres de Pratos	$CM = C_p^0 * F_{BM}$

FONTE: Turton *et al.*, 2009 – adaptado pelo autor

onde:

- CM = Custo do módulo
- C_p^0 = parâmetro tabelado (Turton *et al.*, 2009)
- F_{BM} = fator de módulo tabelado (Turton *et al.*, 2009)
- F_p = fator de pressão (apresentado anteriormente)

Por último, o valor do custo dos módulos é atualizado para a data atual através do CEPCI, de acordo com a equação que já foi apresentada anteriormente. O Custo Total "*Grass Roots*" dos Módulos de uma planta é, então, calculado através da Equação 7, que leva em consideração 15% do CM para contingências e 3% para taxas:

$$CAPEX = 1{,}18\sum_{i=1}^{n} CM_i + 0{,}5\sum_{i=1}^{n} CB_i \qquad \textbf{(7)}$$

Com CAPEX, calcula-se o OPEX, que corresponde ao somatório dos custos diretos de produção, custos fixos de produção e gastos gerais. Na Tabela 29, a descrição dos itens que compõem as três classes de custos é apresentada.

Tabela 29 – Detalhamento dos componentes do custo operacional de uma planta química

COMPONENTES DO CUSTO	VARIÁVEL	FATORES
CUSTO DIRETO DE PRODUÇÃO (DMC)		
Matérias-primas	CRM	

COMPONENTES DO CUSTO	VARIÁVEL	FATORES
Tratamento de efluentes	CWT	
Utilidades	CUT	
Mão-de-obra	COL	
Supervisão direta	a*COL	0.1 to 0.25
Manutenção e reparos	b*CAPEX	0.02 to 0.1
Suprimentos operacionais	c*CAPEX	0.002 to 0.02
Taxas de laboratório	d*COL	0.1 to 0.2
Patentes e Royalties	e*OPEX	0 to 0.06
CUSTO FIXOS DE PRODUÇÃO (FMC)		
Depreciação	0.1*CAPEX	0.1
Impostos locais e seguros	0.032*CAPEX **	0.014 to 0.05
Custos indiretos da planta	f*(COL+a*COL+b*CAPEX)	0.5 to 0.7
GASTOS GERAIS		
Custos administrativos	0.15*(COL+a*COL+b*CAPEX)	
Custos de distribuição e vendas	0.11*OPEX	0.02 to 0.2
P&D	0.05*OPEX	0.05

FONTE: Turton *et al.*, 2009

**** Os impostos adotados por esta metodologia tomam como base valores de mercado para os EUA.**

A fórmula geral para cálculo do OPEX é dada pela Equação 8:

$$OPEX = F1*CAPEX + F2*COL + F3*(CRM + CUT + CWT) \quad \textbf{(8)}$$

Aplicando os fatores, a equação transforma-se em:

$$OPEX = 0{,}18*CAPEX + 2{,}73*COL + 1{,}23*(CRM + CUT + CWT) \quad \textbf{(9)}$$

Na Equação 9, os custos com matéria-prima (CRM), os custos com utilidades (CUT) e os custos com tratamento de efluentes (CWT) são calculados com as vazões das correntes envolvidas e os seus respectivos preços. Por fim, para o cálculo do custo com

mão-de-obra (COL), é necessário ter uma estimativa do número de operadores necessário para a planta. Essa estimativa pode ser feita com a Equação 10, que se aplica para processos químicos em geral:

$$N_{op} = 4{,}5\left(6{,}29 + 31{,}7P^2 + 0{,}23N_{eq}\right)^{0{,}5} \qquad \textbf{(10)}$$

onde:

- Nop = número de operadores;
- P = número de operações envolvendo sólidos;
- Neq = número de equipamentos principais

A última etapa dessa análise econômica é a montagem de um Fluxo de Caixa. O método utilizado neste trabalho foi o Fluxo de Caixa Descontado (FCD), que é uma das principais metodologias utilizadas para avaliação econômica de empresas. A abordagem utilizada pelo método determina o valor da empresa através de um fluxo de caixa projetado, descontado por uma taxa que reflita o risco associado ao investimento.

Em linhas gerais, o valor de uma empresa ou planta calculado pelo método FCD é obtido a partir dos seguintes elementos relevantes, apresentados na Tabela 30:

Tabela 30 – Detalhamento dos componentes do Fluxo de Caixa

COMPONENTES	DESCRIÇÃO	FÓRMULA
Custos	OPEX + depreciação	OPEX + d
Impostos	(Receita – Custos – depreciação)*taxa	(R – OPEX – d)*t
Lucro Líquido	Receita – Custos – Impostos	(R – OPEX – d)*(1 – t)
Fluxo de Caixa	Lucro Líquido + depreciação	(R – OPEX – d)*(1 – t) + d

5.2 Resultados Obtidos

5.2.1 CAPEX

Os resultados para cada equipamento, o custo total dos módulos e o custo total *"Grass Roots"* da planta encontram-se na Tabela 31, para os três processos analisados.

Tabela 31 – Resultados do CAPEX por tipo de equipamento e total

EQUIPAMENTOS	*"Joule Thomson"*	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
Compressores	US$ 25.614.676	US$ 23.019.588	US$ 15.368.364
Turbinas	-	US$ 3.250.233	-
Motores	US$ 4.191.616	US$ 3.690.193	US$ 2.211.928
Vasos	US$ 437.980	US$ 437.980	US$ 270.911
Trocadores de Calor	US$ 2.857.367	US$ 2.403.733	US$ 3.344.817
Torres	US$ 2.075.081	US$ 2.107.263	US$ 2.188.585
Peneira Molecular *	US$ 1.000.000	US$ 1.000.000	US$ 1.000.000
Tubos, Cabos e outros *	US$ 3.500.000	US$ 3.500.000	US$ 3.500.000
Custo Total dos Módulos	**US$ 39.676.720**	**US$ 39.408.990**	**US$ 27.884.605**
CUSTO *"GRASS ROOTS"* (CAPEX)	**US$ 70.227.794**	**US$ 69.753.912**	**US$ 49.355.751**

*** Os custos com a Peneira Molecular e com Tubos, Cabos e outros foram obtidos em Vargas, 2010.**

5.2.2 OPEX

No cálculo do OPEX, algumas simplificações foram adotadas. Primeiramente, a matéria-prima da planta em questão tem custo zero, ou seja, é subproduto da produção de gás, e que seria descartada caso não aproveitada. Portanto, em todos os processos, os custos com matérias-primas foram nulos. Em relação aos custos com utilidades, foi considerado que o vapor utilizado nos processos estava disponível na planta, ou seja, o seu custo não foi considerado. Além deste, o inventário de propano não foi calculado, assumindo-se que não há perdas nem, portanto, reposição. Por fim, considerou-se que os rejeitos são enviados para unidade de tratamento disponível na planta. Logo, esse custo também foi desprezado. A equação simplificada utilizada é:

$$OPEX = 0{,}18 * CAPEX + 2{,}73 * COL + 1{,}23 * CUT \qquad \textbf{(11)}$$

Foram calculados os custos com mão de obra adotando-se o número de operadores calculado de acordo com a Equação 10 e um salário médio anual de US$ 45.300 por ano. Na Tabela 32, a seguir, é apresentado o resultado obtido para o OPEX de cada processo. O custo com utilidades está detalhado na Tabela 33 e, na

Tabela 34, encontram-se os preços utilizados para as utilidades.

Tabela 32 – Resultados do OPEX dos processos

CORRENTES	*"Joule Thomson"*	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
CAPEX "GRASS ROOTS" (US$)	70.227.794	69.753.912	49.355.751
COL (US$/ano)	634.200	634.200	634.200
UTILIDADES (US$/ano)	8.271.871	6.222.980	5.434.895
OPEX (US$/ano)	**24.604.793**	**21.989.881**	**17.340.232**

Tabela 33 – Resultados dos custos de utilidades

UTILIDADES	*"Joule Thomson"*	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
ÁGUA DE RESFRIAMENTO			
Trocadores de Calor	11.511.613 t/ano	9.422.158 t/ano	11.335.585 t/ano
Condensadores	617.643 t/ano	620.349 t/ano	622.874 t/ano
CUSTO	**179.513 US$/ano**	**148.629 US$/ano**	**176.985 US$/ano**
ELETRICIDADE			
Compressores	481.688 GJ/ano	439.429 GJ/ano	312.971 GJ/ano
Turbinas	0	-77.860 GJ/ano	0
CUSTO	**8.092.358 US$/ano**	**6.074.350 US$/ano**	**5.257.910 US$/ano**
CUSTO TOTAL COM UTILIDADES			
CUSTO (US$/ano)	**8.271.871**	**6.222.980**	**5.434.895**

Tabela 34 – Custos das Utilidades

CUSTOS	PREÇO
Vapor de Baixa (USD/t)	27,70
Água de Resfriamento (USD/t)	0,01
Eletricidade (USD/GJ)	16,80

CUSTOS	PREÇO
Propano (USD/GJ)	13,11

FONTE: Turton *et al.*, 2009

5.2.3 Fluxo de Caixa

O período utilizado para análise do comportamento dos processos foi de 20 anos. Para o cálculo do Fluxo de Caixa, além do CAPEX e do OPEX, é necessária a receita dos processos. Foi considerado como receita apenas a venda das correntes de LGN. A Receita está detalhada na Tabela 35, e os preços dos produtos, na Tabela 36:

Tabela 35 – Resultados das receitas

CORRENTES	*"Joule Thomson"*	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
CORRENTES LÍQUIDAS			
C3 (STD m³/d)	47,92	47,96	49,27
C4 (STD m³/d)	86,33	86,37	87,50
C5+ (STD m³/d)	124,55	124,57	125,31
Vazão Total	258,8 STD m³/d	258,9 STD m³/d	262,1 STD m³/d
RECEITA TOTAL			
RECEITA (US$/ano)	32.072.485	32.085.262	32.467.244

Tabela 36 – Custos dos Produtos

CUSTOS	PREÇO
C_3 ($/STD m3)	295,00
C_4 ($/STD m3)	400,00
C_5^+ ($/STD m3)	345,00

FONTE: Vargas, 2010

As premissas utilizadas no cálculo do fluxo de caixa foram:

- O Investimento foi dividido em duas parcelas, 60% no primeiro ano e 40% no segundo ano;

- A depreciação foi calculada através do método MACRS ("*Modified Accelerated Cost Recovery System*") a partir do terceiro ano, após o término do investimento e a entrada em operação da planta;
- Para o Lucro Líquido e do Fluxo de Caixa, foi utilizada uma taxa de impostos total de 45%;
- No fluxo de caixa descontado, foi considerada uma taxa de risco de 10%.

Os resultados estão apresentados a seguir, na forma gráfica. Sabe-se que a Taxa Interna de Retorno (TIR) é a taxa de desconto que torne o Valor Presente Líquido (VPL), ou Fluxo de Caixa Descontado, do projeto zero.

De acordo com a Figura 31, o processo *"Joule Thomson"* não apresentou retorno do investimento nos 20 primeiros anos de operação. O VPL será negativo ao final dos primeiros 20 anos de operação, com valor em torno de - 15 milhões.

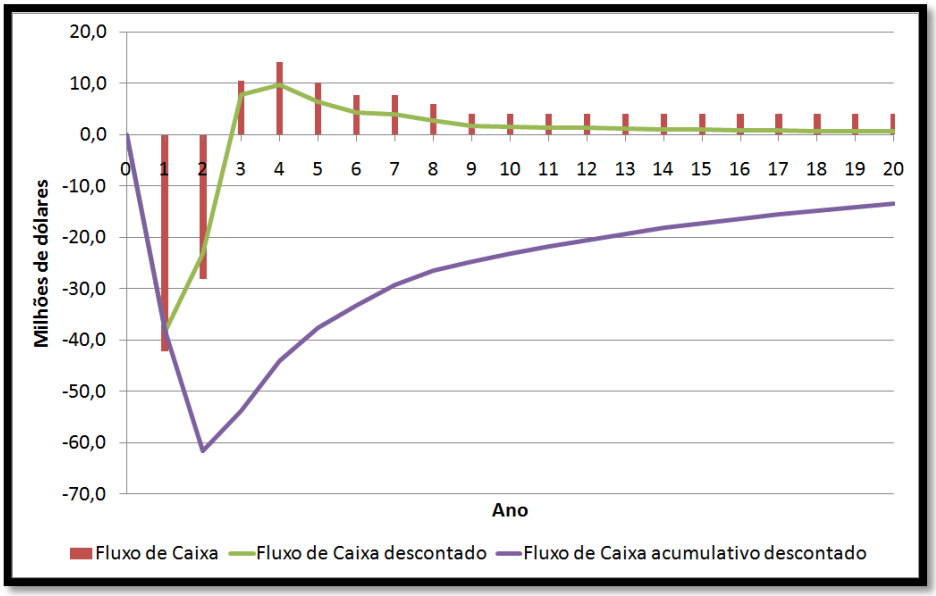

Figura 31 – Fluxo de Caixa do Processo "*Joule Thomson*"

Já para o Processo *"Turbo Expansor"*, o Fluxo de Caixa é apresentado na Figura 32. Nota-se que este também não apresentou retorno do investimento nos 20 primeiros anos de operação. No entanto, de acordo com o gráfico, com poucos anos adicionais, o Fluxo de Caixa Descontado do projeto chegaria à zero. O VPL, ao final dos primeiros 20 anos, será negativo e em torno de - 5 milhões.

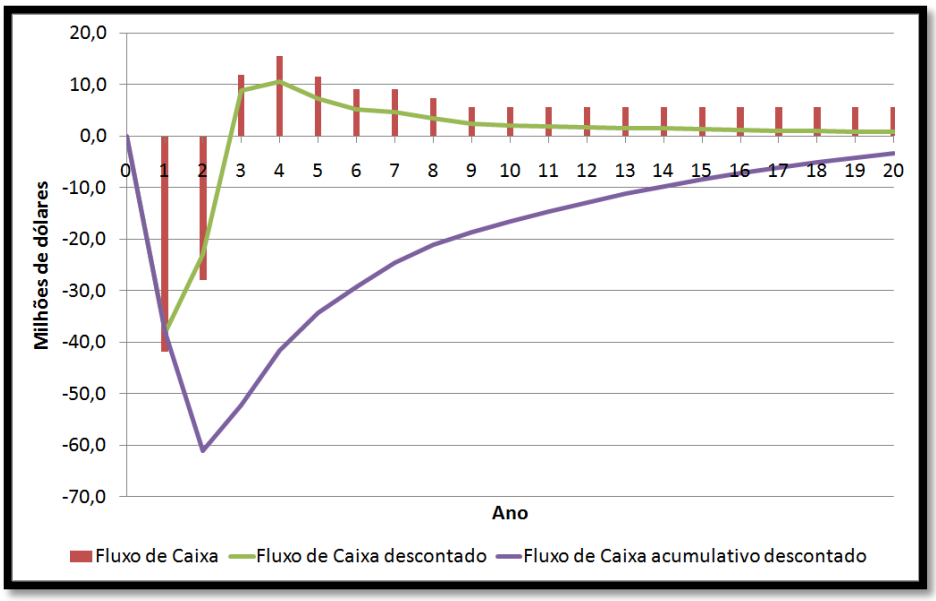

Figura 32 – Fluxo de Caixa do Processo *"Turbo Expansor"*

Para o Processo Criogênico, o Fluxo de Caixa é mostrado na Figura 33:

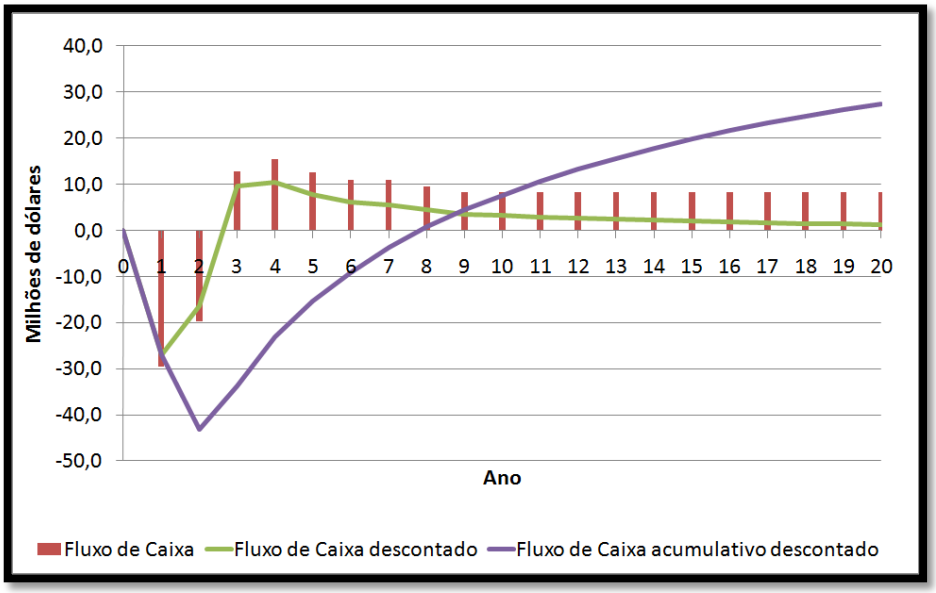

Figura 33 – Fluxo de Caixa do Processo Criogênico

De acordo com a Figura 33, o Processo Criogênico foi o único que se mostrou viável economicamente, onde a TIR ocorrerá por volta do oitavo ano de vida da planta. O VPL, ao final dos primeiros 20 anos, estará em torno de 30 milhões.

5.3 Discussão dos Resultados

Em relação ao CAPEX, o processo que apresentou o menor custo foi o Criogênico. Os outros dois processos apresentaram custos altos com compressores (os equipamentos mais caros). Essa constatação se deve ao fato de estes processos apresentarem uma etapa inicial de compressão. Em relação ao OPEX, o processo que apresentou o menor custo também foi o Criogênico. Enquanto os custos da água de resfriamento foram similares em todos os processos, os gastos com eletricidade foram mais altos nos outros dois processos, também devido à etapa inicial de compressão.

Por fim, conforme pode ser observado no gráfico comparativo da Figura 34, considerando apenas a venda de LGN como receita, o processo Criogênico é o que apresentou melhor desempenho, com maior viabilidade econômica.

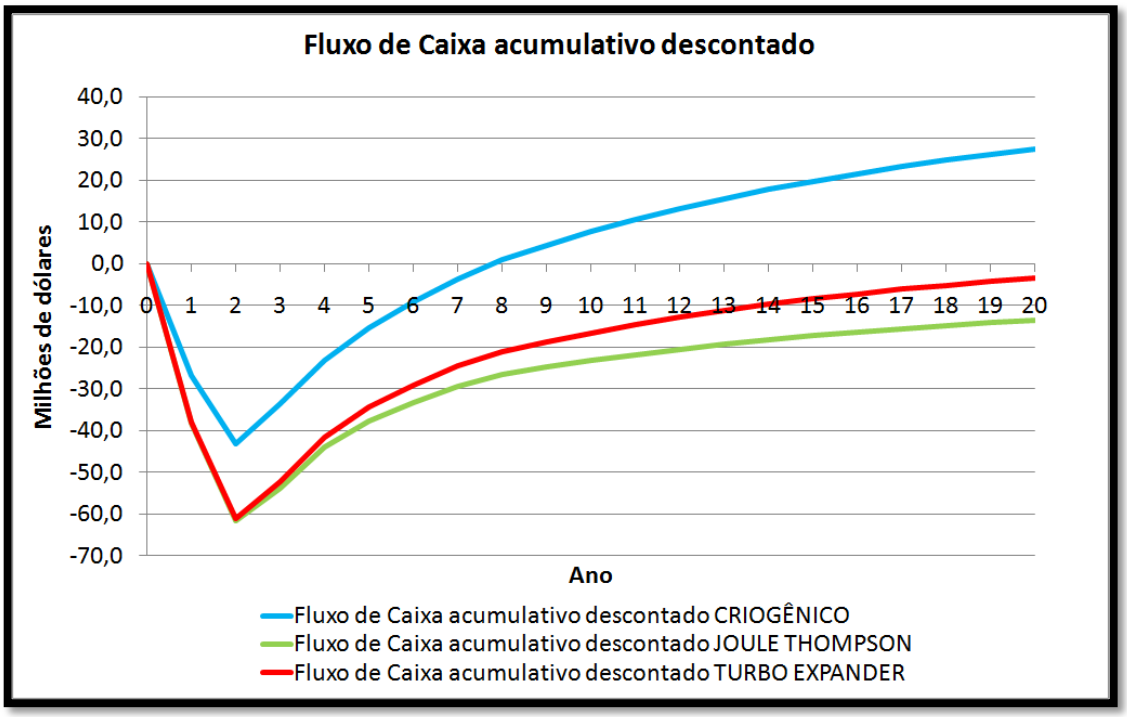

Figura 34 – Comparação dos Fluxos de Caixa dos três processos

CAPÍTULO 6 – ESTUDO DE CASO: O Pré-Sal Brasileiro

Este capítulo visa aplicar o resultado do estudo anterior, de escolha de um processo viável tecnicamente e economicamente de Recuperação de LGN de correntes ricas em gás ácido, a um caso de interesse do Setor Petrolífero Brasileiro.

A camada pré-sal possui cerca de 800 quilômetros de extensão e 200 quilômetros de largura, e vai desde o litoral do Espírito Santo até Santa Catarina. A primeira área avaliada – Tupi, com suas reservas estimadas entre 5 e 8 bilhões de barris de óleo – foi classificada como o maior campo de petróleo descoberto no mundo. A Figura 35 mostra alguns detalhes e a localização deste reservatório, que, conforme apontado no CAPÍTULO 1 – Introdução, tem grande volume de gás associado com concentrações de CO_2 bem maiores do que as das demais reservas do país.

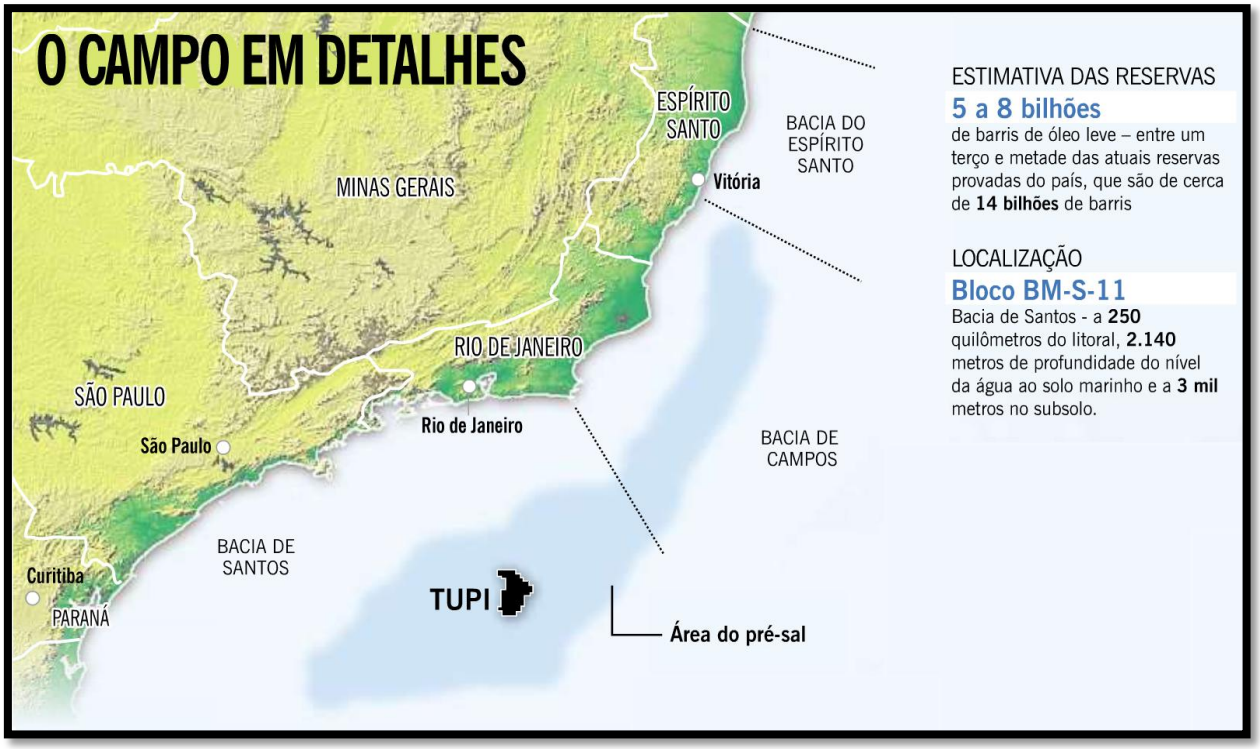

Figura 35 – Detalhes e Localização do Campo de Tupi

FONTE: http://oglobo.globo.com/economia/mat/2010/07/23/tupi-governo-antecipa-para-setembro-producao-no-megacampo-do-pre-sal-na-bacia-de-santos-917231606.asp

De acordo com a estratégia de exploração da PETROBRAS, o reservatório de Tupi é o único na área do Pré-Sal para o qual já se divulgou um cronograma inicial de exploração. Em 2010, a viabilidade da produção em larga escala começou a ser testada através do Piloto de Tupi. Somente para 2017 está previsto o desafio da produção significativa do campo (Fraga, 2008).

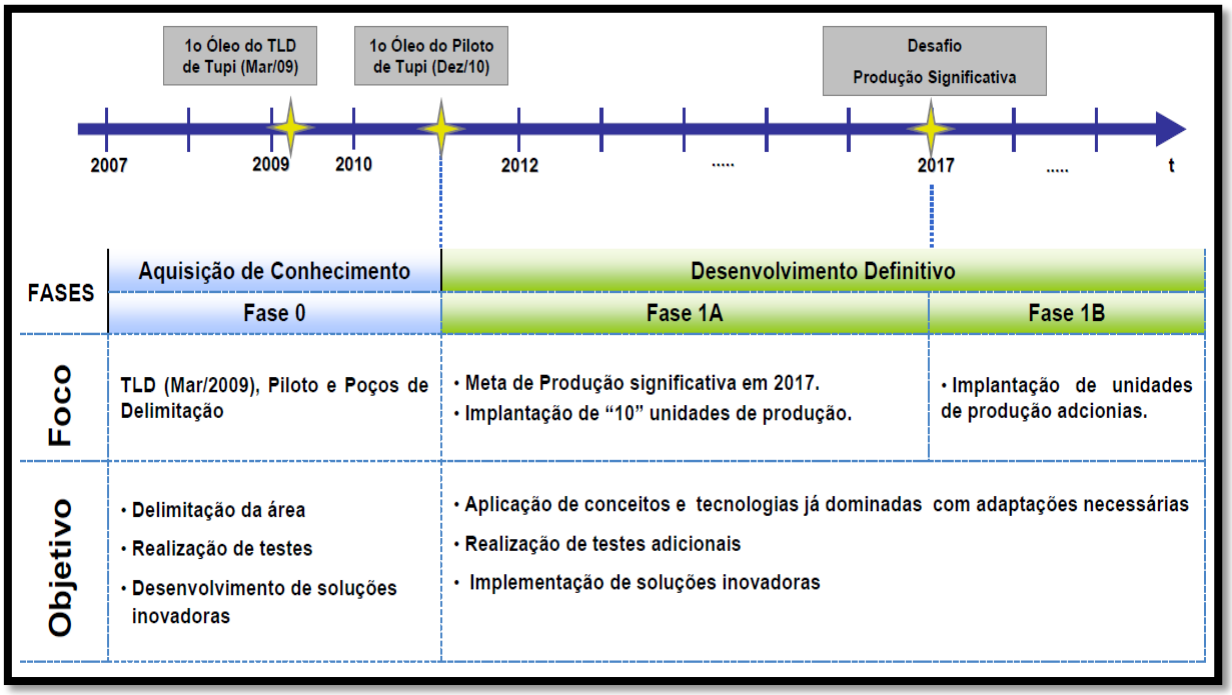

Figura 36 – Estratégia de Desenvolvimento do Pré-Sal

FONTE: Fraga, 2008

Assim, com a importância deste Piloto de Tupi para história do setor de petróleo nacional, este foi o escolhido como estudo de caso para este trabalho.

6.1 O piloto de Tupi

As expectativas a respeito do início da operação do Piloto de Tupi são grandes. A plataforma FPSO Cidade Angra dos Reis, que será a unidade produtora, já se encontra na sua localização. "(...) Com capacidade para produzir até 100 mil barris de petróleo por

dia, a plataforma dará início à produção efetiva do maior campo de petróleo até agora descoberto no Brasil, com reservas estimadas entre 5 bilhões e 8 bilhões de barris de petróleo." *(Jornal Valor Econômico – "Sistema Piloto de Tupi recebe primeira plataforma" – 23/09/2010)*

No entanto, ainda se sabe muito pouco sobre a composição do gás presente no campo de Tupi, tampouco o seu volume (França, 2007). Só se sabe que as proporções desde campo são gigantescas: "Tudo em Tupi é superlativo, até mesmo a incerteza. Foi essa a razão de a Petrobras, ao anunciar o volume de reservas recuperáveis do reservatório, informar que elas podem variar entre 5 bilhões e 8 bilhões de barris. Note-se que há aí uma diferença de 60%. Não é pouco. Essa diferença de 3 bilhões de barris corresponde a 21% de todas as atuais reservas provadas brasileiras. Só será possível conhecer com razoável grau de certeza o total a ser produzido ali quando os aspectos científicos da província forem mapeados e quando se souber a estratégia de produção a ser adotada." *(Revista Veja – "O desafio a vencer em Tupi" – 29/12/2007)*

De acordo com testes e suposições preliminares, estima-se que o campo possui um óleo leve com grau API na faixa de 20 – 30°; além de um gás natural associado com uma razão gás-óleo (GOR) em torno de 220 m^3/m^3 e com composição de CO_2 na faixa de 8 a 12%, o que difere este campo dos demais, que apresentam concentrações bem menores desse gás ácido (Formigli, 2008). "Em Tupi, o primeiro gigante encontrado no pré-sal da bacia de Santos, a proporção é de 12%, mas esse índice não é o mesmo em Guará, onde a presença de CO_2 é muito pequena, e nem em Iracema, onde é ínfima." *(Jornal Valor Econômico – "Petrobras testa tecnologias para "seqüestrar" CO_2" – 01/12/2009)*

Sobre a capacidade do Piloto de Tupi, estima-se que a produção diária atingirá a previsão de 100 mil barris diários em 2012, através de cinco poços produtores. Algumas das informações que já foram divulgadas são apresentadas na Figura 37.

Figura 37 – Informações sobre o Piloto de Tupi

FONTE: Filho, 2008 – adaptado pelo autor

O piloto pretende utilizar a técnica de EOR desde o começo de sua operação. Para tal, este apresenta três poços injetores, sendo que dois deles são para reinjeção de GN e CO_2: "O projeto piloto de Tupi, previsto para entrar em operação em dezembro de 2010, prevê cinco poços produtores de petróleo e gás e três poços injetores, sendo dois para reinjeção de gás e CO_2 e outro para injeção de água. Também existe a possibilidade de reinjeção do CO_2 e do gás em campos cuja produção já se esgotou ou em cavernas de sal." *(Jornal Valor Econômico – "Petrobras testa tecnologias para "seqüestrar" CO_2" – 01/12/2009)*

Sendo assim, de uma forma resumida, a planta proposta por este estudo de caso parte de uma corrente trifásica (composta por óleo, gás natural e água), representativa do campo de Tupi. A fração gasosa dessa corrente, após ser separada em um Separador Trifásico de Produção, é encaminhada para uma Unidade de Remoção de CO_2. A corrente de gás ácido rica em CO_2 resultante é encaminhada para uma Unidade de Recuperação de LGN (com a tecnologia apontada no capítulo anterior) para, posteriormente, ser re-comprimida e reinjetada no reservatório.

Dessa forma, diante do desconhecimento dos dados, foi necessário, para simulação do processo também no software UNISIM DESIGN, estimar uma composição para a o gás natural presente no poço. Essa estimativa foi feita baseada em uma composição conhecida de outro campo, atualizando-se a concentração de CO_2 para a faixa do Pré-Sal e mantendo a relação dos demais componentes. A corrente então utilizada na simulação está detalhada na Tabela 37.

Tabela 37 – Composição Estimada do Gás Natural do Campo de Tupi

COMPONENTES	MARLIM (%molar)	TUPI* (%molar)
CO_2	0,0043	0,1522
Metano (C_1)	0,7874	0,6820
Etano (C_2)	0,0566	0,0490
Propano (C_3)	0,0397	0,0344
i-Butano (i-C_4)	0,0144	0,0125
n-Butano (n-C_4)	0,0306	0,0265
i-Pentano (i-C_5)	0,0109	0,0094
n-Pentano (n-C_5)	0,0184	0,0159
Superiores (C_6^+)	0,0350	0,0156
Nitrogênio (N_2)	0,0028	0,0024

*** A estimativa da composição molar do GN de Tupi foi obtida através da normalização, no UNISIM DESIGN, da composição do GN do campo de Marlim utilizando uma concentração de 15% de CO_2. Ressalta-se que não se trata de um dado real, apenas uma estimativa adotada neste trabalho.**

FONTE: Monteiro, 2009 - adaptado

6.2 Preparação do Gás de Processo

Para representação da corrente trifásica do campo de Tupi, foi considerada a composição do GN apresentada anteriormente e uma densidade de 28°API para o óleo, além de um GOR de 220 m^3/m^3. Os dados de processo utilizados para essa corrente estão mostrados na Tabela 38.

Tabela 38 – Dados de Processo para a corrente Trifásica

DADOS	VALORES
Vazão Volumétrica	100 mil bopd
Temperatura	60°C *
Pressão	5 bar **

*** Este valor representa a temperatura aproximada do óleo no poço.**

**** Esta é a pressão considerada quando o óleo chega à plataforma. No campo de Tupi, a aproximadamente 6.000 m de profundidade, a pressão estimada é de 580 bar.**

FONTE: Formigli, 2007

Inicialmente, a corrente trifásica que chega a plataforma FPSO deve passar por um Separador de Produção Trifásico, com o objetivo de separar as fases líquidas da fase gasosa. Neste trabalho, a fase de interesse é a gasosa, que apresenta uma concentração de CO_2 de, aproximadamente, 15%. As correntes de água e óleo produzido resultantes não são escopo deste estudo. O fluxograma para a primeira fase dessa etapa é mostrado na Figura 38.

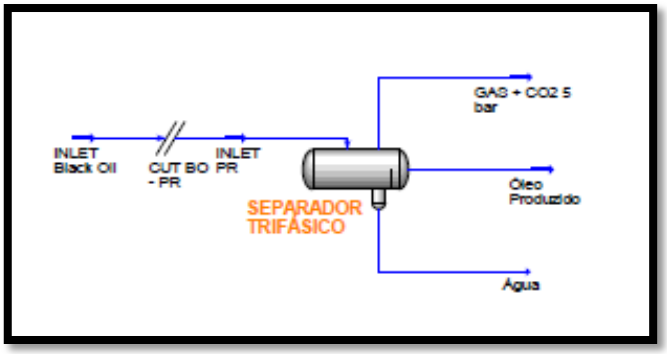

Figura 38 – Fluxograma da Etapa de Preparação do Gás de Processo (FASE 1)

Após comprimido e resfriado até a temperatura de 35°C, a próxima etapa do processo é a captura do CO_2 na Unidade de Remoção.

6.3 Processo de Captura do CO_2 do Gás Natural

Dentre os processos disponíveis para captura de CO_2 do gás natural apresentados no item 2.3, o que foi selecionado para utilização neste trabalho foi a Absorção Química através de solução aquosa de aminas.

O processo de tratamento com aminas se enquadra na categoria dos processos de tratamento regenerativos, em que se emprega uma solução aquosa de uma ou mais aminas como solvente. Tem por objetivo remover componentes ácidos, principalmente H_2S e CO_2, das correntes a serem tratadas, sendo que outros contaminantes que apresentem reações ácidas em soluções aquosas são passíveis de sofrerem remoção parcial através desse tratamento.

Existem diversas aminas que são empregadas comercialmente nesse tipo de processo. Cada uma delas possui diferentes características e aplicações.

Já existem diversos projetos industriais de captura de CO_2 com aminas em funcionamento no mundo. Alguns exemplos são citados a seguir, especificando-se o tipo de amina que foi utilizado em cada um deles:

Tabela 39 – Projetos Industriais de Captura de CO_2 por absorção com aminas

PROJETO	LOCAL	SOLVENTE	CO_2 capt.	DESCRIÇÃO
Usina Elétrica Shady Point	Oklahoma, EUA	**MEA**	200 t/d	Geração de eletricidade e produção de CO_2 de grau alimentício
Usina Elétrica Warrior Run	Maryland, EUA	**MEA**	N.D.	Geração de eletricidade e produção de CO_2 de grau alimentício
Usina de co-geração Bellingham	Massachussets, EUA	**MEA (30%)**	350 t/d	Geração de eletricidade e produção de CO_2 de grau alimentício
Planta de Produção de Metanol Prosint	Rio de Janeiro, Brasil	**MEA (30%)**	90 t/d	Geração de eletricidade, captura e seqüestro geológico de CO_2
Indústria Química Sumitomo	Chiba, Japão	**MEA (30%)**	150 t/d	Geração de eletricidade e produção de CO_2 de grau alimentício
Cia de Fertilizantes	Uttar Pradesh,	**MEA**	150 t/d	Produção de fertilizantes e

PROJETO	LOCAL	SOLVENTE	CO_2 capt.	DESCRIÇÃO
The Indo Gulf	Índia	**(30%)**		utilização de CO_2 na produção de uréia
Luzhou Natural Gas Chemicals	Luzhou, China	**MEA (30%)**	160 t/d	Produção de uréia e amônia (utilização de CO_2 na produção de uréia)
Cia de Fertilizantes Petrronas	Malásia	**KS-1**	160 t/d	Produção de uréia e amônia (utilização de CO_2 na produção de uréia)

FONTE: Monteiro, 2009 – adaptado pelo autor

Embora várias aminas possam ser usadas em solução aquosa para o tratamento de componentes ácidos, a de maior aplicação para as correntes geradas nos processos de refino é a dietanolamina (DEA).

Essa realidade, entretanto, vem se modificando ao longo dos últimos anos, com uma participação crescente da utilização da metildietanolamina (MDEA). Isso porque o uso de solventes a base de MDEA permite uma menor circulação de solução, quando comparado com aqueles a base de DEA, viabilizando aproveitar unidades existentes em empreendimentos de aumento de capacidade das plantas industriais ou resultando em projetos de menores investimentos em plantas novas.

Nas refinarias da Petrobras, a quase totalidade das unidades de tratamento com aminas em operação hoje em dia faz uso da DEA. No entanto, as novas refinarias em fase de projeto já seguem a tendência mundial, tendo sido escolhidos sistemas de tratamento a base de MDEA.

Adotou-se, neste estudo, a separação por absorção em solução de etanolaminas posto que:

a) não há literatura aberta sobre o processo adotado pela PETROBRAS no Pré-Sal, e

b) a tecnologia ser utilizada pela Statoil no campo de Sleipner. Este processo convencional de captura de CO_2 foi projetado com o desafio de ser compacto o suficiente para estar localizado *offshore* no Mar do Norte, a 250 km da costa.

No fluxograma proposto neste trabalho, como a pressão requerida pela Absorvedora (coluna de absorção de CO_2 com aminas) é de 50 bar, foi necessária uma segunda fase na etapa de Preparação do Gás de Processo, que consiste na compressão do gás até essa

pressão. Nessa segunda fase, além da compressão, o gás tem sua temperatura diminuída em um Resfriador com água, o que também é um requisito da Absorvedora. O fluxograma para a segunda fase é mostrado na Figura 39, onde, foi representado apenas um conjunto formado por um compressor mais um resfriador. No entanto, para se elevar a pressão do fluido de 5 bar para 50 bar, são necessários três estágios de compressão, com razão de compressão de, aproximadamente, 2,2. Essa representação foi adotada por motivos de simplificação. O fluxograma de captura é apresentado na Figura 40.

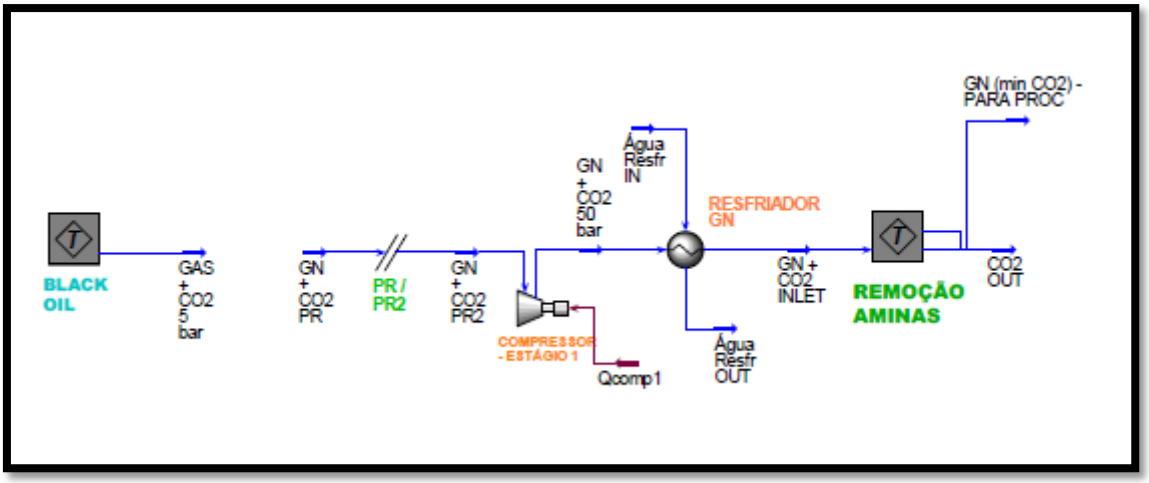

Figura 39 – Fluxograma da Etapa de Preparação do Gás de Processo (FASE 2)

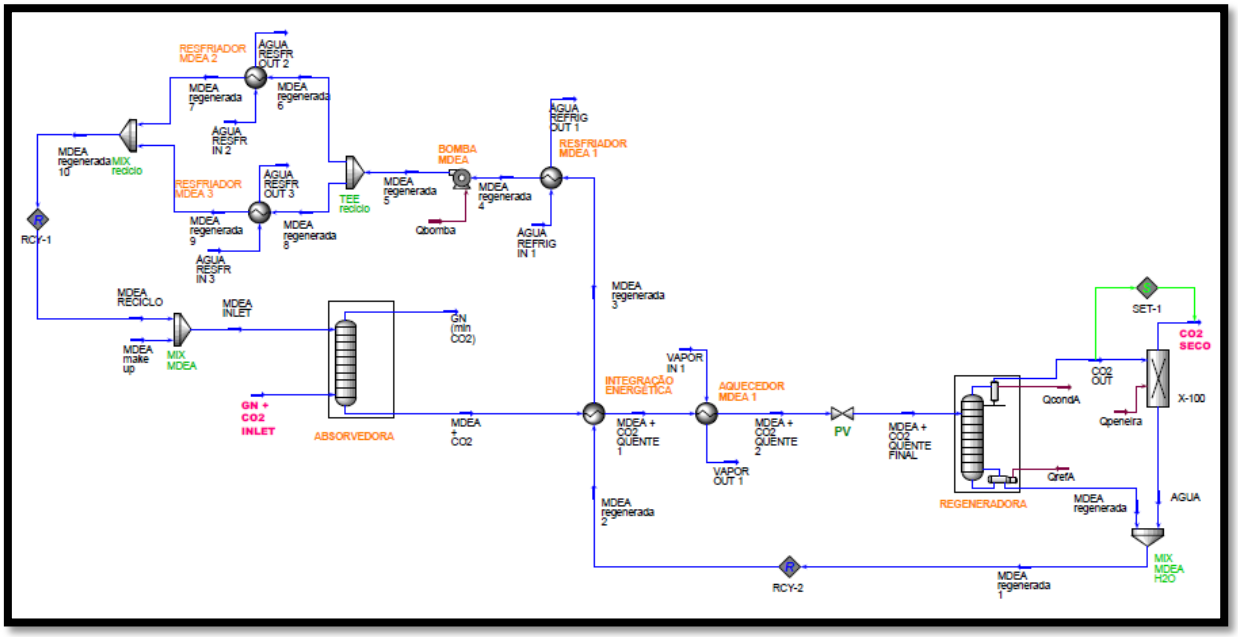

Figura 40 – Fluxograma da Etapa de Remoção de CO_2

O processo envolve duas colunas de destilação:

- **Coluna Absorvedora**, onde ocorre a absorção química dos solutos gasosos ácidos via contato em contracorrente com solvente descendente. Esta coluna opera com pressões moderadas (até 70 bar) e temperaturas baixas (25 a 70°C) (Barbosa, 2004).

- **Coluna Regeneradora**, que é responsável pela regeneração do solvente por esgotamento dos solutos via contato em contracorrente com vapor ascendente. O Esgotador opera em condições contrárias ao Absorvedor: temperaturas elevadas (110 a 140°C) e pressões menores (1 a 3 bar) (Barbosa, 2004).

Nesse trabalho, os dados de temperatura e pressão utilizados para as colunas são mostrados na Tabela 40. A corrente gasosa rica em CO_2, proveniente da Etapa de Preparação do Gás de Processo, alimenta a **Absorvedora** nas condições descritas na tabela:

Tabela 40 – Dados de T e P das Colunas de Destilação

DADOS	ABSORVEDORA	REGENERADORA
Temperatura	35°C	92°C
Pressão	50 bar	1,1 bar

Uma corrente com 50% p/p de MDEA é alimentada em contracorrente obtendo-se, no fundo da coluna, a corrente de MDEA rica em CO_2. No topo, é removido o Gás Natural para processamento, com a concentração de CO_2 atendendo a especificação da ANP, Regulamento Técnico ANP 2/2008 da Resolução ANP 16, de 17/06/2008. Em relação ao CO_2, na região Sul, Sudeste e Centro-Oeste, a fração volumétrica permitida é de 4,0% (Nakao, 2010). Além do CO_2, a MDEA também é capaz de absorver alguma quantidade de hidrocarbonetos, os conhecidos LGN's, que serão posteriormente recuperados em unidade a jusante.

A corrente de fundo é enviada à coluna **Regeneradora**, sendo previamente aquecida em duas etapas: primeiramente, pela integração energética com a corrente de fundo da coluna Regeneradora, composta por MDEA e Água, que é reciclada para a coluna **Absorvedora**. O restante do aquecimento se dá por um Aquecedor com Vapor de Média pressão superaquecido, a 16 bar e 25°C. Após o aquecimento, a quebra da pressão de 50 bar para 1,1 bar se dá em uma válvula de controle de pressão.

A corrente de topo da coluna **Regeneradora** é rica em gás ácido seco. Para garantir remoção de água residual a fim de evitar a formação de hidratos, emprega-se neste trabalho uma peneira molecular. A corrente de fundo, com a MDEA pobre, é re-circulada para a coluna **Absorvedora** para um novo ciclo de absorção.

6.4 Processo de Recuperação de LGN da corrente rica em CO_2

A corrente de topo da coluna **Regeneradora**, que é rica em gás ácido seco, é encaminhada para a Unidade de Recuperação de LGN. O processo de Recuperação de LGN selecionado foi o indicado pela análise técnica e econômica realizada nos capítulos anteriores: o **Criogênico**. Para simular essa etapa com as mesmas condições utilizadas anteriormente, isto é, com 13,8 bar na entrada da unidade, foi necessária uma etapa de compressão, pois a corrente proveniente da coluna **Regeneradora** está a 1 bar. Foram utilizadas as mesmas premissas de projeto adotadas para as três colunas de fracionamento apresentadas na Tabela 5 - Premissas de Projeto da Etapa de Fracionamento.

A Figura 40 mostra o fluxograma utilizado, similar ao apresentado no estudo comparativo (capítulos anteriores):

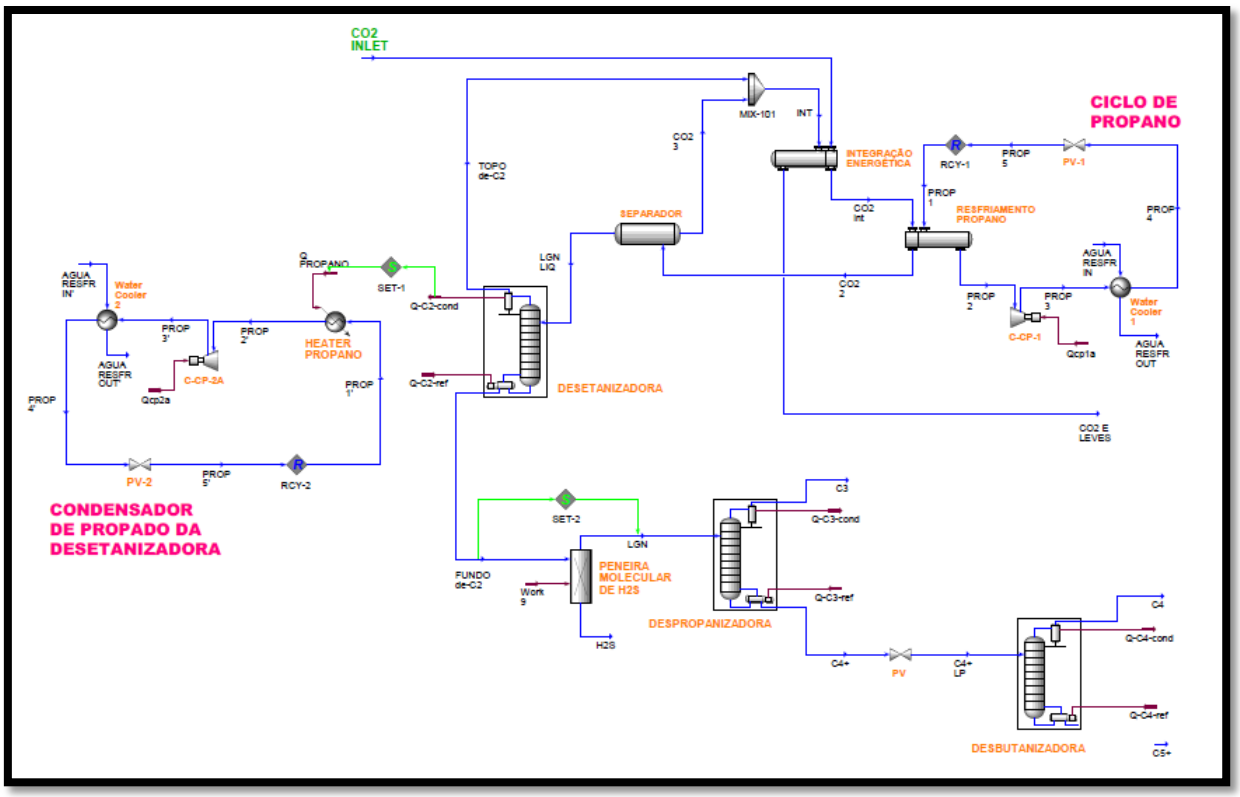

Figura 41 – Fluxograma da Etapa de Recuperação de LGN da Corrente Rica em CO_2

6.5 Processo de Compressão e Injeção do CO_2

A última etapa do processo consiste na compressão, em três estágios, da corrente formada por CO2 e componentes leves (C1 e C2). Após os estágios de compressão, a corrente passa pelos três dutos descritos na Tabela 6 - Premissas de Projeto da Etapa de Compressão e Injeção, chegando à pressão de 569,5 bar, similar à pressão do reservatório de Tupi.

Na Figura 42, mostra-se o fluxograma utilizado, similar ao apresentado no estudo comparativo (capítulos anteriores).

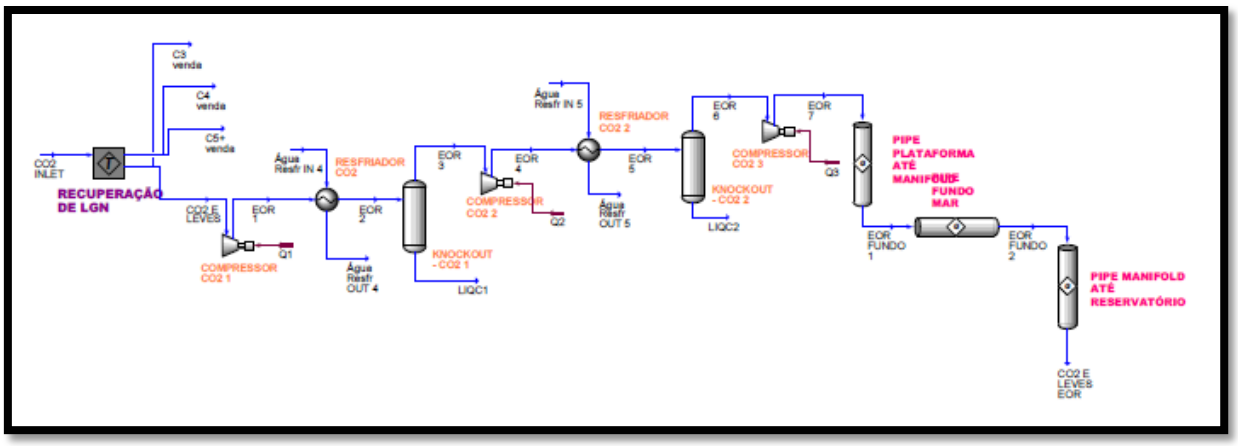

Figura 42 – Fluxograma da Etapa de Compressão e Injeção do CO_2

6.6 Resultados e Dimensionamento

Nesse capítulo, foram simuladas e apresentadas quatro etapas ou unidades da planta proposta: a preparação do gás de processo, a Unidade de Captura do CO_2 do Gás Natural, a Unidade Criogênica de Recuperação de LGN e a etapa de compressão para reinjeção da corrente de gás ácido. No entanto, optou-se por apresentar os resultados de processo e dimensionamento, além da análise econômica, apenas para a Unidade Criogênica de Recuperação de LGN. Isso porque não existe base de comparação dos resultados na literatura para as demais etapas e unidades, necessária à validação dos resultados obtidos nesse estudo de caso com aqueles obtidos nos capítulos anteriores.

6.6.1 Dados de Processo e Consumo de Utilidades

As condições das principais correntes de entrada e saída da planta são apresentadas na Tabela 41. O consumo líquido de utilidades e suprimentos gastos na Etapa de Recuperação de LGN está detalhado na Tabela 42.

Tabela 41 – Condições das Principais correntes

PARÂMETROS		C3 venda	C4 venda	C5+ venda	CO2 E LEVES EOR
Temperatura (°C)		40,0	41,2	90,4	123,6
Pressão (bar)		13,0	4,0	6,0	569,5
Vazão Molar (MMSCFD)		0,015	0,003	0,008	108,0
Vazão Mássica (Kg/h)		32,74	8,02	28,86	229.333
Composição (% molar)	N_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
	CO_2	0,0000	0,0000	0,0000	0,9480
	H_2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	C_1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0480
	C_2	0,0001	0,0000	0,0000	0,0027
	C_3	0,9700	0,0523	0,0000	0,0011
	i-C_4	0,0136	0,2384	0,0017	0,0000
	n-C_4	0,0161	0,6516	0,0318	0,0000
	C_5^+	0,0001	0,0577	0,9666	0,0000
	H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela 42 – Consumo Líquido de Utilidades – Processo Criogênico

UTILIDADE / SUPRIMENTO	QUANTIDADE
VAPOR (t/h)	1.099
ÁGUA DE RESFRIAMENTO (t/ano)	955
ELETRICIDADE (GJ/h)	26
PROPANO (GJ/h)	36

6.6.2 Dimensionamento dos Equipamentos

A Tabela 43 mostra, para cada **compressor**, o tipo (centrífugo, alternativo ou axial) e a potência em kW.

Tabela 43 – Dimensionamento dos Compressores – Estudo de Caso

NOME DO COMPRESSOR	POTÊNCIA (kW)	TIPO
C-CP-1	4.814	Centrífugo
C-CP-2A	2.268	Centrífugo
COMPRESSOR CO2 1	4.090	Centrífugo
COMPRESSOR CO2 2	4.360	Centrífugo
COMPRESSOR CO2 3	3.613	Centrífugo

Para os **vasos de *knock-out***, são apresentados na Tabela 44 o volume em m^3, o diâmetro em metros, a altura em metros e a pressão de projeto do vaso em bar.

Tabela 44 – Dimensionamento dos Vasos de *Knock-out* – Estudo de Caso

NOME DO VASO	Volume (m^3)	Diâmetro (m)	Altura (m)	P proj. (bar)
SEPARADOR	8,12	2,35	9,39	15,0
KNOCKOUT - CO2 1	1,66	0,68	2,73	34,5
KNOCKOUT - CO2 2	1,66	0,68	2,73	85,8

No caso dos **trocadores de calor**, são relacionados na Tabela 45 as utilidades de troca térmica (água de resfriamento, vapor de baixa pressão a 5 bar e propano), as temperaturas médias logarítmicas (LMTD) em °C, as pressões do lado dos tubos em bar, as pressões do lado do casco em bar e as áreas de troca térmica, em m^2.

Tabela 45 – Dimensionamento dos Trocadores de Calor – Estudo de Caso

NOME DO TROCADOR	UTILIDADE	LMTD (°C)	P tubo (bar)	P casco (bar)	Área final (m^2)
RESFRIAMENTO PROPANO	Propano	9,42	13,55	1,10	1425
INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	-	31,44	13,80	13,00	155
Water Cooler 1	Água	17,45	13,44	1,01	2.345
Water Cooler 2	Água	17,45	13,44	1,01	1.105

NOME DO TROCADOR	UTILIDADE	LMTD (°C)	P tubo (bar)	P casco (bar)	Área final (m²)
REF DESETA	Vapor	185,63	14,00	5,00	30
COND DESETA	Propano	8,19	13,00	1,10	766
REF DESPROP	Vapor	35,29	15,00	5,00	0,31
COND DESPROP	Água	16,97	13,00	1,01	0,13
REF DESBUT	Vapor	65,92	6,00	5,00	0,09
COND DESBUT	Água	19,94	4,00	1,01	0,41
RESFRIADOR CO2	Água	14,60	31,9	1,0	711
RESFRIADOR CO2 2	Água	20,52	78,5	1,0	905

Para as **colunas de destilação** de pratos, são apresentados: o número de Pratos Teóricos, a eficiência, a altura em metros e o diâmetro em metros (Tabela 46).

Tabela 46 – Dimensionamento das Colunas de Destilação – Estudo de Caso

NOME DA COLUNA	Nº de Pratos Teóricos	Eficiência	Altura (m)	Diâmetro (m)
DESETANIZADORA	35	80%	22,61	1,79
DESPROPANIZADORA	25	80%	16,00	0,10
DESBUTANIZADORA	10	80%	6,08	0,10

6.6.3 Discussão dos Resultados

Em relação às vazões de produtos, as correntes para venda (C_3 venda, C_4 venda e C_{5+} venda) apresentaram resultados bem inferiores quando comparados aos resultados obtidos com a corrente da literatura de rejeito da produção de gás natural sintético, utilizada como base nas simulações da etapa de comparação dos processos.

Em relação ao propano (C_3 venda), enquanto os processos do estudo comparativo apresentavam uma vazão em torno de 1.000 kg/h, no estudo de caso essa corrente apresentou uma vazão de apenas 32,74 kg/h. O mesmo ocorreu com as correntes de butano (C_4 venda) e gasolina natural (C_{5+} venda): 2.100 kg/h contra 8,02 kg/h e

3.200kg/h contra 28,86 kg/h, respectivamente. Em relação à corrente de CO_2 e LEVES EOR, as vazões foram bem próximas: em média 250.000 kg/h nos processos do estudo comparativo contra 229.333 kg/h do estudo de caso.

Diante dos resultados, constata-se que a corrente da literatura rica em CO_2 apresentava uma quantidade maior de hidrocarbonetos pesados (91,87% de CO_2 e 8,13% dos demais) do que a corrente obtida no topo da regeneradora (95,30% de CO_2 e 4,70% dos demais), apesar de ambas terem sido simuladas com vazões similares.

Tal fato pode ser explicado por dois motivos: primeiro, comparando-se a Tabela 4 com a Tabela 37, que apresentam as composições das correntes de entrada do processo criogênico, percebe-se que a relação entre os hidrocarbonetos é bem diferente. Enquanto a corrente de gás natural sintético da literatura apresenta proporções similares e equilibradas de todos os hidrocarbonetos, dos mais leves aos mais pesados, a corrente obtida da Unidade de Remoção de CO_2, a partir da corrente proposta para o campo de Tupi, apresenta uma proporção muito maior de metano (C_1), em torno de 80%, e proporções menores dos hidrocarbonetos mais pesados.

Outro fato que afeta esse resultado é o desempenho da coluna Absorvedora. Caso o rendimento da absorção fosse menor, ou seja, mais hidrocarbonetos do GN fossem levados para o fundo da coluna junto com o CO_2 e a MDEA, ou caso outra amina fosse utilizada, a quantidade de hidrocarbonetos para venda seriam maiores na corrente de gás ácido obtida na Unidade de Remoção de CO_2.

Quanto ao resultado do dimensionamento dos equipamentos e do consumo de utilidades, devido às menores vazões de produtos para venda, os equipamentos foram proporcionalmente menores, bem como o consumo de utilidades envolvidas com esses equipamentos também foi menor.

6.7 Análise Econômica do caso Pré-Sal

Apesar da Metodologia de Turton, apresentada anteriormente e aplicada no Estudo Comparativo, ser genérica, ou seja, aplicável a qualquer processo químico, sem levar em consideração o fato de o estudo de caso ser uma aplicação *offshore*, fato este que torna os custos dos equipamentos mais elevados, esta foi a metodologia empregada, pois era a

disponível em literatura aberta. No entanto, ressalta-se que os resultados aqui encontrados para o Piloto de Tupi são apenas estimativas iniciais e não definitivas, uma vez que não foram corrigidas e adaptadas para aplicações *offshore*.

6.7.1 CAPEX

Para o estudo de caso também foi calculado o custo total *"Grass Roots"* dos módulos da planta. Os resultados por equipamento, o custo total dos módulos e o custo total *"Grass Roots"* da planta encontram-se na Tabela 47.

Tabela 47 – Resultados do CAPEX por tipo de equipamento e total do Estudo de Caso

EQUIPAMENTOS	Estudo de Caso
Compressores	US$ 11.118.284
Turbinas	-
Motores	US$ 1.646.460
Vasos	US$ 399.559
Trocadores de Calor	US$ 2.635.423
Torres	US$ 655.110
Peneira Molecular	US$ 1.000.000
Tubos, Cabos e outros	US$ 3.500.000
Custo Total dos Módulos	**US$ 20.954.836**
CUSTO *"GRASS ROOTS"* (CAPEX)	**US$ 37.090.060**

6.7.2 OPEX

Para o cálculo do OPEX, as mesmas simplificações apresentadas no CAPÍTULO 5 – Análise Econômica, foram utilizadas. Na Tabela 48, é apresentado o resultado final do OPEX. O custo com utilidades está detalhado na Tabela 49.

Tabela 48 – Resultados do OPEX do Estudo de Caso

CORRENTES	Estudo de Caso
CAPEX "GRASS ROOTS" (US$)	37.090.060
COL (US$/ano)	634.200
UTILIDADES (US$/ano)	3.849.090
OPEX (US$/ano)	**13.171.595**

Tabela 49 – Resultados dos custos de utilidades do Estudo de Caso

UTILIDADES	Criogênico
ÁGUA DE RESFRIAMENTO	
Trocadores de Calor	8.038.960 t/ano
Condensadores	3.675 t/ano
CUSTO	**119.031 US$/ano**
ELETRICIDADE	
Compressores	222.027 GJ/ano
Turbinas	0
CUSTO	**3.730.059 US$/ano**
CUSTO TOTAL COM UTILIDADES	
CUSTO (US$/ano)	**3.849.090**

6.7.3 Fluxo de Caixa

O período utilizado para análise do comportamento dos processos também foi de 20 anos. Para o cálculo do Fluxo de Caixa, além do CAPEX e do OPEX, é necessária a receita dos processos, que está detalhada na Tabela 50. O resultado do FCD é mostrado na Figura 43.

Tabela 50 – Resultados das receitas do Estudo de Caso

CORRENTES	Criogênico
CORRENTES LÍQUIDAS	

CORRENTES	Criogênico
C_3 (STD m³/d)	1,55
C_4 (STD m³/d)	0,33
C_{5+} (STD m³/d)	1,11
Vazão Total	3,0 STD m³/d
RECEITA TOTAL	
RECEITA (US$/ano)	340.771

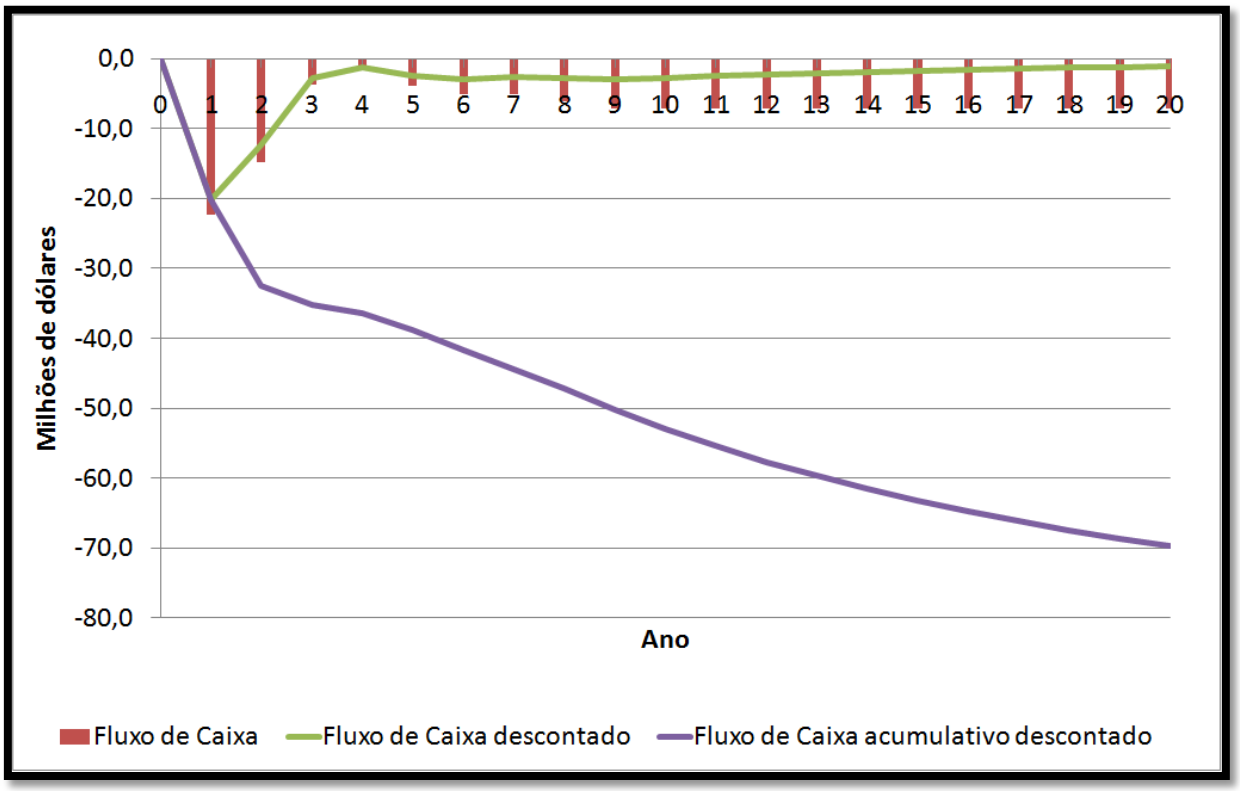

Figura 43 – Fluxo de Caixa para o Estudo de Caso do Pré-Sal

6.7.4 Discussão dos Resultados

Os resultados econômicos obtidos refletem o fato das correntes para venda (C_3 venda, C_4 venda e C_{5+} venda) apresentaram resultados bem inferiores quando comparados aos resultados obtidos com a corrente da literatura de rejeito da produção

de gás natural sintético. Assim, comparando com os resultados econômicos do Estudo de Caso com o processo Criogênico do Estudo Comparativo, o primeiro, por possuir equipamentos menores, apresentou um CAPEX um pouco menor e conseqüente redução de OPEX. Os valores obtidos para as receitas foram muito inferiores devido às baixas vazões de produtos. O fluxo de caixa resultante indica que, nas condições simuladas, a planta proposta neste estudo de caso não é viável economicamente.

Os resultados obtidos anteriormente estão relacionados a um cenário rigoroso, onde apenas as correntes de LGN para venda são consideradas como receita. No entanto, sabe-se que outras receitas diretas, ou até mesmo indiretas, estão associadas a este processo. O estudo de caso aborda uma corrente rica em CO_2 que está sendo utilizada para EOR. Sendo assim, este CO_2 que está deixando de ser emitido na atmosfera possui Créditos de Carbono associados, que podem ser vendidos e considerados como receita do processo.

Assim, diante de tal resultado negativo obtido com a análise da venda apenas de LGN, tornou-se necessário expandir a análise econômica realizada, apresentada no CAPÍTULO 7 – Análise de Créditos de Carbono.

CAPÍTULO 7 – Análise de Créditos de Carbono

Muitos mercados de crédito de carbono foram implantados ou estão surgindo no mundo, impulsionados pela eminente questão referente à redução de emissões de GEE. Estes mercados podem fazer parte do comércio de emissões, previsto no Protocolo de Kyoto, ou dos mercados voluntários, que são mercados formados, em sua grande maioria, em países desenvolvidos que não assinaram o Protocolo de Kyoto, como os Estados Unidos (Câmara *et al*., 2009).

Neste trabalho, os Créditos de Carbono são abordados como Custo (no que se diz respeito ao CO_2 que está sendo emitido pela queima de combustíveis fósseis no processo, o que impacta na compra de Créditos) e como Receita (relativa a venda dos Créditos associados à enorme quantidade de CO_2 que está sendo injetada no poço para EOR).

De posse destes novos valores para custos e receitas, é possível expandir a análise econômica feita anteriormente no CAPÍTULO 5 – Análise Econômica, comparando-se os novos resultados obtidos com os anteriores, além de re-avaliar a viabilidade dos processos.

7.1 Custo Ambiental

O Custo Ambiental pode ser definido como o custo adicional associado à compra de Créditos de Carbono para abater o CO_2 emitido pela queima de combustíveis fósseis.

Nos processos de Recuperação de LGN abordados, os Créditos de Carbono estão associados à demanda térmica das Unidades, uma vez que a queima de combustíveis fósseis é necessária na geração de algumas utilidades, como: energia elétrica e vapor. No entanto, foi utilizada a consideração de que o vapor utilizado nos processos estava disponível na planta. Assim, o custo ambiental foi calculado apenas para a geração de energia elétrica.

Foi considerado como combustível fóssil o gás natural presente na própria plataforma, originado do poço de petróleo, cuja capacidade calorífica obtida pela simulação está descrita na Tabela 51:

Tabela 51 – Capacidade Calorífica do Gás Natural utilizado como Combustível

CAPACIDACE CALORÍFICA	VALORES
MÍNIMA (MJ/m³)	42,61
MÁXIMA (MJ/m³)	46,95
MÉDIA (MJ/m³)	**44,78**

Com a demanda energética da planta calculada para cada processo no CAPÍTULO 5 – Análise Econômica, e dada a capacidade calorífica do gás (considerando-se um rendimento para a queima de 40%), é possível determinar a quantidade de gás combustível necessária e a quantidade correspondente de CO_2 a ser gerada, utilizando um índice técnico de **49,864 ton CO_2 / TJ de GN** (Aubé, 2001). O valor utilizado para o custo de cada tonelada de CO_2 (equivalente em créditos de carbono) é de 14,75 € (ECX, 2010). Assim, os Custos Ambientais, calculados para cada um dos três processos do Estudo Comparativo, são apresentados na Tabela 52.

Tabela 52 – Custo Ambiental dos Processos de Recuperação de LGN

	"Joule Thomson"	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
CUSTO AMBIENTAL (US$/ano)	772.281,28	1.188.604,81	1.276.453,66

A comparação dos gastos iniciais com utilidades (englobando custos com água de resfriamento e eletricidade) e dos gastos corrigidos (englobando os gastos iniciais acrescidos dos Custos Ambientais) é mostrada no gráfico da Figura 44:

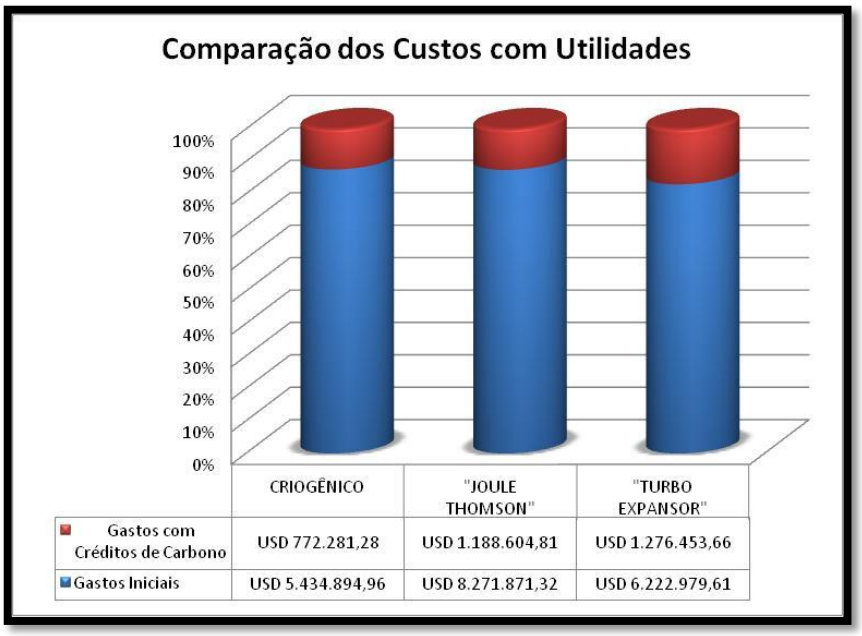

Figura 44 – Gráfico de Comparação dos Custos com Utilidades

Por fim, com os novos valores para os custos com utilidades, é possível recalcular o OPEX para cada processo. Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 53:

Tabela 53 – Comparação do OPEX Inicial e do Corrigido para cada Processo

	"Joule Thomson"	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
OPEX INICIAL (US$/ano)	17.340.231,58	24.604.792,97	21.989.881,24
OPEX CORRIGIDO (US$/ano)	18.293.665,26	26.072.206,31	23.565.749,95

O processo Criogênico continua apresentando o menor OPEX, o que o indica como mais ambientalmente correto dentre os comparados.

7.2 Receitas associadas à EOR

Os processos de Recuperação de LGN tratam de correntes ricas em CO_2, que serão re-injetadas no poço de petróleo, evitando a emissão em larga escala de GEE, além de

aumentar a produção do poço. Assim, existem receitas associadas à atividade de EOR que podem ser consideradas nessa análise econômica. São elas:

- Receita decorrente da venda dos Créditos de Carbono relativos ao CO_2 que está sendo injetado no poço para EOR;

- Receita relativa ao aumento de produtividade de exploração do poço com as atividades de EOR.

O cálculo e os resultados para cada um desses casos estão descritos nos tópicos a seguir.

7.2.1 Venda de Créditos de Carbono

A partir da vazão de CO_2 para EOR, que é a porção respectiva do componente CO_2 da corrente **CO2 e LEVES** apresentada para cada processo no CAPÍTULO 5 – Análise Econômica, e do valor apresentado anteriormente para o custo de cada tonelada de CO_2 (equivalente em créditos de carbono) de 14,75 € (ECX, 2010), é possível calcular a receita associada à venda de Créditos de Carbono.

Os valores das vazões de CO_2 para EOR, que serão convertidas em créditos de carbono, são apresentados na Tabela 54:

Tabela 54 – Vazões de CO_2 para EOR

	"Joule Thomson"	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
Vazão de CO_2 (Kg/h)	241.660	241.650	241.650

No gráfico da Figura 45, é apresentada a comparação da receita inicial, considerando-se apenas a venda das correntes de LGN, com a nova receita, considerando a receita adicional da venda de créditos de carbono.

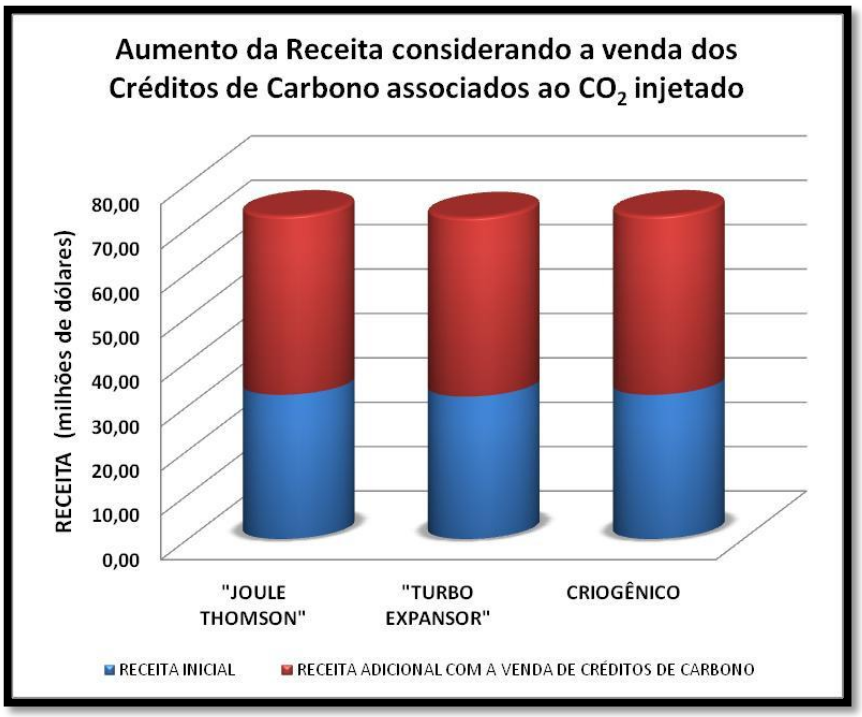

Figura 45 – Comparação da Receita Inicial e da Nova Receita (com a receita adicional da venda de créditos de carbono) para cada processo

7.2.2 Aumento de Produtividade do Poço

Essa receita só pode ser considerada para grandes vazões de CO_2. Isso porque, caso a vazão de CO_2 injetado seja pequena, a produção do poço de petróleo não se altera. São necessárias grandes vazões de CO_2. Para cálculo dessa receita, foi utilizado um índice técnico de que **cada tonelada de CO_2 aumenta a produção do poço em 1 barril de petróleo** (McCoy, 2008).

Adicionalmente, foi considerado apenas 30% do valor de mercado de um barril de petróleo como receita (os 70% restantes seriam relativos às atividades de processamento, que não são englobadas por este estudo). O preço base utilizado para o barril de petróleo foi o de dezembro de 2010 (US$ 85,14/bbl), disponível em: http://www.opec.org/opec_web/en/data_graphs/40.htm?selectedTab=monthly.

Os volumes de óleo equivalentes ao aumento de produtividade com a atividade de EOR, que serão convertidas em receita adicional, são apresentados na Tabela 54:

Tabela 55 – Volumes de Óleo de EOR

	"Joule Thomson"	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
Volume (bbl de petróleo/ano)	2.035.660	2.035.660	2.035.744

No gráfico da Figura 46, é demonstrada a comparação da receita inicial, considerando apenas a venda das correntes de LGN, com a nova receita, considerando a receita adicional relativa ao aumento de produtividade do poço de petróleo.

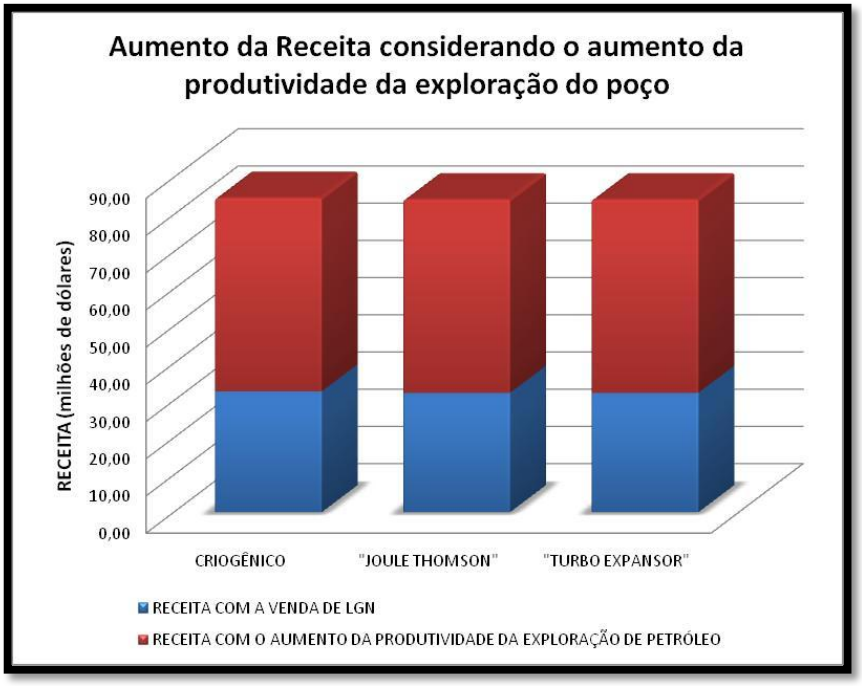

Figura 46 – Comparação da Receita Inicial e da Nova Receita (com a receita adicional do aumento de produtividade do poço) para cada processo

7.2.3 Resultado Total do aumento da Receita

Por fim, com os novos valores para as receitas adicionais, é possível recalcular a RECEITA para cada processo. Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 56:

Tabela 56 – Comparação da RECEITA Inicial e da Total para cada Processo

	"Joule Thomson"	*"Turbo Expansor"*	Criogênico
OPEX INICIAL (US$/ano)	32.467.244,45	32.072.485,15	32.085.261,73
OPEX TOTAL (US$/ano)	124.760.745,05	124.362.166,60	124.374.943,19

Como se pode observar nos resultados anteriores, todos os processos apresentam uma receita próxima, resultado coerente com o apresentado anteriormente, que indicava que o desempenho dos processos é similar.

7.3 Novo Fluxo de Caixa para o Estudo Comparativo

Para uma análise expandida da nova análise econômica, o fluxo de caixa para os três processos do estudo comparativo, considerando o Custo Ambiental e as Novas Receitas, foi determinado, conforme a Figura 47:

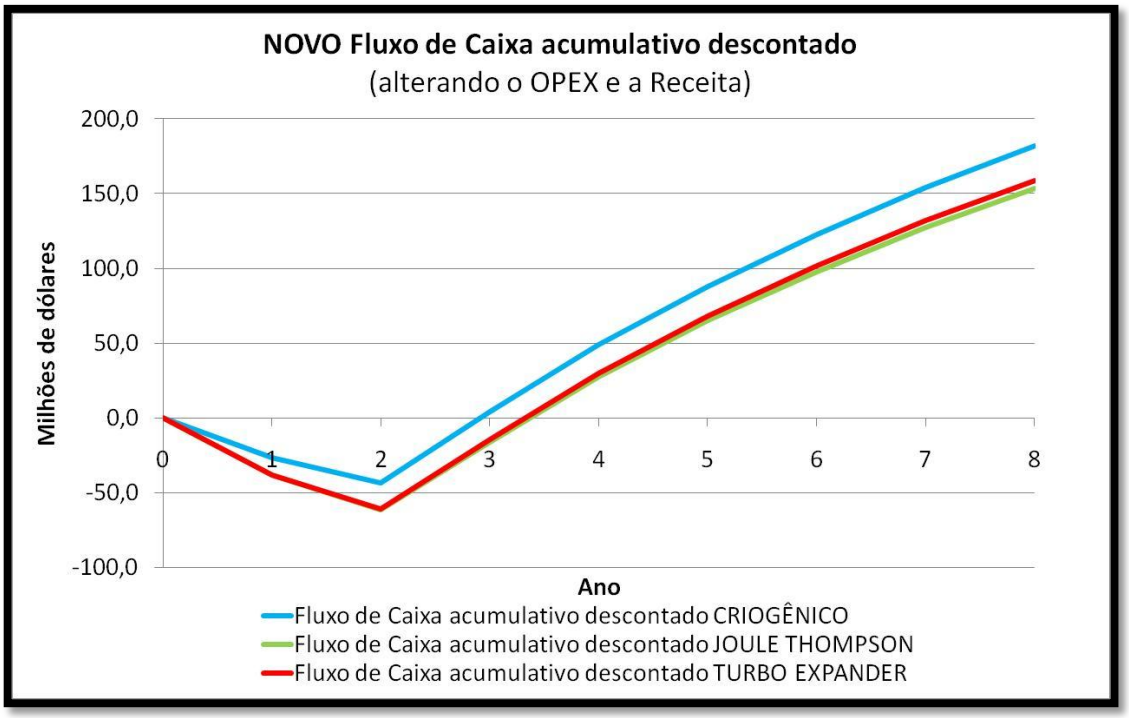

Figura 47 – Novo Fluxo de Caixa para os Processos do Estudo Comparativo

Com este novo Fluxo de Caixa para os 8 primeiros anos de operação da planta, conclui-se que todos os processos mostram-se viáveis economicamente, com a previsão de TIR antes do 4º ano de operação, além do VPL positivo ao final do período determinado, contrariando o resultado anterior que indicava o processo Criogênico.

7.4 Nova Análise Econômica para o Estudo de Caso

Os cálculos realizados para os processos do Estudo Comparativo são aplicados para o Estudo de Caso do Piloto de Tupi, que havia apresentado um resultado econômico desfavorável numa primeira análise. Os dados de Custo Ambiental, calculado para o Estudo de Caso, com os seus respectivos OPEX Inicial e OPEX Corrigido, são apresentados na Tabela 57:

Tabela 57 – Custo Ambiental e Comparação do PEX do Estudo de Caso

	ESTUDO DE CASO
CUSTO AMBIENTAL (US$/ano)	547.870,76
OPEX INICIAL (US$/ano)	13.171.595,18
OPEX CORRIGIDO (US$/ano)	13.847.978,83

Em relação à Receita, os valores de vazão de CO_2 para EOR, que é convertida em créditos de carbono, e de volume de óleo equivalente ao aumento de produtividade do poço, são apresentados na Tabela 58:

Tabela 58 – Vazões de CO_2 e Volume de Óleo de EOR

	ESTUDO DE CASO
Vazão de CO_2 (Kg/h)	224.450
Volume (bbl de petróleo/ano)	1.890.767

Os valores para a Receita Inicial e para a Receita Nova estão apresentados na Tabela 59:

Tabela 59 – Comparação da Receita Inicial e Nova para o Estudo de Caso

	ESTUDO DE CASO
RECEITA INICIAL (US$/ano)	340.770,88
NOVA RECEITA (US$/ano)	86.061.519,91

Por fim, o fluxo de caixa, considerando o Custo Ambiental e as Novas Receitas, é determinado, conforme a Figura 48 a seguir:

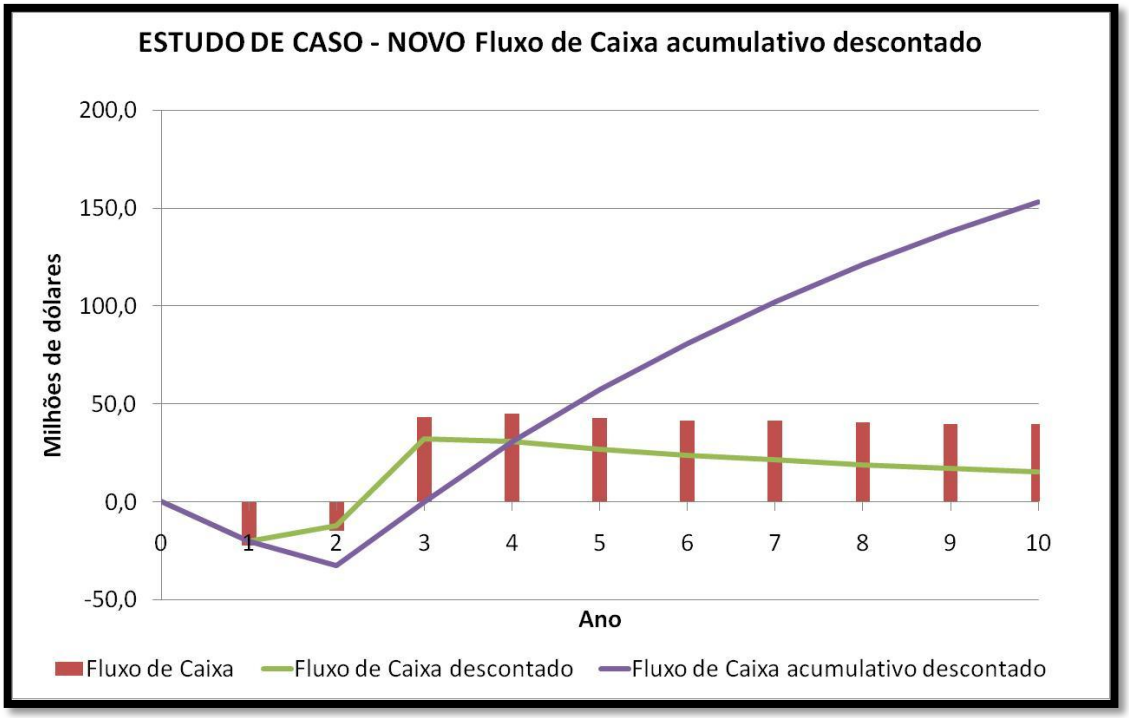

Figura 48 – Novo Fluxo de Caixa para o Estudo de Caso

Com este novo Fluxo de Caixa para os 10 primeiros anos de operação da planta, conclui-se que o Processo Criogênico aplicado ao Estudo de Caso, que antes se mostrava inviável economicamente, tornou-se viável, com a previsão de TIR no 3º ano de operação, além do VPL positivo ao final do período determinado.

CAPÍTULO 8 – Conclusões e Sugestões

Devido às elevadas taxas de emissões do CO_2, que é um dos principais gases geradores do efeito estufa, tornaram-se imprescindíveis os tratamentos para destinação das correntes de gás ácido geradas nas plantas industriais. No entanto, as alternativas para destino do CO_2 representam um custo elevado no processo, destacando-se a EOR, ou Recuperação Avançada de Petróleo. Esta, além de suprimir emissões de CO_2 para a atmosfera, contribuindo para mitigação do efeito estufa, traz benefícios na exploração de petróleo ao aumentar a produção dos poços, principalmente em campos mais maduros.

Visando contribuir para melhoria do desempenho econômico de EOR, avaliou-se nesse trabalho a Recuperação de LGN das correntes de gases ácidos, permitindo que estes hidrocarbonetos possam ser vendidos para aumentar a receita da planta.

Assim, esse trabalho foi dividido em duas partes: um estudo comparativo para viabilidade da aplicação desses processos de recuperação na corrente de processo em questão e a aplicação do processo indicado em um estudo de caso, no contexto das reservas do Pré-Sal.

Na primeira fase, foram simulados, avaliados e comparados três processos de Recuperação de LGN presentes na literatura: o Processo Criogênico, o Processo *"Joule Thomson"* e o Processo "*Turbo Expansor*". Os resultados de simulação de cada processo foram usados no dimensionamento de seus principais equipamentos procedendo-se, a seguir, a uma análise econômica que concluiu pela superioridade do Processo Criogênico, apesar da mesma produção de LGN. Esse apresentou um melhor fluxo de Caixa Descontado, com uma recuperação do investimento após o 8º ano de operação da planta, e um Valor Presente líquido ao final de 20 anos de 30 milhões. Os outros dois processos apresentaram VPL negativo, ou seja, ao final dos primeiros 20 anos de operação não se obteve o retorno do investimento.

Espera-se, normalmente, que para um investimento ser visto como atrativo na área industrial, ele deva apresentar um retorno do investimento o mais cedo possível, por volta do quarto ou quinto ano de operação, por exemplo. No entanto, considerando-se a

situação em questão, onde é necessário se dar um destino pro CO_2 e cujas técnicas apresentam custos elevados, agregar receita ao processo é atrativo, mesmo que com maior tempo de retorno.

Na segunda e última fase do trabalho, foi proposto um estudo de caso para aplicação do Processo Criogênico na Recuperação de LGN. Devido à relevância do Pré-Sal para o setor de petróleo brasileiro e para o futuro do Brasil na área de Óleo e Gás, este foi o escolhido como estudo de caso. Como ainda não existem dados na literatura aberta, nem aplicações industriais ou plantas existentes que processem esse óleo em escala de comercialização, foram utilizadas informações publicadas sobre o Piloto do Campo de Tupi, que tem seu primeiro óleo previsto para Dezembro de 2010.

Como as únicas informações disponíveis eram a respeito do óleo presente no reservatório, foi necessário estimar uma composição para o gás natural associado. Para tal, partiu-se da composição do gás do campo de Marlim, adaptando-se a concentração de CO_2 para os 15% (Formigli, 2007) e simularam-se duas etapas anteriores de processo para chegar então se obter uma composição de corrente de gás ácido, "originada" do óleo de Tupi. Essas etapas foram a Preparação do Gás de Processo e uma Unidade de Remoção de CO_2 a base de MDEA.

Por fim, com os resultados de processo e com o dimensionamento dos principais equipamentos desse estudo de caso, além do resultado da análise econômica realizada, concluiu-se que o Processo de Recuperação de LGN não é viável para este caso. Entretanto, este não é um resultado definitivo, devido à incerteza que ainda se tem em torno dos dados reais desse reservatório, o que não caracteriza o descarte prematuro desta alternativa de processo para este estudo de caso.

Com este resultado negativo, tornou-se necessária uma Análise Econômica expandida, levando-se em consideração uma Análise dos Créditos de Carbono envolvidos nos processos. Esses Créditos de Carbono foram abordados como Custos – o Custo Ambiental – e como Receitas associadas à EOR.

Em relação ao Estudo Comparativo, o novo Fluxo de Caixa indicou todos os processos como viáveis economicamente. Sendo assim, a escolha pelo processo de Recuperação de LGN a ser utilizado para um Estudo de Caso não deve ser baseada exclusivamente no desempenho econômico, pois todos os processos apresentaram resultados equivalentes.

Esta escolha será função da aplicação em foco, e da complexidade aceitável para o processo a ser implantado e operado.

Em relação ao Estudo de Caso, a análise econômica expandida viabilizou o processo que antes se mostrava inviável economicamente, com a previsão de TIR no 3º ano de operação, além do VPL positivo ao final do período determinado.

Após o término da fase de Aquisição de Conhecimento do Pré-Sal, o que envolve o TLD e o Piloto de Tupi, e a entrada na fase do Desenvolvimento Definitivo, que compreende a implantação de 10 unidades de produção com uma produção significativa até o ano de 2017, estarão disponíveis dados reais sobre o reservatório. Sendo assim, de posse desses dados, sugere-se para trabalhos futuros novas simulações e a Otimização do processo, principalmente no que se diz respeito à Integração Energética. Na Unidade de Remoção de CO_2 pode ser utilizada outra amina além da MDEA, bem como também pode ser utilizada uma combinação de aminas diferentes que se adaptem melhor as características da corrente de processo. Também podem ser utilizadas outras tecnologias para essa unidade, como a Separação com Membranas.

Uma segunda e importante sugestão para trabalhos futuros seria a utilização de uma Metodologia para Análise Econômica capaz de quantificar pesos e "*footprint*" dos equipamentos *offshore* e seu impacto no cálculo do CAPEX (foi utilizada metodologia disponível em literatura aberta, que não distingue os equipamentos como *offshore*). Além disso, sugere-se uma análise de sensibilidade do modelo adotado, visando identificar o que mais impacta no custo final da planta.

Como última sugestão, o processo simulado nesse trabalho considerou uma corrente constante para representar as condições do reservatório. Para uma simulação completa e mais próxima da realidade, também se sugere como trabalho futuro uma simulação dinâmica do reservatório de Tupi. Como este campo terá injeção de CO_2 e água desde o começo de sua operação, estima-se que, ao longo dos anos, a composição do gás natural associado sofrerá alterações, aumentando a sua concentração de CO_2, além de a pressão e o GOR também sofrerem alterações.

APÊNDICE A – Fluxogramas de Processo Completos

Neste Apêndice serão apresentados os fluxogramas completos tanto dos processos avaliados para Recuperação de LGN quando os fluxogramas do Estudo de Caso, na seguinte seqüência:

A.1 – Processo Criogênico de Recuperação de LGN

A.2 – Processo *"Joule Thompson"* de Recuperação de LGN

A.3 – Processo "*Turbo Expansor*" de Recuperação de LGN

A.4 – ESTUDO DE CASO: PRÉ-SAL

A.1 Processo *"Joule Thomson"* de Recuperação de LGN

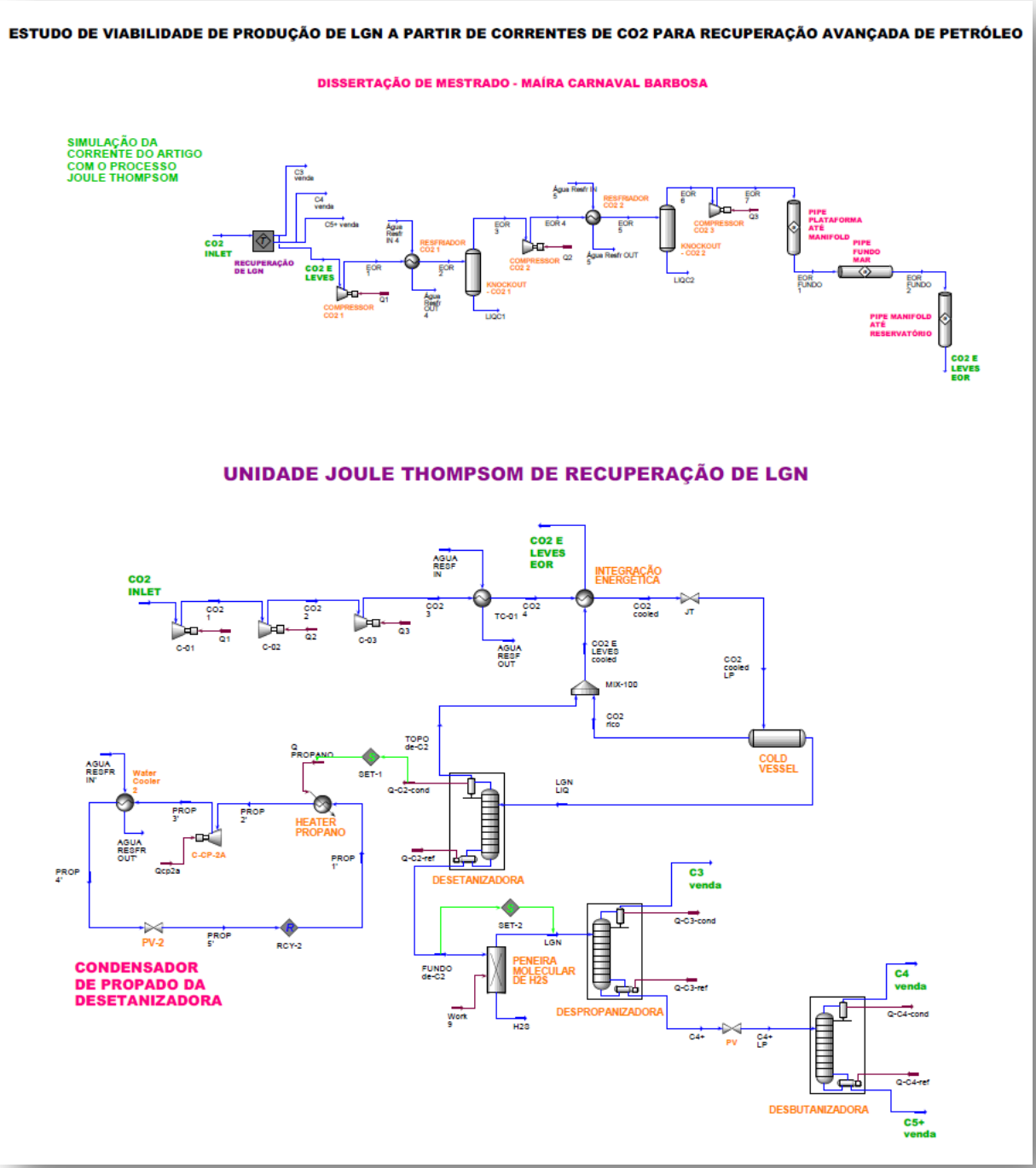

Figura 49 – Fluxograma Completo do Processo *"Joule Thomson"* de Recuperação de LGN

A.2 Processo "*Turbo Expansor*" de Recuperação de LGN

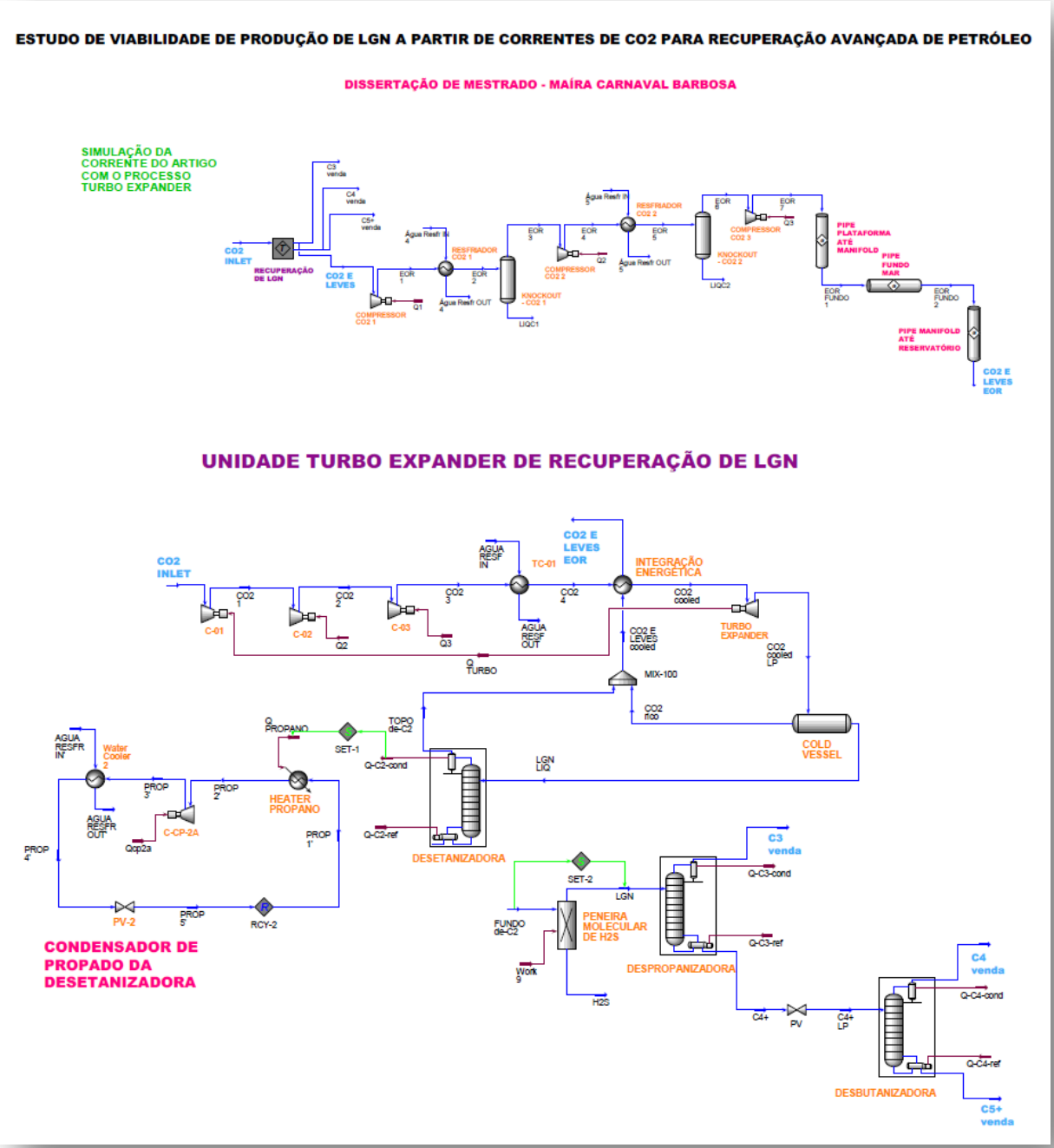

Figura 50 – Fluxograma Completo do Processo "*Turbo Expansor*" de Recuperação de LGN

A.3 Processo Criogênico de Recuperação de LGN

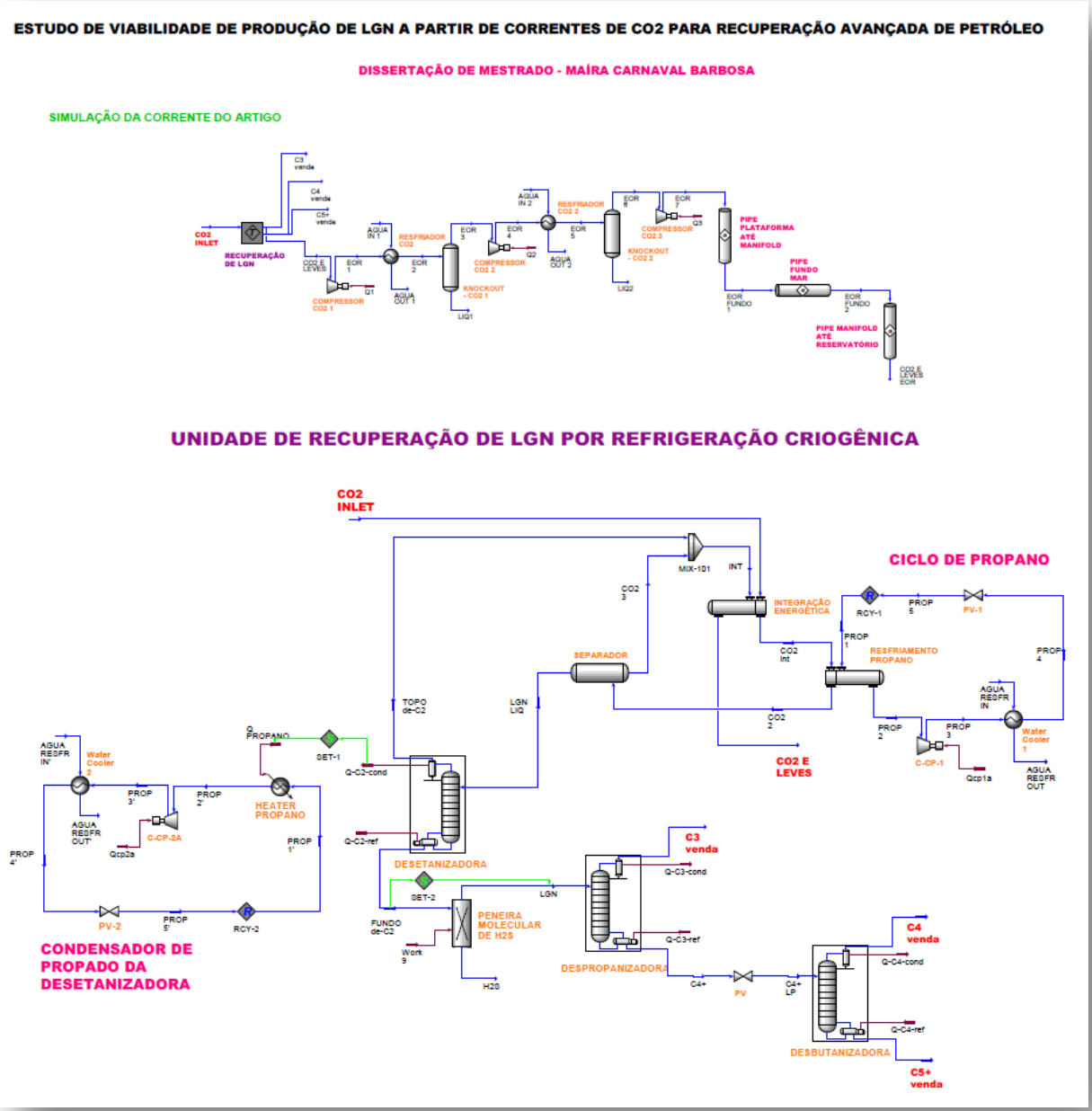

Figura 51 – Fluxograma Completo do Processo Criogênico de Recuperação de LGN

A.4 ESTUDO DE CASO: PRÉ-SAL

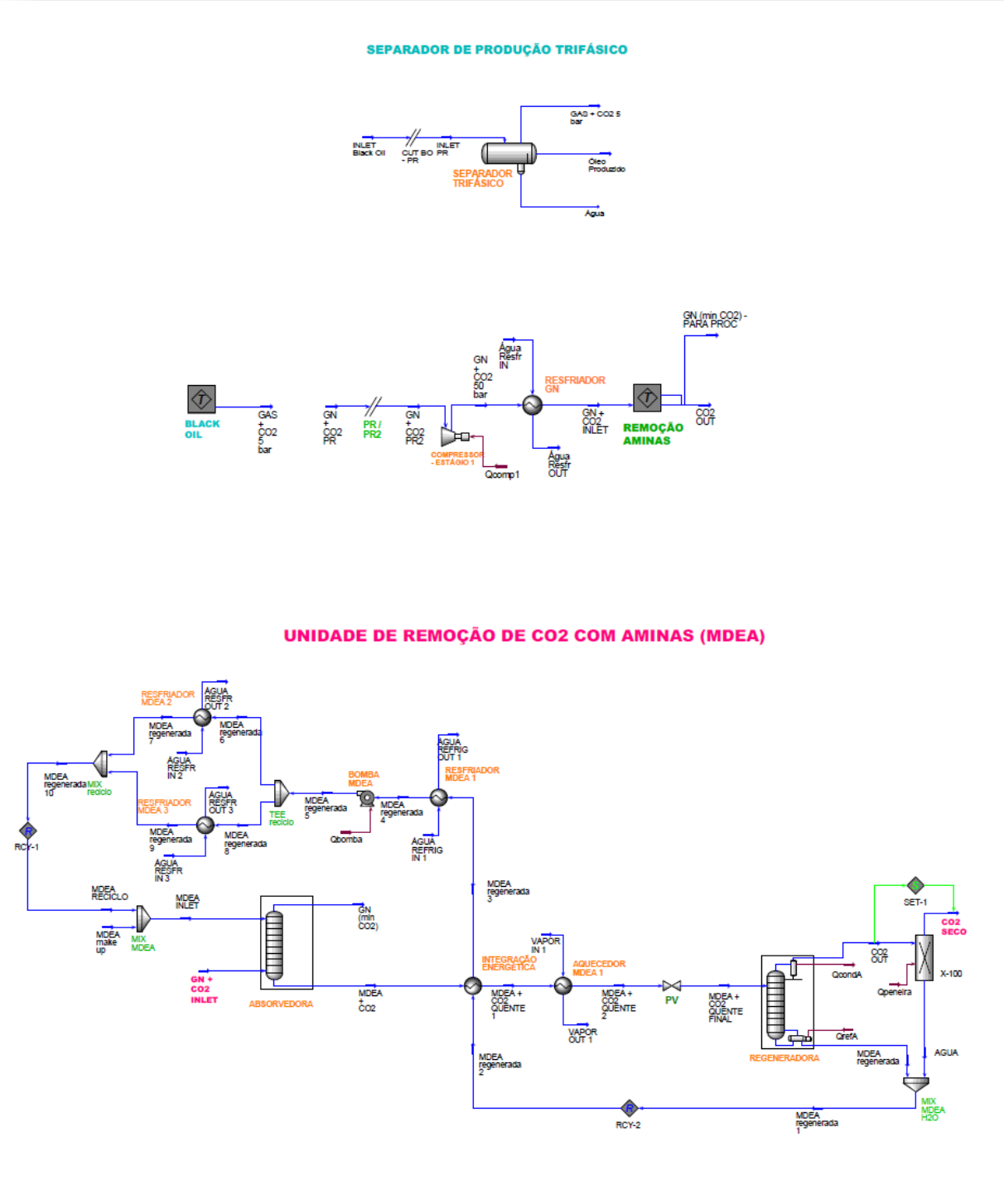

Figura 52 – Fluxograma Completo do Estudo de Caso (PARTE 1)

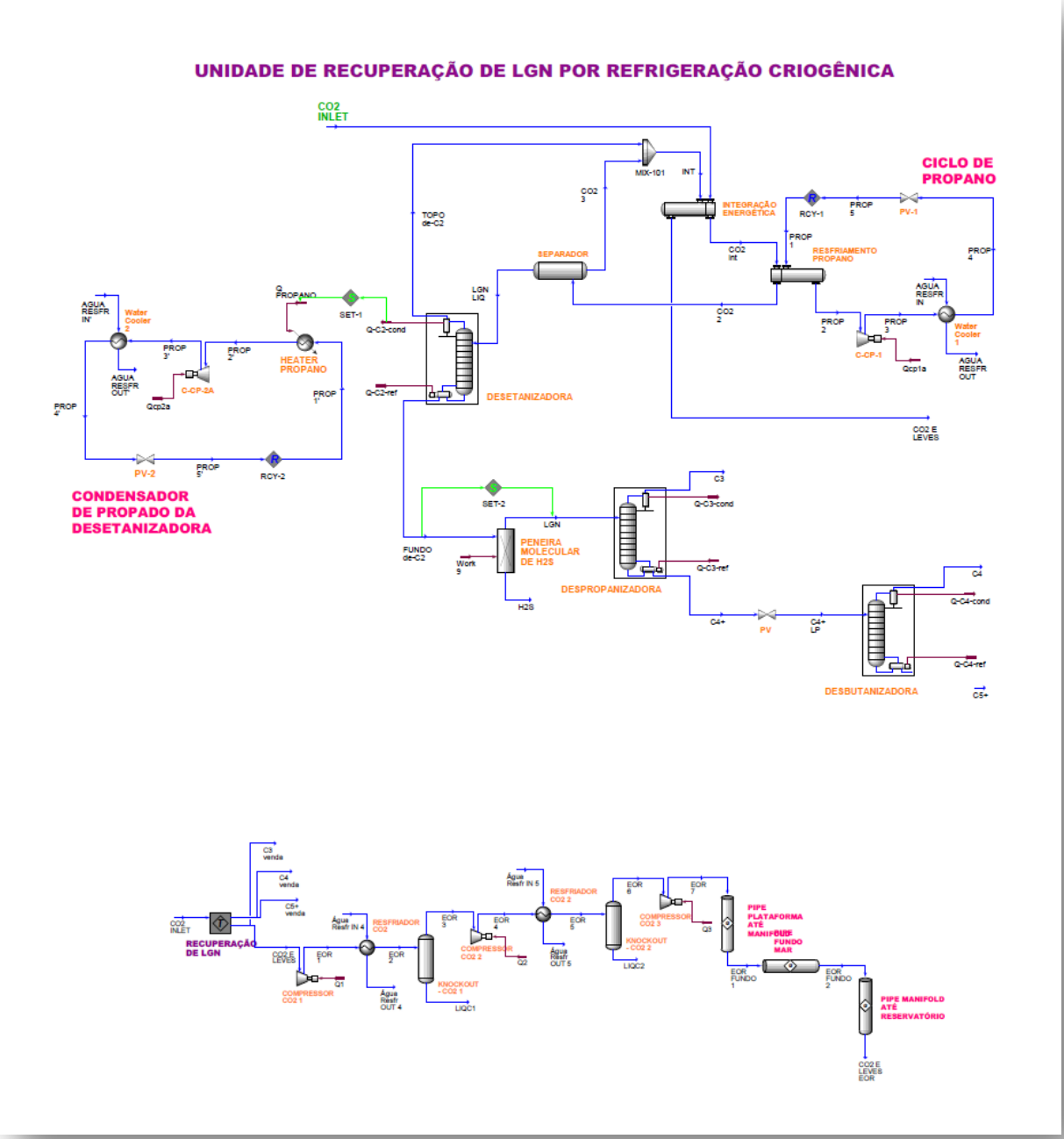

Figura 53 - Fluxograma Completo do Estudo de Caso (PARTE 2)

APÊNDICE B – Dimensionamento dos Equipamentos

Neste Apêndice serão apresentadas as metodologias de cálculo e dimensionamento dos equipamentos, dispostas por tipo de equipamento.

A maioria dos procedimentos foi obtida a partir de um livro específico para dimensionamento de módulos de equipamentos presentes em processos de Condicionamento e Processamento de Gás Natural (Campbell, 1992).

B.1 Compressores e Turbinas

A partir da simulação no ambiente UNISIM DESIGN, é possível obter a potência do compressor ou da turbina. Para complementar as informações a respeito deste equipamento, é possível determinar o seu tipo, de acordo com o gráfico a seguir:

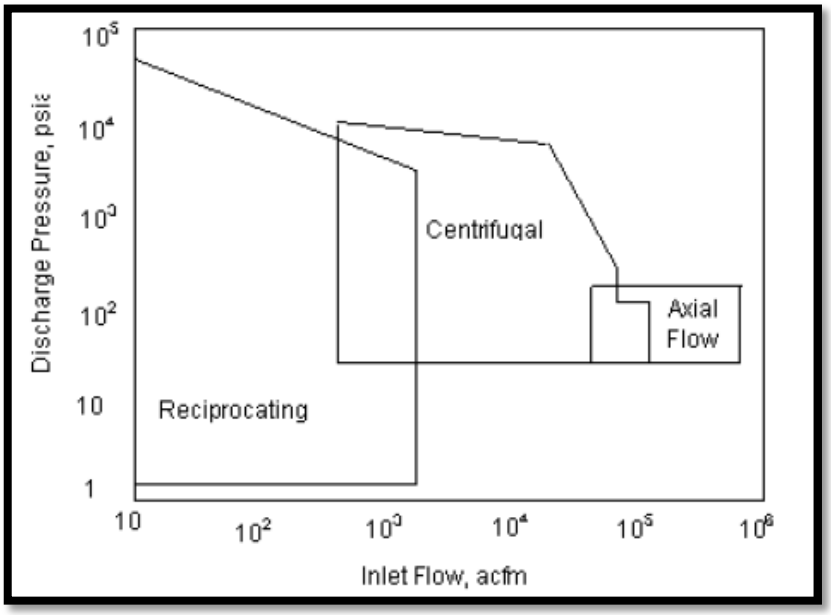

Figura 54 – Gráfico para determinação do tipo de compressor

FONTE: Branan, 2005

B.2 Vasos

Para o dimensionamento de casos de *knock-out*, podem ser utilizados dois critérios:

- **VELOCIDADE DO VAPOR:**

1º) Cálculo da velocidade do vapor a partir da Equação de "*Souders-Brown*":

$$v = k\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Onde:

v = velocidade do vapor (m/s)

ρ_L = densidade do líquido (kg/m^3)

ρ_V = densidade do vapor(kg/m^3)

k = parâmetro para reduzir "v" (perda de carga)

OBS: Valores de k para vasos verticais

→ k = 0.107 de 0 a 7 barg; subtrair 0.003 para cada 7 bar acima;

→ para soluções de glicol ou amina, multiplicar K por 0.6 – 0.8

→ para vasos de sucção de compressores, multiplicar K por 0.7 – 0.8

2º) Cálculo do Diâmetro através da seguinte equação:

$$D = \sqrt{\frac{4Q_V}{\pi F_g v}}$$

Onde:

Q_v = vazão de vapor (m^3/s)

F_g = fator geométrico (Fg = 1)

D = diâmetro do vaso (m)

3º) Cálculo da Altura através de razões típicas de H/D presentes na literatura (variam de acordo com o tipo de vaso e do serviço).

OBS: Razão típica de H/D: de 2,5 a 5

Nesse trabalho, foi utilizada a razão **H/D = 4,0.**

- **TEMPO DE RETENÇÃO DO LÍQUIDO:**

1º) Cálculo do Volume do vaso, de acordo com a equação a seguir (considerando que o vaso está 50% cheio):

$$V = 2Q_L t$$

Onde:

V = volume do vaso (m^3)

$\mathbf{Q_L}$ = vazão do líquido (m^3/s)

t = tempo de retenção (s)

OBS: Tempo típicos de retenção

→ separação L/V de hidrocarbonetos: **3 min**

→ separação L/L água e glicol: **20 a 30 min**

2º) A partir do volume e da razão H/D, são calculadas a Altura (H) e o Diâmetro (D).

B.3 Trocadores de Calor

A partir da simulação no ambiente UNISIM DESIGN, é possível obter o produto **U*A** para cada trocador de calor, onde:

- **U** = Coeficiente Global de Transferência de Calor (W/m^2.K)
- **A** = área do trocador de calor (m^2)

Sendo assim, a partir de valores da literatura para **U**, é possível calcular a área. Na tabela a seguir, valores típicos para U utilizados nesse trabalho:

Tabela 60 – Valores Típicos para o Coeficiente Global de Transferência de Calor

U (W/m2.K)	min	max	avg
Water Coolers			
Gas (to 3.5 Mpa)	200	285	242,5
Gas (3.5-7MPa)	285	455	370
Gas (>7 Mpa)	455	570	512,5
Natural Gasoline	395	510	452,5
MEA	740	850	795
Air	85	140	112,5
Water	965	1135	1050
Water Condensers			
Amine Regenerator	570	625	597,5
Fractionator Overhead	395	455	425
Light Hydrocarbons	480	765	622,5
Reboilers			
Steam	795	910	852,5
Hot Oil	510	680	595
Glycol	55	115	85
Amine	570	680	625
General			
Oil-oil	455	570	512,5
Propane-propane	570	740	655
Rich MEA - Lean MEA	680	740	710
Gas-Gas (to 3.5 MPa)	285	395	340
Gas-Gas (about 7 MPa)	310	425	367,5
Gas-Propane Chiller	340	510	425
Indirect Fired Heaters	250	300	275

FONTE: Campbell, 1992 - adaptado

B.4 Torres de Destilação

Neste estudo foram utilizadas apenas colunas de pratos. Logo, só serão explicados os cálculos utilizados para o dimensionamento deste tipo de coluna.

A partir da simulação no ambiente UNISIM DESIGN, é possível obter o número de pratos teóricos da coluna, além de os valores para densidade e viscosidade do líquido e do vapor, no primeiro e no último prato.

1º) De posse dessas densidades e viscosidades obtidos do UNISIM DESIGN, é possível calcular o diâmetro do topo e do fundo da coluna. O maior valor entre os dois encontrados é o **diâmetro (D)** selecionado.

2º) A altura é obtida a partir do número de pratos teóricos obtido do UNISIM DESIGN mais um valor de eficiência da coluna, que varia de acordo com o tipo de coluna, e de um valor para espaçamento entre os pratos. Ou seja, calcula-se o número de pratos reais que, multiplicados pelo espaçamento mais uma folga de 15% a mais, chega-se ao valor da **altura (H)** da coluna.

O valor de espaçamento entre os pratos pode ser obtido de tabelas na literatura, como a exibida a seguir:

Tabela 61 – Valores Típicos para Espaçamento entre Pratos

Ks	Tray Spacing (m)		
	0,46	0,61	0,76
Absorbers - Oil	0,0594	0,0678	0,0719
Absorbers - Glycol	-	0,0425	0,0467
Absorbers - Amines	-	0,0297	0,0333
Fractionators	0,0372	0,0458	0,0508

FONTE: Campbell, 1992 - adaptado

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. AMARAL, Rafael Aislan. **Remoção de CO_2 e H_2S do gás natural por contactores com membranas.** 2009. 104 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – COPPE: Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Rio de Janeiro, 2009.

2. AUBÉ, François. **Guide for computing CO2 emissions related to energy use**. CANMET Energy Diversification Research Laboratory, 2001.

3. BAKER, Richard W. e LOKHANDWALA, Kaaeid. **Natural Gas Processing with Membranes: An Overview**. Ind. Eng. Chem. Res., 47, 2008, 2109-2121.

4. BARBOSA, Leandro Chagas. **Uma abordagem de equilíbrio para absorção de CO_2 e H_2S com misturas aquosas de etanolaminas**. 2004. 131 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) – TPQB: Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, UFRJ, Rio de Janeiro, 2004.

5. BRANAN, Carl. **Rules of Thumb for Chemical Engineers - A manual of quick, accurate solutions to everyday process engineering problems**. USA: Elsevier, 2005, Fourth Edition.

6. CÂMARA, George Augusto Batista. **Aspectos Importantes do Armazenamento Geológico de CO_2 e uma proposta para o seu Modelo Regulatório no Brasil.** 2009. 141 f. Dissertação (Mestrado Profissional em Regulação da Indústria de Energia) – UNIFACS, Salvador, 2009.

7. CÂMARA, George Augusto Batista, ROCHA, Paulo Sérgio de Mello Vieira, FERREIRA, Luiz Eraldo Araújo, PERREIRA, Osvaldo Lívio Soliano. **Mercado de**

Créditos de Carbono para o Armazenamento de CO_2 em Reservatórios Geológicos – Futuro Eminente e Ações Brasileiras Estruturais e Regulatórias Necessárias. VI Congresso Brasileiro de Regulação – ABAR, Rio de Janeiro, 2009.

8. CAMPBELL, John M. **Gas Conditioning and Processing**. USA: Campbell Petroleum Series, 1992, 7th Edition.

9. CHEN, Xi. **CO_2 Enhanced Oil Recovery and Storage in Reservoirs**. Energy Technology and Policy, 2007.

10. CIPOLATO, Liza. **Análise Exergética de um Ciclo em Cascata para Liquefação de Gás Natural.** 2008. 85 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas, São Paulo, 2008.

11. CORREIA, Juliana da Encarnação. **Aplicação do conceito de Simbiose Industrial na captura e estocagem de CO_2 provenientes do Parque Industrial Baiano para fins de recuperação secundária especial de petróleo em campos terrestres maduros**. 2008. 63 f. Monografia (Curso de pós-graduação em Gerenciamento e Tecnologia Ambiental no Processo Produtivo) – Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2008.

12. COSTA, Isabella Vaz Leal da. **Análise do Potencial Técnico do Seqüestro Geológico de CO_2 no Setor de Petróleo do Brasil**. 2009. 95 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) – COPPE: Programa de Pós-Graduação em Planejamento Energético, Rio de Janeiro, 2009.

13. DEMCHUK, Mark. **Weyburn CO_2-Enhanced Oil Recovery**. MER CO2 Enhanced Oil Recovery Initiative Session, Calgary Alberta, 2009.

14. ECX – EUROPEAN CLIMATE EXCHANGE. Acessado em: 04 de Dezembro de 2010. Disponível em: http://www.ecx.eu.

15. FILHO, Francisco Nepomuceno. **Experiências da Petrobras no Caminho do Pré-Sal**. Congresso Rio Oil & Gas, Rio de Janeiro, 2008.

16. FORMIGLI, José. **Pre-Salt Reservoirs Offshore Brazil: Perspectives and Challenges**. Energy Conference, 2007.

17. FORMIGLI, José. **O Pólo Pré-Sal da Bacia de Santos - Desafios Tecnológicos para a Área de Engenharia**. Apresentação Interna – PETROBRAS, 2008.

18. FRAGA, Carlos Tadeu da Costa. 2008. **O Pré – Sal e seus Desafios**. Apresentação Interna – PETROBRAS, 2008.

19. FRANÇA, Ronaldo. **O desafio a vencer em Tupi**. Revista VEJA - Edição 2041, 29 de 12 de 2007. Acessado em: 01 de Agosto de 2010. Disponível em: http://veja.abril.com.br/291207/p_146.shtml.

20. GARCEZ, Carlos Alberto Guimarães. **Gás Natural: Energia Econômica e Ambientalmente Vantajosa**. 2007. 152 f. Dissertação (Mestrado em Ciências Ambientais) – Universidade de Taubaté, São Paulo, 2007.

21. GOZALPOUR, F., REN, S. R. e TOHIDI, B.. **CO_2 EOR and Storage in Oil Reservoirs**. Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP, Vol. 60, 2005, No. 3, pp. 537-546.

22. HOLT, Torleif, LINDEBERG, Erik e WESSEL-BERG, Dag. **EOR and CO_2 disposal – economic and capacity potential in the North Sea.** Energy Procedia, 2008, 4159-4166.

23. HUBBARD, Robert A. **The Role of Gas Processing in the Natural-Gas Value Chain**. Distinguished Author Series, 2009.

24. HUXLEY, Doug. **Dakota Gasification Company CO_2 sequestration verification project – a case study of greenhouse gas reduction verification and marketing**. Fuel Processing Technology, 87, 2006, 179-183.

25. INVESTIMENTOS E NOTÍCIAS. **Grande quantidade de CO_2 é um dos desafios do pré-sal.** Investimentos e Notícias, 16 de Setembro de 2010. Acessado em: 02 de Outubro de 2010. Disponível em: http://www.investimentosenoticias.com.br/ultimas-noticias/tempo-real/grande-quantidade-de-co2-e-um-dos-desafios-do-pre-sal.html

26. 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., O. Davidson, H. C. de Coninck, M. Loos, and L. A. Meyer (eds.)]. Cambridge University Press, 2005, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA, 442 pp.

27. LAWRENCE, Leah. **CO_2 Storage and Enhanced Oil Recovery: The Weyburn Story**. IOGCC Midyear Issues Summit in Caglary - Environment and Safety session, 2008.

28. LIMA, Paulo César Ribeiro. **Pré-Sal: uma questão estratégica**. X Fórum Nacional de Energia e Meio Ambiente no Brasil, Brasília, 2009.

29. LÓPEZ, Diego Rubén Schmeda. **Separação de CO_2 em Gases de Combustão - Aplicação de Membranas e Criogenia.** Seminário UFGRS - PROMEC, 2010.

30. MAIA, João Luiz Ponce. **Separação e Captura do Dióxido de Carbono em Instalações Marítimas de Produção de Petróleo.** 2007. 216 f. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) – USP: Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária, São Paulo, 2007.

31. McCOY, Sean T. **The Economics of CO_2 Transport by Pipeline and Storage in Saline Aquifers and Oil Reservoirs**. 2008. 247 f. Tese (Doctor of Philosophy in Engineering & Public Policy) - Carnegie Mellon University, Pittsburgh, 2008.

32. McCOY, Sean T e RUBIN, Edward S.. **The effect of high oil prices on EOR project economics**. Energy Procedia, 2009, 4143-4150.

33. MEHRPOOYA, Mehdi, GHARAGHEIZI, Farhad e VATANI, Ali. **An Optimization of Capital and Operating Alternatives in a NGL Recovery Unit.** Chem. Eng. Technol., 2006, 29, No. 12, 1469–1480.

34. MELZER, L. Stephen. **CO_2 Enhanced Oil Recovery, Surveillance during CO_2 EOR and some Comments on CCS Policy Progress in the U.S**. Blue Ribbon Panel Meeting Sacramento, California, 2010.

35. MESFIN, G. e SHUHAIMI, M. **A chance constrained approach for a gas processing plant with uncertain feed conditions**. Computers and Chemical Engineering, 34, 2010, 1256–1267.

36. MINAMI, Kazuioshi. **Santos Basin's Pre-Salt Development Master Plan and Technical Aspects**. 7º Brasil Energy and Power, Houston, TX, 2009.

37. MONTEIRO, Juliana Garcia Moretz-Sohn. **Um Estudo sobre Alternativas de Seqüestro de Carbono: Modelos, Métricas e Otimalidade.** 2009. 138 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) – TPQB: Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, UFRJ, Rio de Janeiro, 2009.

38. MOREIRA, Leila Burgos De Carvalho. **Avaliação dos Aspectos Ambientais da Geração de Energia Através de Termoelétricas a Gás Natural**. 2005. 190 f. Dissertação (Mestrado Profissional em Gerenciamento e Tecnologias Ambientais no Processo Produtivo) – Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2005.

39. NAKAO, Andressa. 2010. **Modelagem de Contactores Gás-Líquido para Separação de CO_2 de Gás Natural com Solução Aquosa de Etanolaminas.** 2010. 131 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) – TPQB: Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, UFRJ, Rio de Janeiro, 2010.

40. ØI, Lars Erik. **Aspen HYSYS Simulation of CO_2 Removal by Amine Absorption from a Gas Based Power Plant**. SIMS2007 Conference, Gøteborg, 2007.

41. OPIS NGL FORWARDS REPORT, A Daily Report on NGL Forward Prices plus Commentary, May 25, 2010.

42. PAN, George. **CO_2 - EOR Sequestration Experience: The Weyburn Story**. Workshop on Gasification Technologies, Bismarck, 2006.

43. PEREIRA, Leandro Joaquim Rodrigues. **Caracterização de Misturas de Gás Natural Empregadas como Padrões no Mercado Brasileiro**. 2006. 131 f. Dissertação (Mestrado Profissional em Sistemas de Gestão) – Universidade Federal Fluminense, Niterói, 2006.

44. ROBY, Bill. **Principles & Practices of Using CO_2 for Enhanced Oil Recovery**. Occidental Petroleum Corporation, Bakersfield, California, 2009.

45. SANT'ANNA, Andréia Abrahão. **Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural**. 2005. 126 f. Monografia (Graduação em Engenharia Química) – Escola de Química da UFRJ, Rio de Janeiro, 2005.

46. SCHÜFFNER, Cláudia. 2009. **Petrobras testa tecnologias para "seqüestrar" CO_2**. Artigo de Jornal – Valor Econômico, 2009.

47. SEED, Energia e Mudança do Clima Global. **Captura e Armazenamento de Dióxido de Carbono**. Schlumberger, 12 de Setembro de 2010. Acessado em: 02 de Outubro de 2010. Disponível em:

http://www.seed.slb.com/subcontent.aspx?id=4148&LangType=1046

48. SHEN, Débora Mei. **Estudo da viabilidade técnica de um ciclo de liquefação de gás natural de pequena escala**. 2006. 85 f. Monografia (Graduação em Engenharia – Departamento de Engenharia Mecânica) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

49. SOARES, Pedro. **Petrobras estuda "sumir" com CO_2 da camada pré-sal**. Folha.com, 31 de Maio de 2009. Acessado em: 02 de Outubro de 2010. Disponível em: http://www1.folha.uol.com.br/folha/ciencia/ult306u574388.shtml

50. TN PETRÓLEO. **Sistema Piloto de Tupi recebe primeira plataforma**. Tn Petróleo online, 23 de Setembro de 2009. Acessado em: 02 de Outubro de 2010. Disponível em: http://www.tnpetroleo.com.br/clipping/imprimir/id/5773

51. TN PETRÓLEO. **Petrobras testa tecnologias para "seqüestrar" CO_2**. Tn Petróleo online, 01 de Dezembro de 2009. Acessado em: 02 de Outubro de 2010. Disponível em: http://www.tnpetroleo.com.br/clipping/imprimir/id/4063

52. TURTON, R.; BAILIE, R. C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. Prentice Hall, 2009, Third Edition.

53. VARGAS, Kenneth J. **Refrigeration provides economic process for recovering NGL from CO2-EOR recycle gas**. Oil & Gas Journal. Canada: Falcon EDF Limited, 2010.

54. VAZ, Célio Eduardo Martins, MAIA, João Luiz Ponce e Santos, WALMIR, Gomes dos. **Tecnologia da Indústria do Gás Natural**. São Paulo: Blucher, 2008.

55. WILLIAMS, Eric e CHANDEL, Munish. **Synthetic Natural Gas (SNG): Technology, Environmental Implications, and Economics**. Climate Change Policy Partnership, Duke University, 2009.

56. ZAMALLOA, Guido Antonio Carrera. **Avaliação de Alternativas Tecnológicas (GNL e GTL) para a Viabilização de Jazidas de Gás Natural remotas em países em desenvolvimento**. 2004. 211 f. Tese (Doutorado em Energia), Universidade de São Paulo, São Paulo, 2004.

57. ZARENEZHAD, B. e HOSSEINPOUR, N.. **An Extractive Distillation Technique for Producing CO_2 Enriched Injection Gas in EOR Fields**. Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 2008, doi:10.1016/j.jiec.2010.03.001.

58. ZARENEZHAD, B. e HOSSEINPOUR, N.. **An extractive distillation technique for producing CO_2 enriched injection gas in enhanced oil recovery (EOR) fields**. Energy Conversion and Management, 50, 2009, 1491–1496.