PROGRAMA EQ-ANP

Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural

Análise das Tecnologias de Remoção de CO_2 do Gás Natural: Uma Comparação Técnico-Econômica de Absorção, Membranas e Híbridos.

Tatiana Salviano Gadêlha

Orientadores:

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

Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Março de 2013.

Tatiana Salviano Gadêlha

Análise das Tecnologias de Remoção de CO_2 do Gás Natural: Uma Comparação Técnico-Econômica de Absorção, Membranas e Híbridos.

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.

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

José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Rio de Janeiro

2013

Tatiana Salviano Gadêlha

Análise das Tecnologias de Remoção de CO_2 do Gás Natural: Uma Comparação Técnico-Econômica de Absorção, Membranas e Híbridos.

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:

_____

Prof[a].. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo,Ph.D
Orientadora

_____

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

_____

Prof. Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, Ph.D

_____

Prof. Romildo Pereira Brito, D.Sc.

_____

Wilson Mantovani Grava, D.Sc.

Rio de Janeiro
2013

G124a Gadêlha, Tatiana Salviano

Análise das Tecnologias remoção de CO_2 do Gás Natural: uma comparação Técnico-Econômica de Absorção, Membranas e Híbridos / Tatiana Salviano Gadêlha – Rio de Janeiro, 2013.
134 f.: il.

Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Rio de Janeiro, 2012.

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

1. Captura de CO_2. 2. Simulação de Processos. 3. Gás natural. 4. Absorção Química. 5. Absorção Física. 6. Membranas. – Teses. I. Araújo, Ofélia de Queiroz Fernandes. (Orient.). II. Medeiros, José Luiz de. (Orient.). III. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Programa em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química. IV. Título.

CDD: 665.73

“A prova tortura. Sem ela, entretanto, é impossível a aprendizagem”.

Francisco Cândido Xavier – Pelo Espírito André Luiz.

Agradecimentos

- A Deus por ter me oferecido a oportunidade de viver, evoluir a cada dia e conhecer todas as pessoas que conviveram comigo nestes últimos anos aqui no Rio. Sem ele nada seria possível;
- Aos meus pais, Inês e Paulo, e irmã Poliana, pelo apoio incentivo, amor, carinho e compreensão;
- A meu noivo Everson de Lima, todo meu amor e carinho a pessoa que em momentos felizes compartilhou sonhos e alegrias e em ocasiões difíceis sempre me confortou e deu forças para continuar. Sem ele eu não teria chegado até aqui.
- Aos meus orientadores, Professora Ofélia e Professor José Luiz, pela contribuição, apoio e carinho durante estes anos como parte do H2CIN;
- A toda a equipe do H2CIN (os atuais e ex-membros) por estarem sempre dispostos a ajudar no que fosse preciso, fazendoesta caminhada um pouco mais suave e alegre.
- Ao IBP/BG pela concessão da bolsa e pelo financiamento do projeto;

Gostaria de declarar meus sinceros agradecimentos a todos aqueles, mesmo não citados, mas que direta ou indiretamente me ajudaram nesta etapa.

A todos vocês minha eterna gratidão

Resumo

GADELHA, Tatiana Salviano. **Análise das Tecnologias de Remoção de CO_2 do Gás Natural: Uma Comparação Técnico-Econômica de Absorção, Membranas e Híbridos.**Rio de Janeiro, 2013. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013.

O gás natural é um dos combustíveis fósseis que têm adquirido posição estratégica na matriz energética mundial. Após a descoberta do Pré-Sal, o Brasil tem dado mais importância ao gás natural, pois testes em poços mostraram grande existência de gás associado. Dos gases de efeito estufa, 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. O aumento das emissões de dióxido de carbono é uma realidade atual. Uma opção para evitar a emissão deste gás na atmosfera é a Captura e Armazenamento ou Reuso do CO_2. Das tecnologias disponíveis, destaca-se o processo de absorção em soluções aquosas de etanolaminas. Entretanto, em aplicações *offshore*, como a do Pré-Sal, desafios como custos de captura, compressão e transporte, tamanho dos equipamentos e dificuldades para processar grandes vazões de CO_2, tornam necessário o estudo tecnologias alternativas. Neste trabalho, foram simulados os seguintes processos de captura de CO_2: (i) por absorção química com as etanolaminas MEA, MDEA e mistura MEA/MDEA, (i) captura por módulos de membranas, (iii) captura por absorção física com carbonato de propileno e (iv) captura por processo híbrido conjugando carbonato de propileno com membranas. Para tal, empregou-se o simulador comercial PRO/II®. Os resultados mostraram que o aumento da vazão de gás natural e concentração de CO_2 nos processos de absorção química com aminas MEA, MDEA e mistura MEA/MDEA, promoveram aumento no tamanho dos equipamentos e nos custos CAPEX e OPEX. As membranas mostraram-se uma alternativa eficiente, mas de alto custo, enquanto que o uso do carbonato de propileno apresentou alta perda de metano, mas custos reduzidos. O processo híbrido de carbonato de propileno com membrana mostrou-se uma alternativa atrativa, com reduzido consumo energético e baixa perda de metano. Por fim, o estudo evidenciou que o processo de compressão do CO_2 é um fator de custo expressivo a ser considerado na avaliação de processos de captura de CO_2.

Abstract

GADELHA, Tatiana Salviano. **Analysis of the Technologies of CO_2 Removal from Natural Gas: A Technical-Economic Comparison of Absorption, Membranes and Hybrids**.Rio de Janeiro, 2013. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013.

Natural gas is a fossil fuel that has acquired a strategic position in the global energy matrix. After the discovery of Pre-Salt reserves, Brazil has given more importance to natural gas because tests on wells showed great presence of gas associated, with high CO_2 content The greenhouse gas CO_2 is identified as the main contributor to global warming, although not standing as the gas-most impact to the environment. The increase in carbon dioxide emissions is a current reality. An option to avoid the emission of this gas to the atmosphere is the capture and storage of CO_2. Among the available technologies, is the process of chemical absorption in aqueous solutions of ethanolamines. However, in offshore applications, such as the pre-salt, challenges as costs of capture, compression and transportation, equipments sizes and difficulty of processing large flows of CO_2, make it necessary to study alternative Technologies. In this work, CO_2 capture processes were simulated: (i) by chemical absorption with ethanolamines - MEA, MDEA and MEA/MDEA mixtures, (ii) by membrane modules, (iii) by physical absortion with propylene carbonate and (iv) by a hybrid process combining propylene carbonate with membranes. The simulations were performed with commercial simulator PRO/II®. The results showed that increasing the natural gas flow and its CO_2 content to chemical absorption processes with MEA, MDEA and MEA/MDEA mixture, increased equipment sizes and costs CAPEX and OPEX. Membranes proved to be an efficient although expensive alternative, while physical absorption by propylene carbonate exhibited a high loss of methane, but reduced costs. The hybrid process of physical absorption by propylene carbonate followed by membrane module–showed to be an attractive alternative, with reduced energy consumption and low methane loss. Finally, it was remarkable that the CO_2 compression process is a significant cost factor to be considered in the cost of CO_2 capture processes.

Índice de Figuras

Figura 1: *Cluster* da Bacia de Santos. Fonte: LIMA (2009). _____ 1

Figura 2: Reservatório produtor de óleo e gás. Fonte: MAIA,2007. _____ 7

Figura 3: Como ocorre o Efeito Estufa. Fonte: O EFEITO ESTUFA (2007). _____ 9

Figura 4: Emissão anual de GEEs de 1970 até 2004. (IPCC, 2007) _____ 10

Figura 5: Gráfico do aumento entre a diferença média global da temperatura na superfície e a temperatura média de 1961-1990. Fonte:KOTHANDARAMAN, 2010. _____ 10

Figura 6: Diagrama Esquemático de transporte e armazenamento de CO_2. Adaptado de CARBON CAPTURE AND STORAGE FACT SHEET (2012). _____ 12

Figura 7: Métodos para Separação de CO_2. Adaptado de BARBOSA, 2009. _____ 12

Figura 8: Fluxograma simplificado do processo de captura de CO_2. Fonte: Adaptado de CO_2 CAPTURE/SEPARATION TECHNOLOGIES (2012) _____ 13

Figura 9: Remoção de CO_2 através de Membrana. Fonte: Adaptado de CO_2 CAPTURE/SEPARATION TECHNOLOGIES. _____ 17

Figura 10: Comparação entre o tamanho da unidade de membranas e aminas. Fonte: DORTMUND e DOSHI, 1999. _____ 18

Figura 11: Funcionamento da membrana. Fonte: Adaptado de AMARAL (2009). _____ 19

Figura 12: Esquema de módulos de membranas em (a) 1 estágio e (b) 2 estágios. Fonte: Adaptado MONTEIRO (2009). _____ 19

Figura 13: Configurações de estágios de membranas. Fonte: DATTA e SEN, 2006. _____ 20

Figura 14: Estrutura do Carbonato de Propileno (CP). Fonte: MAK *et al*, 2006. _____ 21

Figura 15: Fluxograma Simplificado do Processo de Absorção Física pelo Carbonato de Propileno (CP) _____ 23

Figura 16: Organograma da metodologia utilizada _____ 30

Figura 17: Fluxograma de Processo para a Remoção de CO_2 do Gás de Síntese. Fonte: LEITES *et al*, (2003). _____ 31

Figura 18: Fluxograma Simplificado do Processo de Captura de CO_2 Implementado no PRO/II. _____ 32

Figura 19: Fluxograma da Captura de CO_2 por Absorção Química com MEA. _____ 32

Figura 20: Fluxograma da Captura de CO_2 para a MDEA. _____ 33

Figura 21: Módulo AMSIM do PRO/II _____ 34

Figura 22: Fluxograma da Captura de CO_2 para amistura MEA/MDEA. _____ 35

Figura 23: Matriz de Análise da Eficiência de remoção de CO_2 na regeneração para a MEA.38

Figura 24: Matiz de Análise da Eficiência de remoção de CO_2 na regeneração para a MDEA. _____ 38

Figura 25: Matriz de Análise da Eficiência de remoção de CO_2 na regeneração para a mistura MEA/MDEA. _____ 39

Figura 26: Matriz de Análise da Influência do *loading* na Carga Térmica do Refervedor da Regeneradora de MEA._____ 40

Figura 27: Matriz de Análise da Influência do *loading* na Carga Térmica do Refervedor da Regeneradora de MDEA. _____ 40

Figura 28: Matriz de Análise da Influência do *loading* na Carga Térmica do Refervedor da Regeneradora da mistura MEA/MDEA. _____ 41

Figura 29: Metodologia Adotada para o Estudo da Influência da Variação do Percentual de CO_2 e da Vazão de Gás natural nos Equipamentos e nos Custos do Processo. _____ 42

Figura 30: Esquema Simplificado Adotado para o Estudo da Captura de CO_2 por Membranas (a) CASO1: 2 estágios com reciclo e, (b) CASO 2: 2 estágios sem reciclo. _____ 43

Figura 31: Fluxograma da Captura de CO_2 por Módulos de Membranas em Dois Estágios Com Reciclo – CASO1 _____ 44

Figura 32: Fluxograma da Captura de CO_2 por Membranas em Dois Estágios Sem Reciclo – CASO2 _____ 45

Figura 33: Matriz de Análise da Influência da Vazão de CP na Eficiência e nos Custos dos Processos. _____ 46

Figura 34: Esquema Simplificado Adotado para o Estudo da Captura de CO_2 pelo (a) CASO1: Carbonato de Propileno e (b) CASO 2: Processo Híbrido - Carbonato de Propileno com Módulo de Membranas. _____ 47

Figura 35: Fluxograma da Captura de CO_2 pelo Carbonato de Propileno – CASO 1._____ 48

Figura 36: Fluxograma da Captura de CO_2 por Processo Híbrido de Carbonato de Propileno e Módulo de Membrana – CASO 2 _____ 50

Figura 37: Matriz de Análise da Influência da Vazão da Corrente de Entrada no Trem de Compressão nos Custos desta Etapa._____ 51

Figura 38: Fluxograma da Etapa de Compressão da Corrente de CO_2._____ 52

Figura 39: Eficiência na Remoção de CO_2 em Função da Carga Térmica na Regeneradora para 5, 10 e 15 Estágios - MEA_____ 55

Figura 40: *Loading* e Carga Térmica na regeneradora em Função da razão L/G - MEA____ 56

Figura 41: Custos (a) CAPEX e (b) OPEX versus a Vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 por MEA. _____ 63

Figura 42: Logarítmo do (a) CAPEX e (b) OPEX em Função da vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 por MEA_____ 63

Figura 43: Percentual de CO_2 no Gás Natural versus o CAPEX e OPEX paraa MEA com (a) 0,1MMnm^3/dia (b) 0,5MMnm^3/dia (c) 1MMnm^3/dia (d) 1,5MMnm^3/dia (e) 2MMnm^3/dia._ 66

Figura 44: Eficiência na Remoção de CO_2 em Função da Carga Térmica na Regeneradora para 5, 10 e 15 Estágios – MDEA _____ 67

Figura 45: *Loading* de CO_2 e Carga Térmica na regeneradora em Função da razão L/G - MDEA _____ 68

Figura 46: Custos (a) CAPEX e (b) OPEX versus a Vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 por MDEA. _____ 76

Figura 47: Logarítmo do (a) CAPEX e (b) OPEX em Função da vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 por MDEA _____ 76

Figura 48: Percentual de CO_2 no Gás Natural versus o CAPEX e OPEX para a MDEA com (a) 0,1MMnm^3/dia (b) 0,5 MMnm^3/dia (c) 1 MMnm^3/dia (d) 1,5 MMnm^3/dia (e) 2 MMnm^3/dia_____ 79

Figura 49: Eficiência na Remoção de CO_2 em Função da Carga Térmica na Regeneradora para 5, 10 e 15 Estágios – Mistura MEA/MDEA_____ 80

Figura 50: *Loading* de CO_2 e Carga Térmica na regeneradora em Função da razão L/G - Mistura MEA/MDEA _____ 81

Figura 51: Custos (a) CAPEX e (b) OPEX versus a Vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 pela Mistura MEA/MDEA. _____ 89

Figura 52: Logarítmo do (a) CAPEX e (b) OPEX em Função da vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 pela Mistura MEA/MDEA. _____ 89

Figura 53: Teor de CO_2 no Gás Natural versus o CAPEX e OPEX para a Mistura MEA/MDEA com (a) 0,1MMnm^3/dia (b) 0,5 MMnm^3/dia (c) 1 MMnm^3/dia (d) 1,5 MMnm^3/dia (e) 2 MMnm^3/dia_____ 92

Figura 54: Vazão da Corrente de CO_2 Versus os Custos CAPEX e o OPEX, para a Etapa de Compressão. _____ 106

Figura 55: Log de Q Versus Log dos Custos CAPEX e do OPEX, para a Etapa de Compressão. _____ 107

Figura 56: Correlação Generalizada de Queda de Pressão na Coluna. Fonte: CAMPBELL, 2004._____ 122

Figura 57: Gráfico para determinação do tipo de compressor. FONTE: Branan, 2005 ____ 126

Índice de Tabelas

Tabela 1: Componentes do gás natural. Adaptado: MAIA, 2007. 7

Tabela 2: Composição típica do gás natural. Adaptado PETROFED (2012). 8

Tabela 3: Custo aproximado de diferentes aminas. 15

Tabela 4: Solubilidade de alguns gases em carbonato de propileno. Fonte: Adaptado deKOHL e NIELSEN, 1997. 22

Tabela 5: Dados operacionais de plantas de solventeflúor. Fonte: Adaptado de KOHL e NIELSEN (1997) 22

Tabela 6: Parâmetros da Corrente de Gás Natural 36

Tabela 7: Condição das Correntes de Amina. 37

Tabela 8: Premissas de Projeto para as Etapas de Absorção de Regeneração. 37

Tabela 9: Valores de Permeância para Vários Componentes. Fonte: PETERS *et al*, 2011. 43

Tabela 10: Área das Membranas e Pressão do Permeado para os Dois Casos Simulados. 44

Tabela 11: Premissas para a Etapa de Absorção. 47

Tabela 12: Parâmetros da Corrente de Carbonato de Propileno. 48

Tabela 13: Área da Membrana e Pressão do Permeado e Retentado para o CASO 2. 49

Tabela 14: Parâmetros da Corrente de CO_2 51

Tabela 15: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,1MMnm^3/dia de GN – MEA. 57

Tabela 16: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,5MMnm^3/dia de GN– MEA. 58

Tabela 17: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1MMnm^3/dia de GN – MEA. 59

Tabela 18: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1,5MMnm^3/dia de GN – MEA. _____ 60

Tabela 19: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 2MMnm^3/dia de GN – MEA. _____ 61

Tabela 20: Resultado do CAPEX e OPEX para a Captura de CO_2 por MEA._____ 62

Tabela 21: Correlações de CAPEX com a Vazão de Gás (Q) para a Captura de CO_2 com MEA. _____ 64

Tabela 22: Correlações de OPEX com a Vazão de Gás (Q) para Captura de CO_2 com MEA. 64

Tabela 23: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,1MMnm^3/dia de GN – MDEA._____ 70

Tabela 24: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,5MMnm^3/dia de GN – MDEA._____ 71

Tabela 25: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1MMnm^3/dia de GN – MDEA._____ 72

Tabela 26: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1,5 MMnm^3/dia de GN – MDEA._____ 73

Tabela 27: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 2 MMnm^3/dia de GN – MDEA._____ 74

Tabela 28: Resultados do CAPEX e OPEX para a Captura de CO_2 por MDEA. _____ 75

Tabela 29: Equações que Correlacionam o CAPEX e a Vazão de Gás Q para a MDEA. ___ 77

Tabela 30: Equações que Correlacionam o OPEX e a Vazão de Gás Q para a MDEA. ____ 77

Tabela 31: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,1MMnm^3/dia de GN– MEA/MDEA. _____ 83

Tabela 32: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,5MMnm^3/dia de GN – MEA/MDEA. _____ 84

Tabela 33: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1MMnm^3/dia de GN – MEA/MDEA. _____ 85

Tabela 34: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1,5MMnm^3/dia de GN – MEA/MDEA. _____ 86

Tabela 35: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 2MMnm^3/dia de GN – MEA/MDEA. _____ 87

Tabela 36: Resultado do CAPEX e OPEX para a Captura de CO_2 pela Mistura MEA/MDEA. _____ 88

Tabela 37: Equações que Correlacionam o CAPEX e a Vazão de Gás Q para a Mistura MEA/MDEA. _____ 90

Tabela 38: Equações que Correlacionam o OPEX e a Vazão de Gás Q para a Mistura MEA/MDEA. _____ 90

Tabela 39: Resultado das Principais Correntes para o CASO 1 e CASO 2. _____ 94

Tabela 40: Dimensionamento dos Equipamentos para o CASO 1 e CASO 2. _____ 95

Tabela 41: CAPEX e OPEX para o CASO 1 e CASO 2. _____ 96

Tabela 42: Perda de Metano e Recuperação de CO_2 para o CASO 1 e CASO 2. _____ 96

Tabela 43: Resultado das Principais Correntes para o CASO 1._____ 97

Tabela 44: Dimensionamento dos Equipamentos para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP - CASO 1. _____ 98

Tabela 45: CAPEX e OPEX para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP - CASO 1._ 99

Tabela 46: Perda de Metano e Recuperação de CO_2 para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP - CASO 1. _____ 99

Tabela 47: Resultado das Principais Correntes para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP – CASO 2 _____ 100

Tabela 48: Dimensionamento dos Equipamentos para CASO 2. _____ 101

Tabela 49: CAPEX e OPEX para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP - CASO 2. 102

Tabela 50: Perda de Metano e Recuperação de CO_2 para o CASO 2._____ 102

Tabela 51: Dimensionamento dos Equipamentos para a Etapa de Compressão. _____ 104

Tabela 52: Resultados do CAPEX e OPEX para a Etapa de Compressão. _____ 105

Tabela 53: Correlações de CAPEX com a Vazão de Gás Q para a Etapa de Compressão. _ 107

Tabela 54: Perda de Carga em Colunas de Absorção para Vários Tipos de Serviços.Fonte: CAMPBELL, 2004. _____ 121

Tabela 55: Fator de Recheio para Vários Tipos de Recheios. Fonte: CAMPBELL, 2004. _ 123

Tabela 56: Valores Típicos para Espaçamento entre Pratos. Fonte: CAMPBELL, 2004 __ 124

Tabela 57: Valores típicos para o coeficiente Global de Troca térmica. Fonte: CAMPBELL, 2004 _____ 125

Tabela 58: Valores Típicos do Expoente de Custo para Vários Equipamentos. Fonte: Adaptado de TURTON *et al* (2009) e PERRY (1997). _____ 129

Tabela 59: Fatores que afetam o custo capital. Fonte: MACHADO (2012)._____ 130

Tabela 60: Fatores que afetam o custo operacional. Fonte: TURTON *et al* (2009). _____ 133

Tabela 61: Fatores de Custo para Calculo do OPEX._____ 134

Lista de Abreviaturas e Símbolos

AMSIM - *Amine Treating Unit Simulator* ou Simulador de Unidade de Tratamento de Amina

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás e Biocombustíveis.

CAPEX – Custo Capital

CFCs - Clorofluorcarbonos

C_1 - Metano

C_2 - Etano

C_3 - Propano

C_4 - Butano

C_5 - Pentano

C_{10} - Decano

CB – Custo Base

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

CO –Monóxido de Carbono

CO_2 –Dióxido de Carbono

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

CP – Carbonato de Propileno.

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

DEA –Dietanolamina

DEPG - Étererdimetílicodepropilenoglicol

DGA - Diglycolamine

EOR – *Enhanced Oil Recover*ou Recuperação Avançada de Petróleo

FCD – Fluxo de Caixa Descontado

GEE – Gases de Efeito Estufa

GLP - Gás liquefeito de petróleo

GN – Gás Natural

H_2O –Água

HFCs –Hidroclorofluorcarbonos

H_2 - Hidrogênio

H_2S – Dióxido de Enxofre

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

Log –Logarítmo neperiano na base 10.

MEA-Monoetalonamina

MDEA - Metildietalonamina

$MMnm^3$/dia –Milhões de normal metros cúbicos por dia.

N_2–Nitrogênio

N_2O - Óxido nitroso

O_3- Ozônio

OPEX–Custo Operacional

PFCs –Perfluocarbonos

RSHs - Mercaptanas

SF_6 - Hexafluoreto de enxofre

TEA - Trietanolamina

Sumário

1. Introdução 1

1.1. Justificativa 2

1.2. Objetivos 3

1.2.1. Objetivo Geral 3

1.2.2. Objetivos Específicos 3

1.3. Estrutura da Dissertação 4

2. Revisão Bibliográfica 6

2.1. O Gás Natural 6

2.1.1. Definição 6

2.1.2. Composição Típica do Gás Natural 7

2.2. Dióxido de Carbono (CO_2) 8

2.2.1. Definição 8

2.2.2. Emissões de CO_2 e Mudanças Climáticas 8

2.2.3. Redução nas Emissões de CO_2 11

2.3. Tecnologias de Captura, Uso e Armazenamento de Dióxido de Carbono 11

2.3.1. Absorção Química: Aminas 13

2.3.2. Captura Física 16

2.4. Simulação de Processos. 24

2.4.1. Aplicações Gerais dos Simuladores de Processos 24

2.4.2. O Simulador de Processos PRO/II® 25

2.4.3. Pacote Termodinâmico de Aminas 25

2.4.4. Módulo AMSIM(Amine Treating Unit Simulator) 26

2.5. Avaliação Econômica de Processos 27

3. Metodologias e Estratégias de Simulação 29

3.1. Processo de Captura de CO_2 por Aminas 30

3.1.1. Processo de Captura de CO_2 por MEA e MDEA 30

3.1.2. Processo de Captura de CO_2 por Absorção Química pela mistura MEA/MDEA 34

3.1.3. Avaliação dos Processos de Captura de CO_2 por Absorção Química com Aminas 36

3.2. Processo de Captura de CO_2 por Membranas 42

3.3. Processo de Captura de CO_2 por Absorção Física com Carbonato de Propileno (CP) 45

3.4. Etapa de Compressão de CO_2 51

4. Absorção Química: Resultados e Discussões 54

4.1. Captura do CO_2 por MEA 54

4.1.1. Resultado da Análise 1 - Recuperação do CO_2 no Topo da Regeneradora 54

4.1.2. Resultados da Análise 2 - Análise da Influência do Loading de CO_2 na Carga Térmica da Regeneradora 55

4.1.3. Resultados da Análise 3 - Variação do Percentual de CO_2 e da Vazão de Gás Natural nos Equipamentos, CAPEX e OPEX 56

4.2. Captura por MDEA 67

4.2.1. Resultados da Análise 1 - Recuperação do CO_2 na Regeneração 67

4.2.2. Resultados da Análise 2 - Análise da Influência do Loading de CO_2 na Carga Térrmica da Regeneradora 68

4.2.3. Resultados da Análise 3 - Variação do Percentual de CO_2 e da Vazão de Gás Natural nos Equipamentos, CAPEX e OPEX 69

4.3. Para a Captura pela mistura MEA/MDEA 80

4.3.1. Resultados da Análise 1 - Recuperação do CO_2 na Regeneração 80

4.3.2. Resultados da Análise 2 - Análise da Influência do Loading na Carga Térrmica da Regeneradora 81

4.3.3. Resultados da Análise 3 - Variação do Percentual de CO_2 e da Vazão de Gás Natural nos Equipamentos, CAPEX e OPEX 82

5. Absorção Física e Permeação por Membranas: Resultados e Discussões 94

5.1. Captura de CO_2 em Módulos de Membranas 94

5.2. Captura de CO_2 pelo Carbonato de Propileno. 97

5.2.1. CASO 1: Captura do CO_2 Exclusiva pelo Carbonato de Propileno 97

5.2.2. CASO 2: Captura do CO_2 pelo Processo Híbrido CP + Membrana. 100

6. Etapa de Compressão 104

7. Conclusões 109

8. Referências Bibliográficas 113

9. Apêndice A: Dimensionamento dos Equipamentos 119

10. Apêndice B: Análise Econômica 128

Capítulo 1

Introdução

1. Introdução

O gás natural é um dos combustíveis fósseis que têm adquirido posição estratégica na matriz energética mundial, mostrando-se uma alternativa por ser um combustível econômico e limpo em relação a outros combustíveis fósseis.

Após a descoberta do Pré-Sal, em 2009, o Brasil deu mais importância ao gás natural, pois testes mostraram que a área de Lula (antiga Tupi) indicava vazões potenciais de 15 a 50 mil barris de óleo por dia e a presença de 8% a 12% de CO_2 no gás associado LIMA (2009).

Atualmente, os poços em operação no Pré-Sal, como os do Campo de Lula, têm atingido 35 mil barris por dia no pico de produção, mas mantido média de 20 mil a 25 mil barris diários (DURÃO, 2013).

A Figura 1 mostra o *cluster* da Bacia de Santos, incluindo a área de Tupi, que atualmente chama-se Lula.

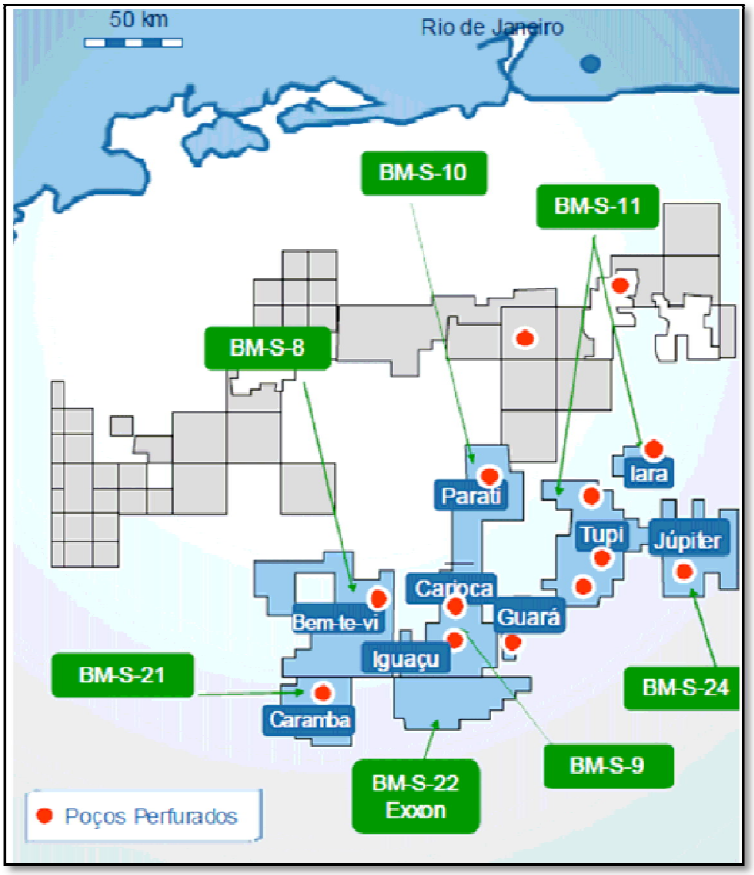


Figura 1: *Cluster* da Bacia de Santos. Fonte: LIMA (2009).

Sabe-se que as concentrações de 8% a 12% de CO_2 no gás associado do Pré-Sal são muito maiores que em outros campos petrolíferos. Nos demais campos brasileiros, a concentração média é de 5%. Estimativas apontam, somente nas áreas de Tupi e Iara, a existência de 3,1 bilhões de toneladas de CO_2(LIMA, 2009).

A destinação a ser dada ao dióxido de carbono, um dos principais gases causadores do efeito estufa, oriundo do Pré-sal é um grande desafio para as empresas que irão explorá-lo.

1.1. Justificativa

Na superfície da Terra ocorre um fenômeno natural e indispensável para manter a superfície do planeta aquecida e, assim, apta a existência da vida: o efeito estufa. No entanto ações antrópicas, como a queima de combustíveis fósseis (como petróleo, gás natural e carvão) e a mudança no uso do solo (desmatamento e queimadas) intensificaram a emissão de gases de efeito estufa (GEE). Dos GEEs, CO_2 é apontado como o principal contribuinte para o aquecimento global, apesar de não ser o que causa mais impacto ao meio ambiente (BARBOSA, 2010).

O aumento das emissões de dióxido de carbono é uma realidade devido ao aumento da demanda por energia primária no mundo. No Brasil, a preocupação com o aumento nas emissões de CO_2 tem se intensificado desde 2007, após os anúncios feitos pela Petrobras das descobertas de petróleo na camada do Pré-Sal brasileiro.

Uma opção para evitar a emissão deste gás na atmosfera é Captura (ou Sequestro), uso e Armazenamento do CO_2 (CCUS), que é caracterizada por separar o CO_2 da corrente de gás natural e injetá-lo em estado líquido ou supercrítico em formações geológicas, com a finalidade de isolá-lo da atmosfera. Segundo José Formigli, gerente executivo da Petrobras, a reinjeção é viável e seu emprego se justifica pelo grande passivo ambiental que seria gerado caso o CO_2 fosse liberado. (LIMA, 2009).

Diante deste cenário, estudar a captura e o armazenamento do CO_2 e avaliar tecnicamente as diversas alternativas de processo de captura de CO_2 e sua viabilidade técnico-econômica torna-se de suma importância, especialmente no atual contexto do Pré-Sal.

1.2. Objetivos

1.2.1. Objetivo Geral

Investigar o uso de tecnologias de captura de CO_2 do Gás natural, estudando suas viabilidades técnica e econômica.

1.2.2. Objetivos Específicos

- Simular processos de captura de CO_2 no ambiente de simulação comercial PRO/II® 9.0, contemplando-se as seguintes alternativas:
    - Absorção química com etalonaminas: MEA, MDEA e mistura MEA/MDEA;
    - Permeação com membranas;
    - Absorção física com carbonato de propileno;
    - Processo híbrido, que conjuga a tecnologia de absorção física em carbonato de propileno com tecnologia de permeação em membranas.
- Estudar a influência da vazão de gás natural e de seu teor de CO_2 no desempenho de processos de captura química por etanolaminas - MEA, MDEA e mistura MEA/MDEA;
- Analisar o desempenho do processo de captura de CO_2 por membranas;
- Estudar o processo de absorção física de CO_2 por carbonato de propileno e a influência da sua vazão no desempenho do processo;
- Analisar o desempenho da captura de CO_2 por processo híbrido conjugando absorção física em carbonato de propileno com processo de permeação em módulo de membranas;
- Avaliar economicamente os processos investigados, envolvendo o dimensionamento dos principais equipamentos; estimativa de despesas de capital (CAPEX) e de despesas operacionais (OPEX).
- Estudar a etapa de compressão do gás CO_2, oriundo da etapa de captura, analisando a influência da vazão do CO_2 nos custos;
- Propor equações generalizadas que correlacionem o CAPEX e o OPEX com a vazão do gás CO_2 para a etapa de compressão;

1.3. Estrutura da Dissertação

Este trabalho está estruturado em oito Capítulos, onde são apresentados e analisados quatro Processos de Captura de CO_2: (i) absorção química com etalonaminas: MEA, MDEA e mistura MEA/MDEA; (ii) absorção física com carbonato de propileno; (iii) permeação com módulos de membranas; e (iv) processo híbrido, que conjuga absorção física em carbonato de propileno com módulo de permeação em membranas.

No segundo Capítulo, é feita uma breve revisão da literatura, para contextualização de objetivos e escopo do estudo. No Capítulo 3, os objetivos são consolidados em "Premissas de Projeto" e "Matrizes de Análises" que explicitam as variáveis investigadas para cada Processo de Captura investigado. Os resultados e discussões relativos aos quatro Processos de Captura são apresentados em dois grupos: Captura Química e Física, respectivamente nos Capítulos 4 e 5. A Absorção Química (Capítulo 4) é avaliada em três cenários de Análise: (1) Recuperação de CO_2 no topo da regeneradora; (2) Influência do *loading* de CO_2 na carga térmica da regeneradora; e (3) Influência da variação do teor de CO_2 e da vazão de gás natural nos Custos de Capital (CAPEX) e nos Custos Operacionais (OPEX). O Capítulo 6 avalia o desempenho econômico da Etapa de Compressão da corrente rica em CO_2. O Capítulo 7 reune as principais conclusões do trabalho e sugestões para desenvolvimentos futuros. As Referências Bibliográficas que orientaram os desenvolvimentos alcançados encontram-se no Capítulo 8. Dois Apêndices completam a estrutura da dissertação. O Apêndice A apresenta os procedimentos de dimensionamento adotados para os principais equipamentos de processo enquanto o Apêndice B expõe a metodologia de análise econômica empregada para cálculo de custos de capital (CAPEX) e operacionais (OPEX) dos processos investigados.

Capítulo 2

Revisão Bibliográfica

2. Revisão Bibliográfica

2.1. O Gás Natural

2.1.1. Definição

Segundo a Lei nº 9.478, de 7 de Agosto de 2007, gás natural é todo hidrocarboneto que permaneça em estado gasoso nas condições atmosféricas normais, extraído diretamente a partir de reservatórios petrolíferos ou gaseíferos, incluindo gases úmidos, secos, residuais e gases raros.

Assim também pode-se afirmar que o o gás natural é um combustível fóssil encontrado em rochas porosas no subsolo, podendo estar associado ou não ao petróleo (gás associado ou gás não associado). É composto por hidrocarbonetos leves: principalmente por metano(C1) e etano(C2), passando pelo propano (C3), butano(C4) e pentano(C5), podendo chegar até o decano(C10). O gás natural permanece no estado gasoso, sob pressão atmosférica e temperatura ambiente. Geralmente apresenta baixos teores de contaminantes como o nitrogênio, dióxido de carbono, água e compostos de enxofre (FILHO, 2005)

O gás natural pode estar ou não associado ao petróleo.

- Gás Associado: aquele existente em reservatórios, em que o plano de explotação prevê a produção de óleo como principal energético, sendo chamados de reservatórios produtores de óleo. A produção de gás associado é atrelada à produção do óleo existente no mesmo reservatório (MAIA, 2007).
- Gás Não-Associado: é aquele existente em reservatórios, em que o plano de explotação prevê a produção de gás como principal energético, sendo chamados de reservatórios produtores de gás (MAIA, 2007).

A Figura 2 ilustra a diferença existente entre os dois tipos de reservatórios citados.

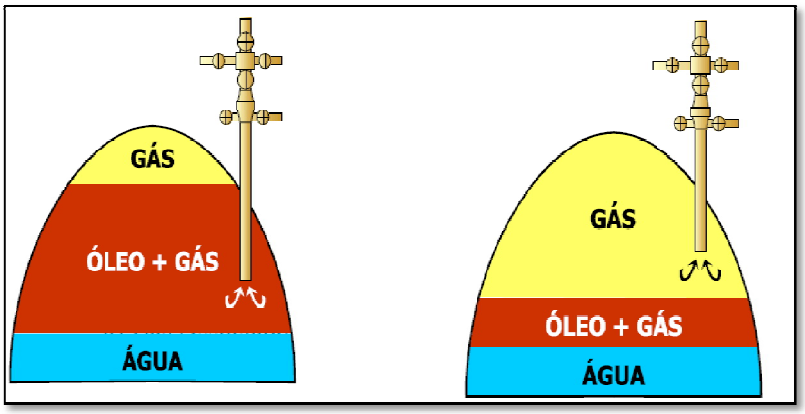


Figura 2: Reservatório produtor de óleo e gás. Fonte: MAIA,2007.

2.1.2. Composição Típica do Gás Natural

O gás natural é uma mistura constituída predominantemente de hidrocarbonetos, sendo os demais componentes conhecidos como contaminantes. A Tabela 1 apresenta os principais constituintes do gás natural.

Tabela 1: Componentes do gás natural. Adaptado: MAIA, 2007.

Hidrocarbonetos		**Não-Hidrocarbonetos**
Metano	n-pentano	Nitrogênio
Etano	Hexano	Dióxido de carbono
Propano	Heptano	Água
Isobutano	Octano	Gás sulfídrico
n- butano	Nonano	Sulfeto de carbonila
isopentano	Decano	Dissulfeto de carbono

A composição dos componentes do gás natural pode variar de acordo com vários fatores, como origem do gás. A Tabela 2 exibe a composição típica do gás natural.

Tabela 2: Composição típica do gás natural. Adaptado PETROFED (2012).

Metano	CH_4	**70-90%**
Etano	C_2H_6	0-20%
Propano	C_3H_8	
Butano	C_4H_{10}	
Dióxido de Carbono	CO_2	0-8%
Oxigênio	O_2	0-0.2%
Nitrogênio	N_2	0-5%
Sulfeto de Hidrogênio	H_2S	0-5%
Gases Raros	A, He, Ne, Xe	Traço

Dentre os componentes do gás natural, a presença de vapor d'água é um fator preocupante, pois, em presença de gases ácidos como CO_2 e H_2S, pode existir a ocorrência de processos corrosivos.

Alem disso, as moléculas de água podem se associar ao metano e ao CO_2 formando hidratos, que é uma estrutura cristalina que causa muitos problemas quando se deposita em equipamentos, linhas e válvulas, causando bloqueio parcial ou total.

2.2. Dióxido de Carbono (CO_2)

2.2.1. Definição

A temperatura ambiente, o dióxido de carbono, é um gás incolor e inodoro e, por isso, de difícil detecção.

O CO_2 é fundamental para a manutenção da vida no planeta, sendo utilizado em mecanismos essenciais como fotossíntese, ciclo do carbono e no aquecimento do planeta, permitindo que a vida na Terra seja possível.

2.2.2. Emissões de CO_2 e Mudanças Climáticas

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 (BARBOSA, 2010). A Figura 3 apresenta esquematicamente como ocorre o Efeito Estufa.

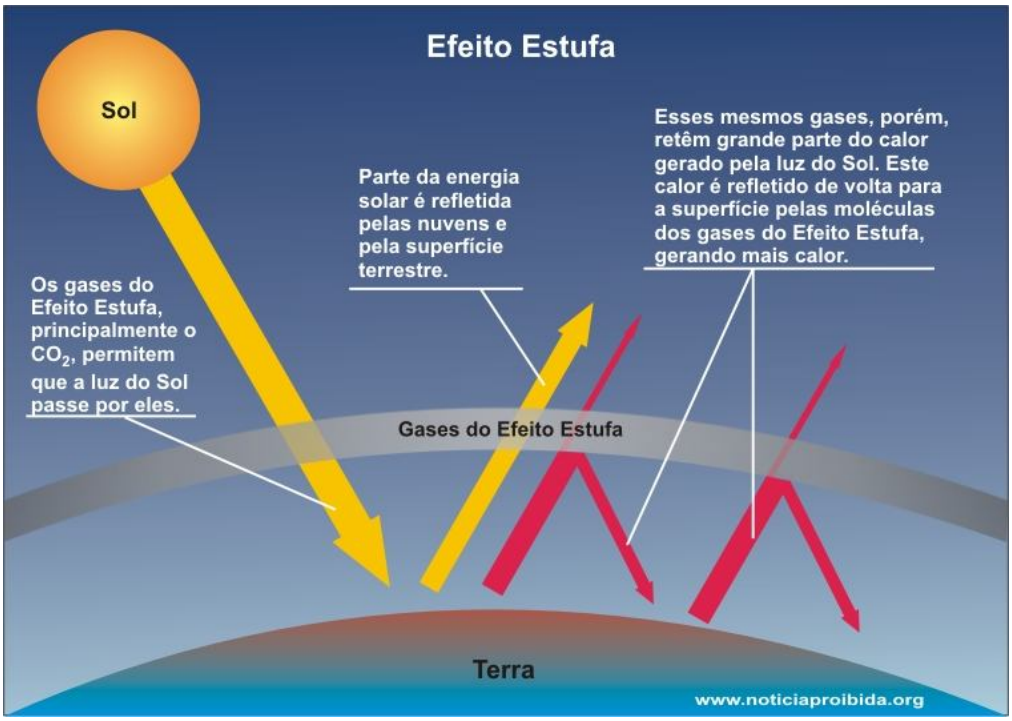


Figura 3: Como ocorre o Efeito Estufa. Fonte: O EFEITO ESTUFA (2007).

Dentre os inúmeros GEEs existentes, destacam-se:

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

Dos GEEs, o CO_2 é visto como um dos principais causadores do efeito estufa. O aumento de sua concentração na atmosfera deve-se à queima de combustíveis fósseis, que vem crescendo ao longo dos anos.

Apesar dos problemas associados à emissão dos GEEs, quantidades cada vez maiores têm sido emitidas na atmosfera, destacando-se a tendência ascendente entre 1970 até 2004, como mostra a Figura 4.

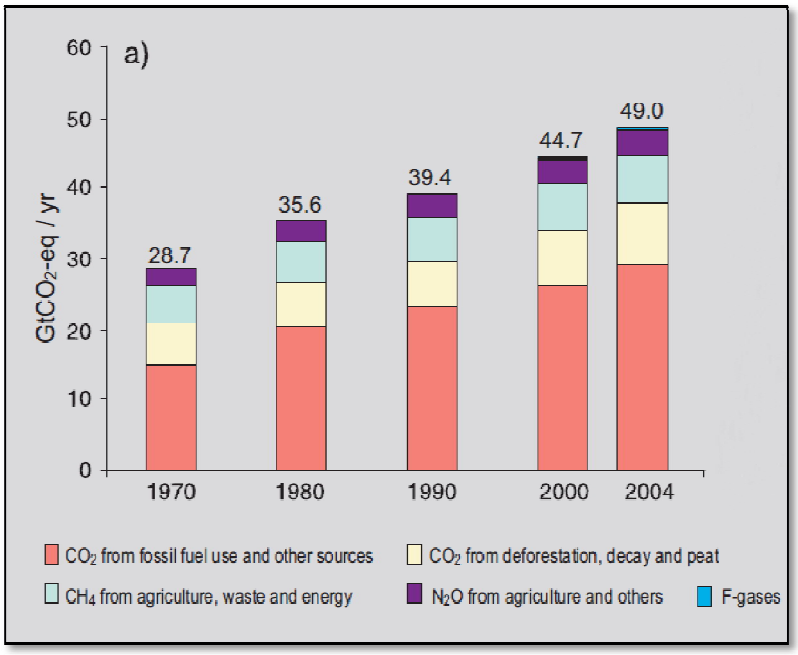


Figura 4: Emissão anual de GEEs de 1970 até 2004. (IPCC, 2007)

Ao passo que a quantidade de CO_2 vem crescendo ao longo dos anos, nos últimos 30 anos, tem havido crescente preocupação devido à elevação das temperaturas globais. A Figura 5 mostra o aumento da diferença entre média global da temperatura na superfície e a temperatura média 1961-1990.

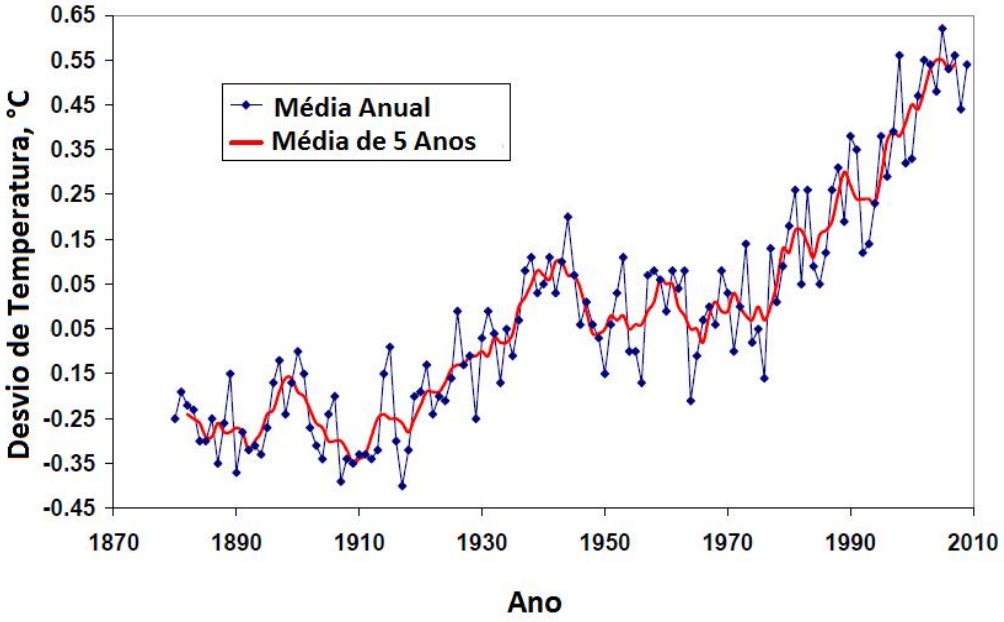


Figura 5: Gráfico do aumento entre a diferença média global da temperatura na superfície e a temperatura média de 1961-1990. Fonte:KOTHANDARAMAN, 2010.

No cenário global, a principal fonte nas emissões de CO_2 está na queima de combustíveis fósseis. Dessa forma, a implementação de uma política que vise à manutenção de uma matriz energética de recursos naturais disponíveis mais limpa é de suma importância para o futuro da Terra. O incentivo a descobertas de tecnologias mais limpas e de maior eficiência, sem gerar danos significativos e duradouros ao meio ambiente, é necessário para o desenvolvimento econômico de qualquer país, que possa ser acompanhado do adjetivo sustentável (NAKAO, 2010).

2.2.3. Redução nas Emissões de CO_2

Medidas visando à redução nas emissões de CO_2, como o Protocolo de Kyoto, que tinha como principais medidas comprometer uma série de nações industrializadas a reduzir suas emissões em 5,2% e criar o Mercado de Créditos de Carbono, onde os países podem comprar ou vender suas cotas de emissão. Entretanto, países como os Estados Unidos, que dependem de sua indústria para a expansão econômica, não respeitam as metas de redução.

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 (BARBOSA, 2010).

2.3. Tecnologias de Captura, Uso e Armazenamento de Dióxido de Carbono

Um método de captura de CO_2 consiste em três etapas distintas. A primeira etapa é a captura do CO_2 de correntes gasosas emitidas durante a produção de energia, processos industriais ou processamento de combustíveis. A Segunda etapa consiste em transportar o CO_2 capturado através de dutovias ou tanques, e por fim, a terceira etapa seria armazenar o gás em lençóis profundos de águas salinas, jazidas esgotadas de petróleo e gás ou em minas de carvão (BARBOSA, 2009). A Figura 6 mostra um exemplo de captura de CO_2 de uma planta de geração de energia e seu armazenamento geológico.

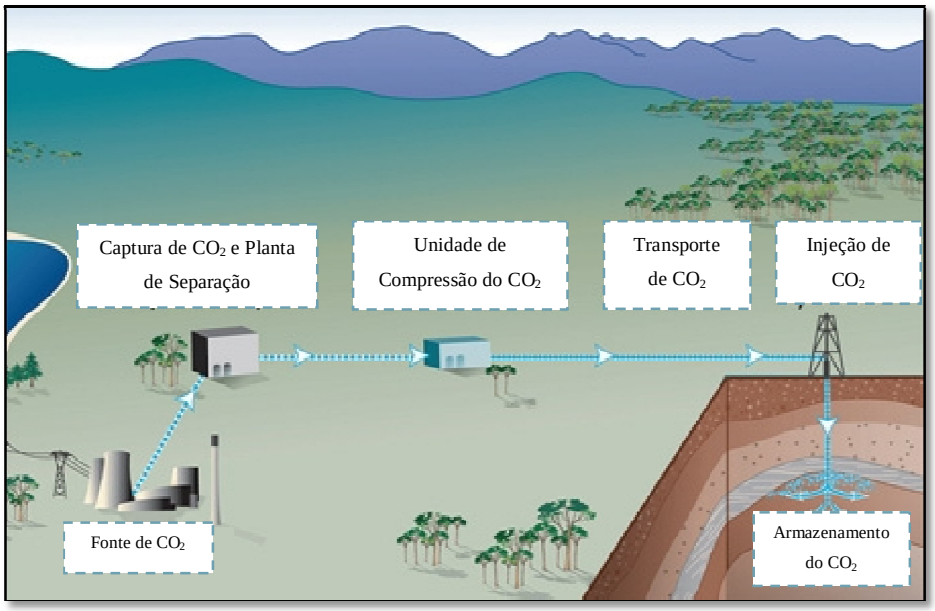


Figura 6: Diagrama Esquemático de transporte e armazenamento de CO_2. Adaptado de CARBON CAPTURE AND STORAGE FACT SHEET (2012).

A opção de captura, uso e armazenamento de CO_2 (CCUS) é reconhecida como uma tecnologia capaz de reduzir as emissões de gases de efeito estufa em larga escala, sendo parte importante do portfólio de alternativas necessárias para atingir reduções significativas das emissões globais (ROCHEDO, 2011).

Existem vários métodos para a captura de CO_2, como mostra a Figura 7 que apresenta os processos para separação de CO_2 e os materiais específicos utilizados para cada processo.

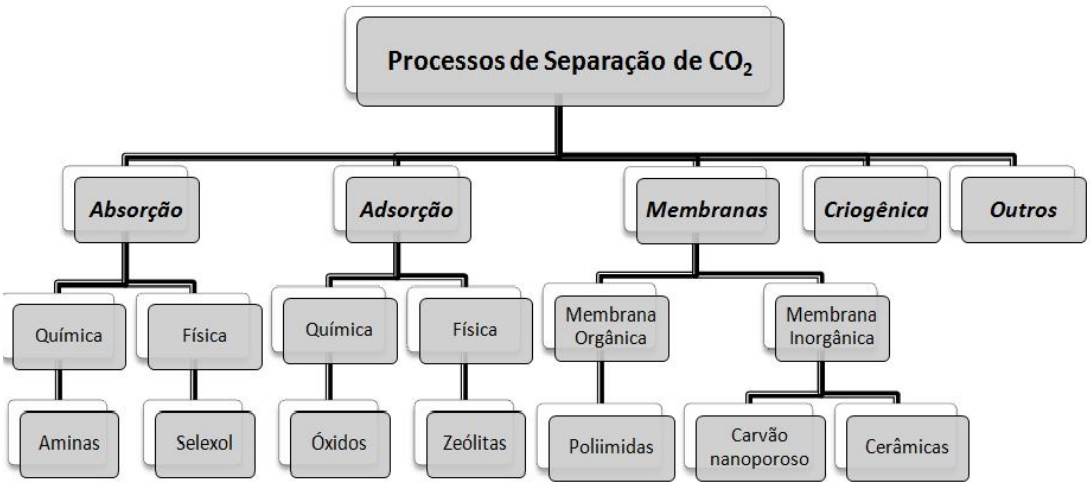


Figura 7: Métodos para Separação de CO_2. Adaptado de BARBOSA, 2009.

Dentre os processos mostrados na Figura 7, as tecnologias mais importantes utilizadas no sequestro de CO_2 são os módulos de membranas e as operações de absorção química em soluções aquosas de etanolaminas.

2.3.1. Absorção Química: Aminas

Na Absorção Química, solventes químicos podem ser usados 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 (decorre deste fato a denominação ("Absorção Química"), 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 (BARBOSA, 2010).

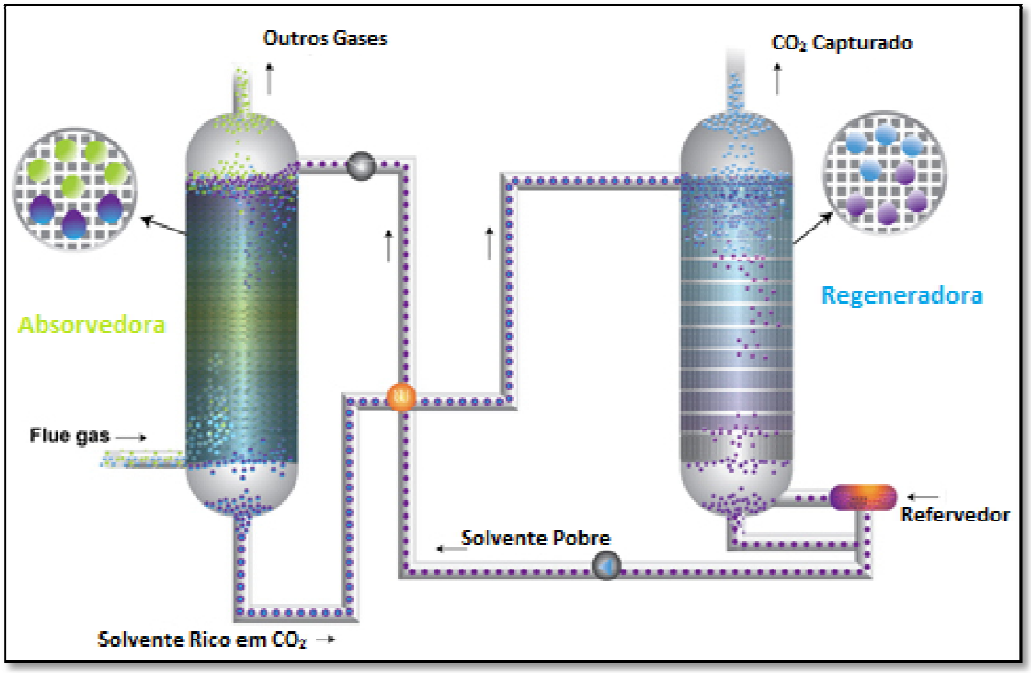


Figura 8: Fluxograma simplificado do processo de captura de CO_2. Fonte: Adaptado de CO_2 CAPTURE/SEPARATION TECHNOLOGIES (2012)

O desenvolvimento de solventes em base de aminas para a remoção de gases ácidos pode ser reconstruído até a década de 1930, com um processo patenteado por R.R. Bottoms,

que usa trietanolamina (TEA) para a remoção de gás sulfídrico (ROCHEDO, 2011). Assim, a TEA se tornou o primeiro solvente comercial.

Ao longo do tempo, outras aminas foram introduzidas aos processos de absorção. Hoje se destacam as aminas primárias monoetalonamina (MEA) e 2-(2-aminoetoxi) etanol (DGA), as aminas secundárias dietalonamina (DEA) e Diisopropanolamina (DIPA), e as aminas terciárias metildietanolamina (MDEA) e trietanolamina (TEA).

Existem três principais diferenças entre o desempenho de aminas primárias e secundárias, quando comparado com aminas terciárias para processo de absorção/dessorção de CO_2. As aminas primárias e secundárias são muito reativas. Formam um composto intermediário, carbamato, por reação direta com CO_2 (Reação 1) e um íon bicarbonato via subsequente hidrólise. Por outro lado, as aminas terciárias podem formar um íon de bicarbonato e amina protonada através de hidrólise (Reação 2) (NUCHITPRASITTICHAI E CREMASCHI, 2011).

$$CO_2 + R_1R_2NH \longleftrightarrow \underbrace{R_1R_2NH^+COO^-}_{Carbamato} \quad \text{Reação 1}$$

$$CO_2 + R_1R_2R_3N + H_2O \longleftrightarrow R_1R_2R_3NH + \underbrace{HCO_3^-}_{Íon\ Bicarbonato} \quad \text{Reação 2}$$

A escolha apropriada da amina impacta diretamente no desempenho e no custo do processo.O uso de etanolaminas e propanolaminas exibe certas vantagens econômicas, destacando-se: (i) caráter básico em solução aquosa; (ii) boa solubilidade em água; (iii) baixa volatilidade; (iv) possibilidade de regeneração da solução absorvente por esgotamento; (v) facilidade de preparação via hidrólise de óxidos de etileno/propileno (MACHADO, 2012).

Dentre as aminas citadas, a MEA destaca-se como um dos solventes químicos mais utilizados na remoção de CO_2. Apesar de este solvente apresentar algumas dificuldades operacionais, como (i) grande quantidade de energia requerida para a regeneração do solvente; (ii) corrosão e formação irreversível de produtos de degradação com CO_2, COS e CS_2 e (iii) maiores perdas–por vaporização, destaca-se das demais aminas devido a sua alta pressão de vapor, sua alta reatividade e baixo custo. A Tabela 3 apresenta uma estimativa de custo de várias aminas em relação a MEA.

Tabela 3: Custo aproximado de diferentes aminas.

Amina	Custo Aproximado ($/Kg)
MEA	1,3
DGA	2,05
DEA	1,32
MDEA	3,09
TEA	1,34

Fonte: Adaptado de Nuchitprasittichai e Cremaschi, 2011

As soluções aquosas de DEA têm sido usadas há muitos anos para o tratamento de gases com quantidades apreciáveis de COS e CS_2, além de CO_2 e H_2S. Quando comparada às aminas primárias, possui a vantagem de ser mais apta a remoção de compostos de enxofre, como o COS, H_2S e CS.

O mesmo se aplica para a DIPA. Este solvente é amplamente utilizado em refinarias para a remoção de H_2S e CO_2 de gases de refinaria que contêm também COS. Para a remoção de CO_2, este solvente foi amplamente substituído pela MDEA (ROCHEDO, 2011).

Já a MDEA possui uma reatividade inferior, devendo-se ao fato da sua cinética ser mais lenta.

Devido à sua baixa pressão de vapor, a MDEA pode ser utilizada em solução aquosa em concentrações de até 60% em peso, sem perdas apreciáveis de evaporação. Além disso, a MDEA é altamente resistente à degradação térmica e química, e não é corrosiva. Tem baixo calor específico e calores de reação com H_2S e CO_2, e, finalmente, é apenas moderadamente miscível com hidrocarbonetos.

Segundo POLASEK *et al*.;CAMPBELL, WEILAND e KATTI e WOLCOTT citado por KOHL e NIELSEN (1997), a MDEA vem aumentando rapidamente sua importância como um solvente não seletivo para a remoção de elevadas concentrações de gás ácido, em particular o CO_2, devido às suas características. A adição de aminas primárias ou secundárias, tais como a MEA e DEA, tem sido encontrada e citada por várias referências com o intuito de aumentar a taxa de absorção de COS, sem diminuir significativamente as muitas vantagens da MDEA.

Além de serem utilizadas puras, misturas entre as aminas também podem ser utilizadas visando o aproveitamento das características positivas dos diferentes tipos de amina. As misturas de aminas se baseiam geralmente em aminas com alta capacidade de carga, como MDEA, adicionados de aminas de alta reatividade, por exemplo, MEA ou DEA, para

aumentar a taxa de absorção. Essas aminas, chamadas de ativadores ou promotores, agem através da hidratação do CO_2 e sua concentração permanece geralmente abaixo do limite de 20% em base molar do total de aminas (MOFARAHI, 2008).

A maior parte das aplicações das plantas de captura de CO_2 por absorção em aminas está em plantas *onshore*. Entretanto as aminas também podem ser utilizadas em plantas *offshore*. No campo de Sleipner, na Noruega, há uma unidade de captura de CO_2 via absorção com aminas, para purificação do gás natural produzido, que tem seu teor de CO_2 reduzido de 9% para 2,5% (MONTEIRO, 2009).

2.3.2. Captura Física

a. Membranas

Segundo HABERT *et al* citado por AMARAL (2009), uma membrana pode ser definida como uma barreira que separa duas fases e que restringe total ou parcialmente o transporte dos componentes presentes nas fases. Vários mecanismos estão disponíveis para esta restrição, por exemplo, o tamanho das moléculas, a afinidade com o material da membrana e as forças motrizes - tipicamente diferença de concentração ou pressão (NAKAO, 2010).

A Figura 9 apresenta um exemplo da atuação da pressão como força motriz, para a permeação dos gases CO_2 e CH_4.

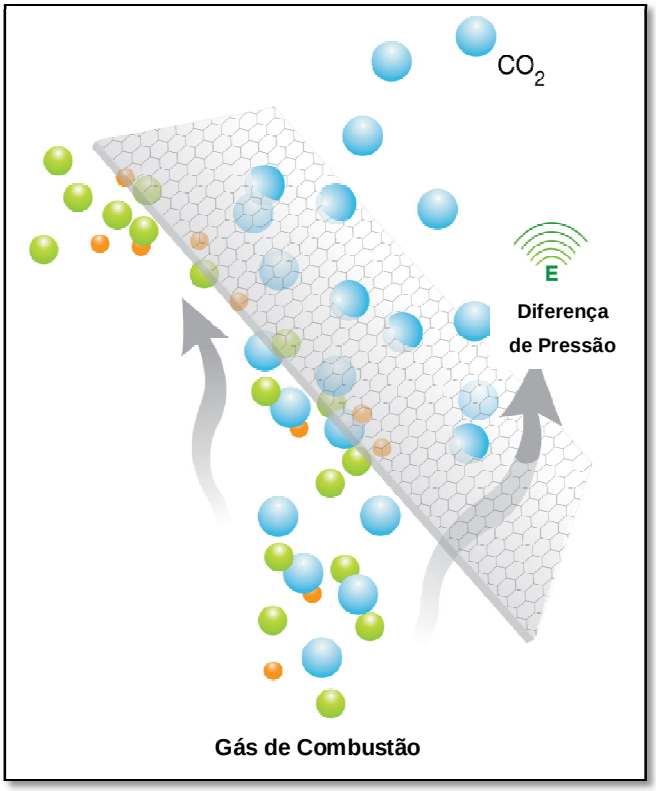


Figura 9: Remoção de CO_2 através de Membrana. Fonte: Adaptado de CO_2 CAPTURE/SEPARATION TECHNOLOGIES.

AMARAL (2009) descreveu segundo LI e CHEN (2005) e GABELMAN e HWANG (1999) as principais vantagens do uso de membranas em relação aos processos tradicionais são:

- *Flexibilidade operacional*: As duas fases fluem em lados opostos (lúmen das membranas e casco do módulo) com o contato apenas na interface na membrana. Desta forma, os fluxos de gás e líquido podem ser operados independentemente, evitando problemas de inundações.
- *Processo modular*: A capacidade de produção poderá ser alterada em uma ampla faixa de operação simplesmente pela adição de mais módulos.
- *Área interfacial conhecida*: A área interfacial de membranas é conhecida e constante, sendo fácil de determinar seu desempenho. No caso de coluna de bolhas, a área interfacial é difícil de ser determinada pelo fato do tamanho e da quantidade de bolhas serem dependentes das condições operacionais e propriedades do fluído. Essa é a principal razão de ser determinado apenas o coeficiente volumétrico de transferência de massa (K_{La}) para coluna de bolhas.

Com relação a colunas empacotadas, a área interfacial por unidade de volume pode ser conhecida, mas é difícil de determinar que fração de área superficial é realmente utilizada.

- *Maior economia*: Devido à natureza compacta dos dispositivos com membranas, menor espaço físico é requerido.
- *Maior área de contato*: Uma vez que as membranas podem ser confeccionadas na forma de fibras ocas, o aumento na área superficial é relativamente maior, proporcionando uma maior eficiência de transferência de massa por volume de dispositivo.

A captura de CO_2 do gás natural por membranas é um método relativamente novo e eficiente quando se deseja tratar gases com alto teor de CO_2 em unidades *offshore* ou *onshore* com restrições de espaço. A Figura 10 mostra a diferença entre o tamanho de uma unidade de membranas e uma de aminas.

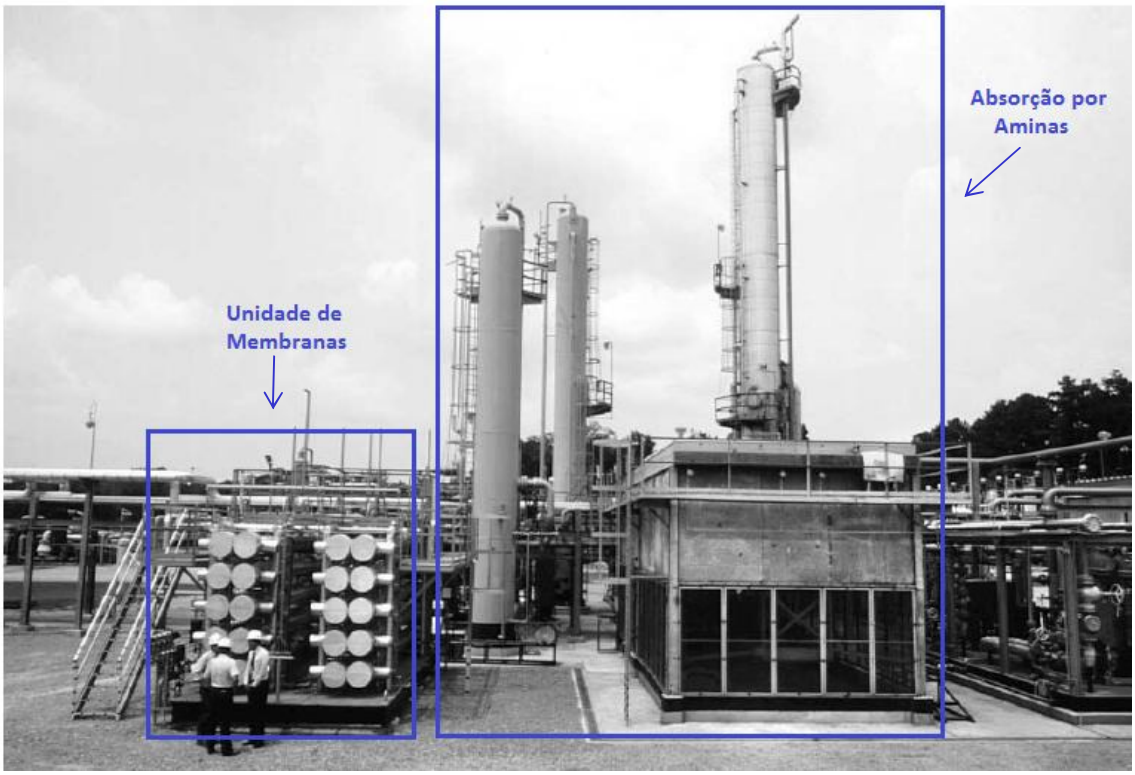


Figura 10: Comparação entre o tamanho da unidade de membranas e aminas. Fonte: DORTMUND e DOSHI, 1999.

Em membranas, o material que permeia através dela é denominado **permeado** e a fração retida é denominada **retentado**, como mostra a Figura 11.

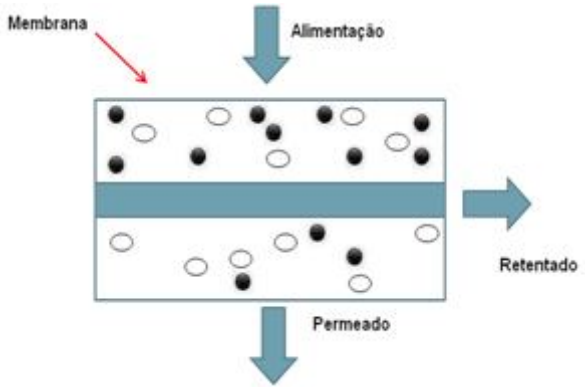


Figura 11: Funcionamento da membrana. Fonte: Adaptado de AMARAL (2009).

A eficiência de separação de uma membrana depende da composição do gás, da diferença de pressão entre a alimentação e o permeado, do fator de separação para os dois componentes, e as condições específicas de funcionamento. Quanto maior o fator de separação, maior será a seletividade da membrana e a pureza do produto.

Apesar de se conhecer os fatores que afetam a eficiência de uma membrana, muitas vezes apenas selecionar uma membrana que atenda a todos os pré-requisitos citados no parágrafo anterior não é suficiente devido ao alto grau de pureza exigido pelo processo. Para isso, pode ser necessário o emprego de mais de um estagio para que a separação a níveis satisfatórios ocorra. A Figura 12 mostra módulos de membrana em 1 ou 2 estágios sem reciclo.

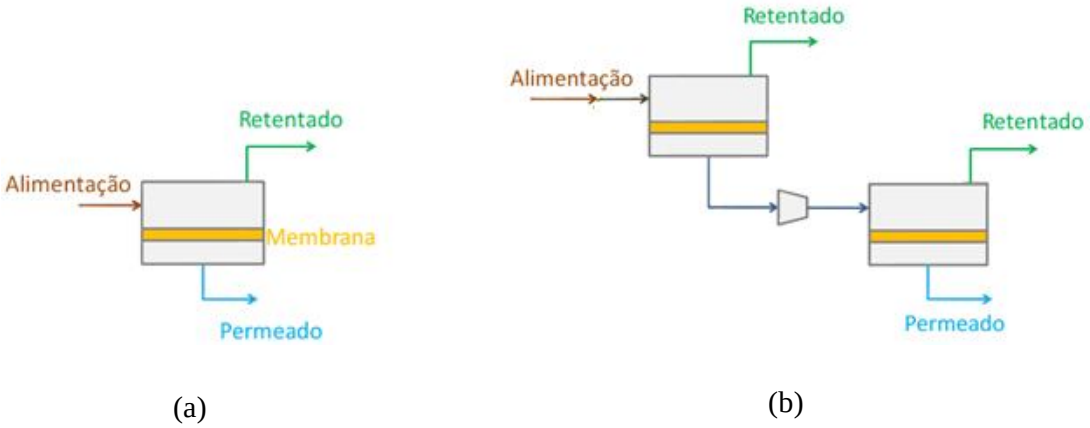


Figura 12: Esquema de módulos de membranas em (a) 1 estágio e (b) 2 estágios. Fonte: Adaptado MONTEIRO (2009).

Para que o esquema mostrado na Figura 12 ocorra, o permeado do primeiro estágio deve ser recomprimido, aumentando a demanda energética do processo. Muitos estudos na literatura (e.g., DATTA e SEN, 2006) focam o estudo de configurações ideais para módulos de membranas em série, como mostra a Figura 13.

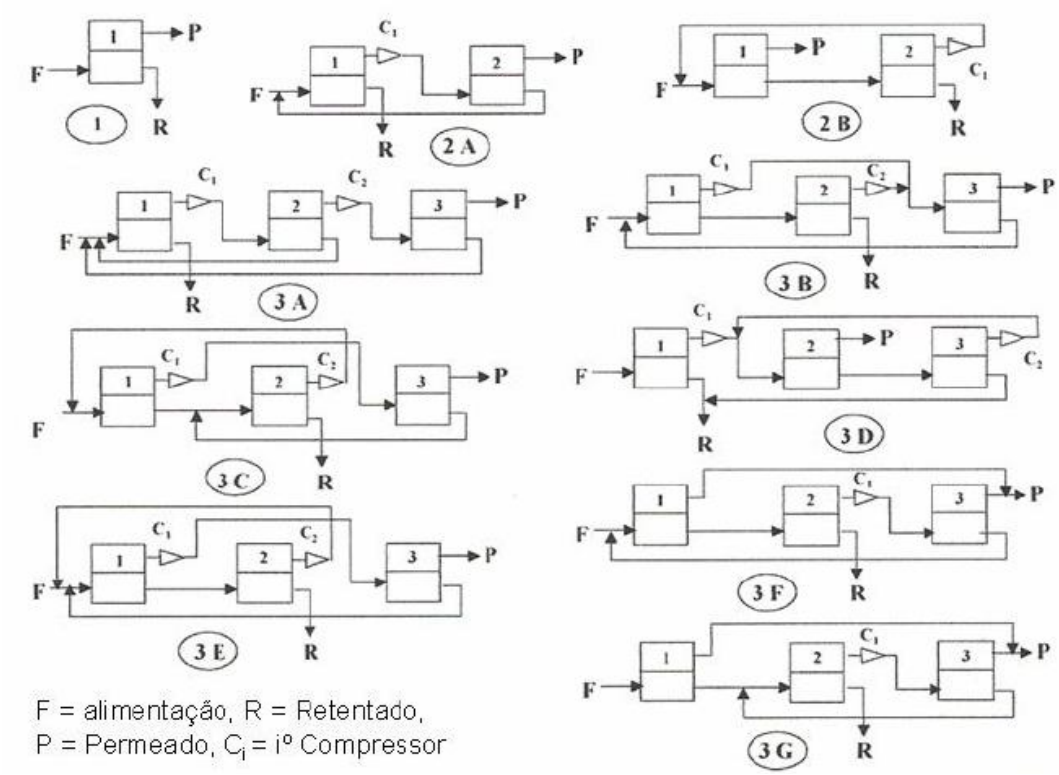


Figura 13: Configurações de estágios de membranas. Fonte: DATTA e SEN, 2006.

Apesar do grande gasto energético necessário nesta tecnologia, com compressores que aumentam os custos financeiros do processo e de manutenção dos equipamentos, a principal vantagem das plantas de permeação por membranas é que gases com alta concentração de CO_2 podem ser tratados utilizando menor espaço nas plantas de captura.

No Brasil, a necessidade de remoção de grandes quantidades de dióxido de carbono do Pré-Sal em instalações *offshore*, incentiva pesquisas de captura de CO_2 por membranas.

b. Carbonato de Propileno (CP)

O processo de captura de CO_2 por absorção física em carbonato de propileno foi desenvolvido em 1950, sendo licenciado pela Fluor Daniel, *Inc*, de onde deriva o nome mais conhecido para este processo, chamado de Processo com Solvente Flúor (*Fluor Solvent Process)*.

O CP ($C_4H_6O_3$) é um solvente polar que possui uma elevada afinidade para o CO_2. O solvente anidro é não corrosivo, não-tóxico e biodegradável. A Figura 14 mostra a estrutura química do carbonato de propileno.

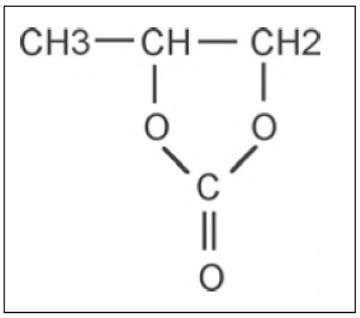


Figura 14: Estrutura do Carbonato de Propileno (CP). Fonte: MAK *et al*, 2006.

O CP tem uma vantagem em relação aos outros solventes, pois quando a quantidade de remoção do H_2S é pequena ou inexistente e a remoção de CO_2 é a atividade mais importante do solvente, nesta situação o *solvente flúor* goza de uma vantagem significativa sobre os outros processos, devido a valores inferiores de solubilidade do gás a ser purificado, hidrocarbonetos leves no caso do gás natural e H_2 no caso do gás de síntese. A Tabela 4 mostra o valor de solubilidade para vários gases, em termos de Coeficiente de Bunsen (volume de gás a 0°C e 760 mm Hg por volume de líquido

Tabela 4: Solubilidade de alguns gases em carbonato de propileno. Fonte: Adaptado deKOHL e NIELSEN, 1997.

Gás	Coeficiente de Bunsen
H_2	0,03
O_2	0,09
N_2	0,09
CO	0,06
COS	6,25
C_2H_2	8,6
CH_4	0,13
C_2H_6	0,58
CO_2	3,22
H_2S	10,6

Nos Estados Unidos, o processo está aplicado em 13 instalações, nove de processamento comercial de gás natural, duas de gás de síntese para produção de amônia e duas de hidrogênio (KOHL e NIELSEN, 1997).

Segundo KOHL e NIELSEN (1997), BUCKINGHAM (1964) relatou dados de desempenho de quatro estações de tratamento de gás natural pelo *solvente flúor*. Estes dados são vistos na Tabela 5.

Tabela 5: Dados operacionais de plantas de solventeflúor. Fonte: Adaptado de KOHL e NIELSEN (1997)

Planta	**Vazão do gás tratado (MMscfd)**	**Composição do Gás Tratado**		**Pressão de Absorção (psig)**	**Pressão Parcial do Gás Ácido (psia)**	**Especificação do Gás Tratado**	
		CO_2	H_2S			CO_2	H_2S
A	220	53%	3gr/100 scf	850	CO_2: 458	2%	0,25gr/100 scf
B	10	17%	-	450	CO_2: 79	5	-
C	20	22-8%	-	800	CO_2: 186	1	-
D	28	10-30%	5-15%	1000	CO_2+ H_2S: 250-300	0,1	0,8gr/100 scf

O processo de absorção física por CP, conforme representado na Figura 15, é constituído por duas principais etapas, a absorção e a regeneração do solvente. Na absorção, o gás é tratado com o CP. Após esta etapa, o solvente rico em CO_2 segue para a regeneração, que é feita em um vaso flash onde o solvente é enfim regenerado. Nota-se que, diferente do

processo de captura por aminas, não é necessário calor como força motriz-para promover esta separação.

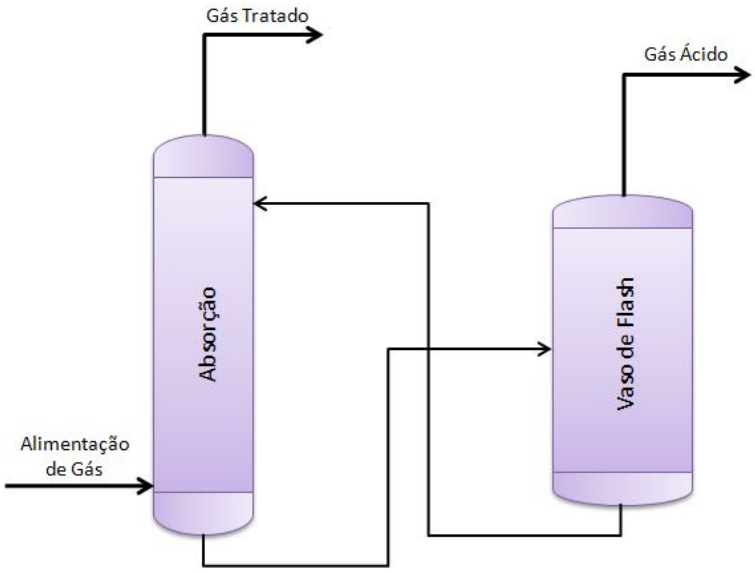


Figura 15: Fluxograma Simplificado do Processo de Absorção Física pelo Carbonato de Propileno (CP)

O processo com o CP possui vantagens e desvantagens. As principais vantagens do processo fluor são:

- Não necessita de calor para regenerar o solvente;
- O CP tem alta solubilidade em CO_2;
- Não requer a presença de água;
- A operaçãoé simples e o produto é um gás seco;
- O grau de modificação que o processo exige para aumento no teor de CO_2 na alimentação é baixo.

Como desvantagens têm-se:

- A vazão de circulação do *solvente flúor* no processo é alta;
- O CP é relativamente caro;
- O solvente tem uma elevada afinidade para hidrocarbonetos pesados, que são removidos com o CO_2, ocasionando perdas de hidrocarbonetos.

2.4. Simulação de Processos.

Os simuladores de processo permitem realizar uma avaliação rápida e confiável de diversos processos, proporcionando informações úteis para o projeto conceitual, bem como os custos estimados de equipamentos e serviços.

Também, com o uso de simuladores é possível analisar e/ou otimizar a sequência operacional dos elementos que compõem o processo (fluxogramas de processo), identificar restrições e prever o comportamento das instalações existentes que podem ser submetidas a várias condições de operação, a fim de prever a resposta do processo às modificações, fornecendo informações suficientes para planejar melhor a operação (CARICO E MACÍAS, 2007).

Um simulador de processos faz uso de conjuntos de modelos matemáticos complexos que relacionam entre si variáveis de processo e termodinâmicas, direcionadas por equações de estado e/ou pacotes termodinâmicos. Outros dados físico-químicos importantes também são envolvidos, tais como correlações sobre solubilidades de impurezas do gás com os agentes absorventes.

2.4.1. Aplicações Gerais dos Simuladores de Processos

Entre as múltiplas aplicações dos simuladores de processo, pode-se estacar com mais relevantes:

- Projeto de processos

A simulação de processos pode ser utilizada para o projeto de novos processos, para estabelecer as condições de operação nas quais trabalhará um determinado equipamento, para a identificação do melhor fluxograma de processo, para estudar o efeito de novas alimentações do processo, entre outras funções. (CARICO E MACÍAS, 2007).

- Reformulação (*Revamping*)

A simulação de processos auxilia o exame do comportamento de equipamentos existentes sob condições de operação distintas das quais foram projetados. Além disso, podem-se

encontrar novos usos para equipamentos, de modo a modificar e avaliar opções para otimizar um processo existente. (CARICO E MACÍAS,2007).

- Operação

A simulação de processos permite predizer o comportamento de plantas em operação, quando se propõe alterações em variáveis de processo, como, por exemplo,: novas correntes de alimentação e alterações na especificação dos produtos . Também permite otimizar a utilização da energia e detectar restrições ao processo que podem afetar a eficiência do processo como um todo.(CARICO E MACÍAS,2007).

2.4.2. O Simulador de Processos PRO/II®

O PRO/II® é um simulador de estado estacionário que permite o projeto otimizado de processos e análise operacional. Ele é concebido para desempenhar cálculos rigorosos de balanço de massa e energia para uma ampla gama de processos químicos, abrangendo petróleo e reações de separação de gás (PRO/II, 2013).

Entre os vários processos que o PRO/II é capaz de simular, destaca-se os processos envolvendo gás natural. Os métodos de cálculo PRO/II são baseados em modelos matemáticos e equações de estado clássicas, assim como pacotes termodinâmicos, que descrevem processos químicos por meio do cálculo da temperatura, pressão, composição e propriedades termodinâmicas, tais como entropias e entalpias.

2.4.3. Pacote Termodinâmico de Aminas

A escolha do pacote termodinâmico é crucial para o êxito da simulação, alcançando um bom nível de aceitação e reprodutibilidade do processo a serem analisados. Para simulações de um processo envolvendo aminas, é importante o uso de um pacote termodinâmico robusto.

O pacote de Aminas do PRO/II pode ser usado para modelar a remoção de H_2S e CO_2 de uma corrente de gás natural através de sistemas de aminas aquosas. As aminas incluídas no pacote são aminas primárias MEA e DGA, aminas secundárias DEA e DIPA,e a amina terciária MDEA.

Para o uso deste pacote, água e uma única amina devem ser incluídas no processo analisado. As reações de equilíbrio ácido-base são escritas como dissociações químicas seguindo a abordagem de Kent e Eisenberg. As constantes de equilíbrio químico para as reações de dissociação são representadas por polinômios em função da temperatura. A entalpia líquida é calculada adicionando uma correção para o calor de reação obtido pela entalpia calculada pelo método ideal. A entalpia de fase vapor, entropia e densidade são calculadas com o método SRKM (Soave Redlich Kwong Modificado). A densidade da fase líquida é calculada pelo Método Ideal.

Para MEA e sistemas DEA, os dados foram obtidos de um grande número de fontes, o que resulta em boa previsãode equilíbrio de fases para estes sistemas.Os dados para os sistemas de DIPA são limitadose os resultados, quando comparados aos outros sistemas, não são muito bons Para DGA e MDEA pode-se fornecer um fator de tempo de residência adimensional, de forma a dar maior aproximação dos resultados(PRO/II ONLINE HELP, 2010).

2.4.4. Módulo AMSIM(Amine Treating Unit Simulator)

O módulo AMSIM é um simulador de processos estacionários especializado, desenvolvido pela Oilphase - DBR, uma divisão da Schlumberger, concebido para modelar a remoção de sulfeto de hidrogênio (H_2S), dióxido de carbono (CO_2) e mercaptanas (RSHs) de gás natural e de gás liquefeito de petróleo (GLP). Uma vez incorporado ao PRO/II, este módulo torna-se auto-suficiente na escolha de componentes e métodos termodinâmicos.

Assim, AMSIM é um simulador, como PRO/II, mas com opções restritas para configuração de equipamentos, componentes químicos e método termodinâmico. Nele, há dois modelos termodinâmicos disponíveis: Kent-Eisenberg e Li-Mather.

Atualmente, AMSIM contém dados para modelar o processo de absorção/dessorção de várias aminas puras ou em qualquer combinação. As aminas existentes em seu banco são: monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), metildietanolamina (MDEA), trietanolamina

(TEA), diglicolamina (DGA), Amina Ativada (Piperazina + MDEA) ou diisopropanolamina (DIPA). Também simula absorção física pelo éter dimetílico de propileno glicol (DEPG).

2.5. Avaliação Econômica de Processos

Para que a análise comparativa das tecnologias abordadas neste trabalho, foi necessário dimensionar os principais equipamentos dos casos, para posterior análise econômica. O dimensionamento dos equipamentos segue metodologia apresentada por CAMPBELL (2004), que encontra-se detalhada no APÊNDICE A.

A metodologia empregada para análise econômica empregada tem como base TURTON et al (2002), resumida no APÊNDICE B.

Capítulo 3

Metodologias e Estratégias de Simulação

Neste capítulo são apresentadas a metodologia de trabalho e os fluxogramas adotados para cada caso estudado

3. Metodologias e Estratégias de Simulação

Para este estudo, foram desenvolvidos os fluxogramas de processos para a captura do CO_2 via absorção química pelas aminas MEA, MDEA e a mistura MEA/MDEA, e a captura física, pela permeação por membranas, carbonato de propileno (CP) e pelo processo híbrido de CP com membranas. Nos casos de captura do CO_2 por absorção química, foram analisados os parâmetros (i) Recuperação de CO_2 no topo da regeneradora, (ii) Influência do *loading* na carga térmica e (iii) Influência da variação do percentual de CO_2 e da vazão de gás natural. Após as simulações dos cenários propostos, foram feitos os dimensionamentos dos equipamentos e estimativa dos custos CAPEX e OPEX. O cenário de compressão do CO_2, oriunda da etapa de captura, também foi estudado. O fluxograma de processo para esta etapa foi desenvolvido e, após as simulações, foram feitos os dimensionamentos dos equipamentos e estimativa dos custos CAPEX e OPEX.

A metodologia utilizada no presente trabalho é representada pela Figura 16.

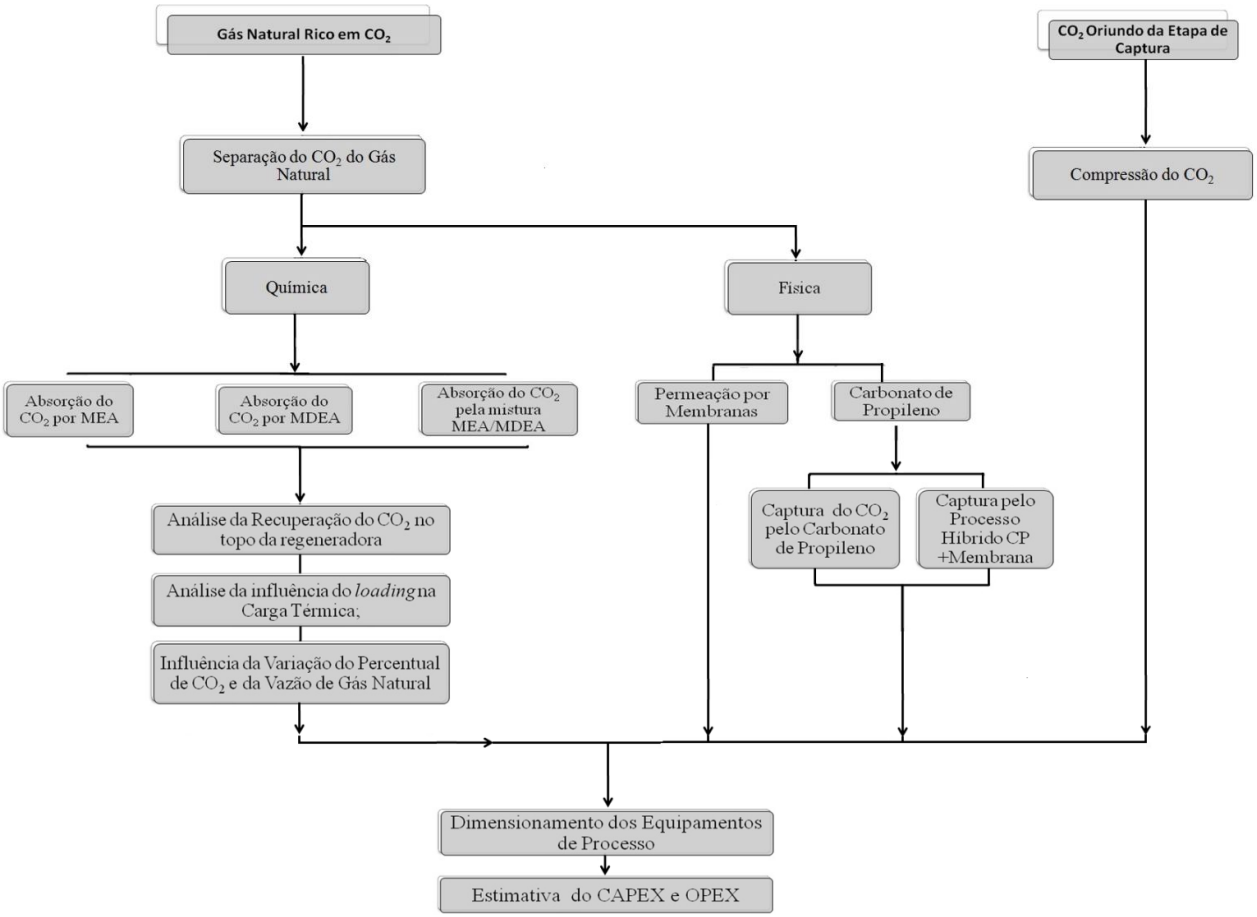


Figura 16: Organograma da metodologia utilizada

3.1. Processo de Captura de CO_2 por Aminas

3.1.1. Processo de Captura de CO_2 por MEA e MDEA

Para a concepção dos fluxogramas para a captura de CO_2 por aminas levou-se em consideração o trabalho de LEITES *et al*, (2003), que faz uso de análise exérgica e mostra que a utilização de um fluxograma diferenciado dos convencionais que possibilita a redução no consumo de energia. Os autores afirmam que a configuração de processo proposta foi capaz de reduzir o consumo energético em mais de 20 instalações comerciais de remoção de CO_2 sem alterar o absorvente, reduzindo o consumo para cerca de 1/2 a 1/3 do exigido por

processos convencionais. A Figura 17 mostra a configuração utilizada para a captura de CO_2 do gás de síntese a partir da MEA.

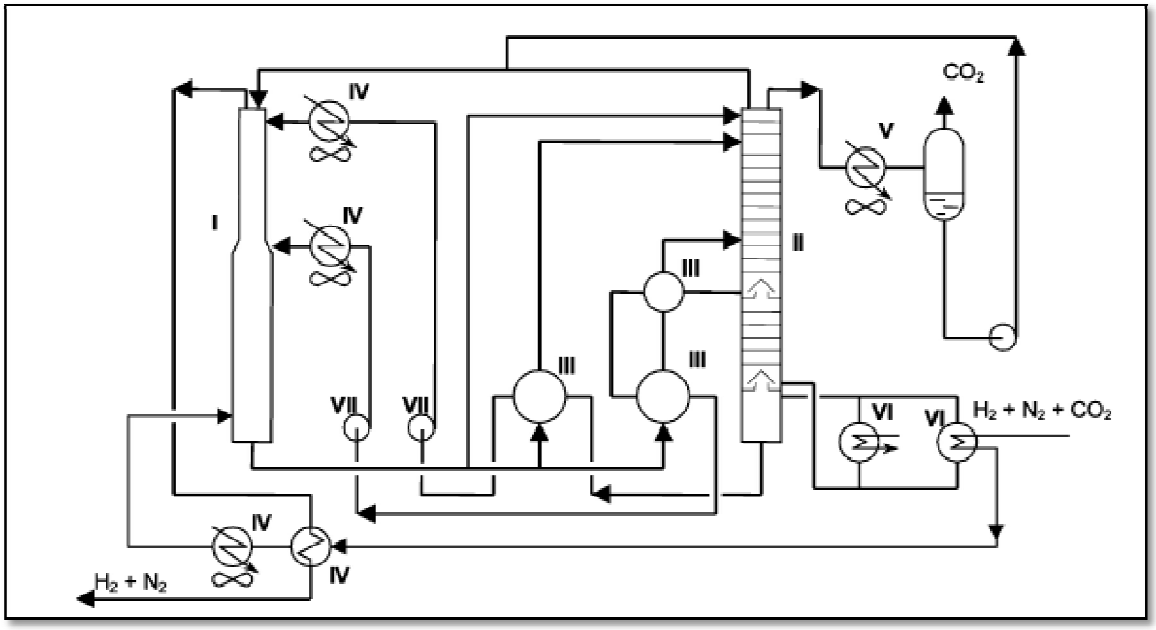


Figura 17: Fluxograma de Processo para a Remoção de CO_2 do Gás de Síntese. Fonte: LEITES *et al,* (2003).

O gás a ser purificada entra no fundo da coluna de absorção I. Em seguida, a MEA saturada de CO_2 é pré-aquecida nos permutadores de calor III. Na regeneradora II água e CO_2 são removidos no topo da coluna. Esta corrente segue para um tambor de *flash*, onde é separada da água que,posteriormente, retorna a absorvedora a MEA arrefecida LEITES *et al* (2003).

LEITES *et al* (2003) ainda afirmam que esta modificação também podem ser usadaspara a modificação em processos com MDEA.

Assim, com base no trabalho de LEITES *et al* (2003), o esquema de absorção por aminas simulado neste trabalho é mostrado na Figura 18.

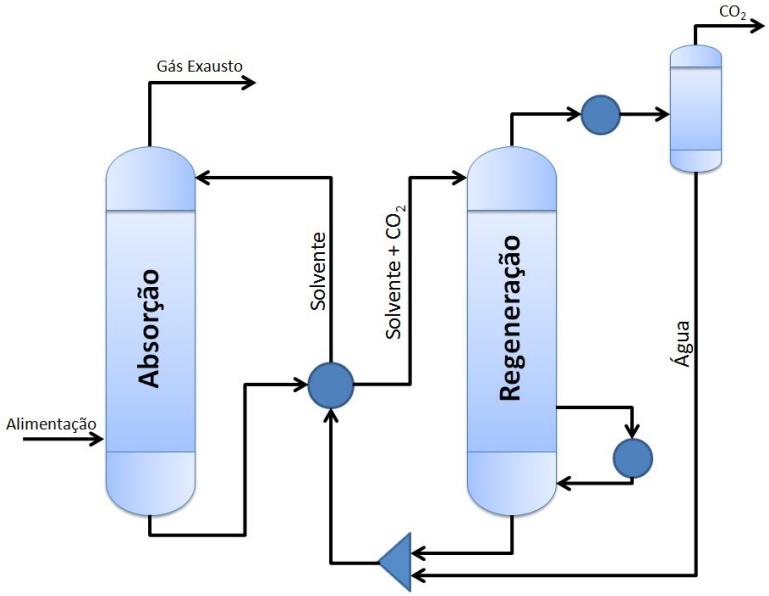


Figura 18: Fluxograma Simplificado do Processo de Captura de CO_2 Implementado no PRO/II.

A Figura 19 exibe o esquema exibido na Figura 18 simulado no PRO/II para a captura por MEA.

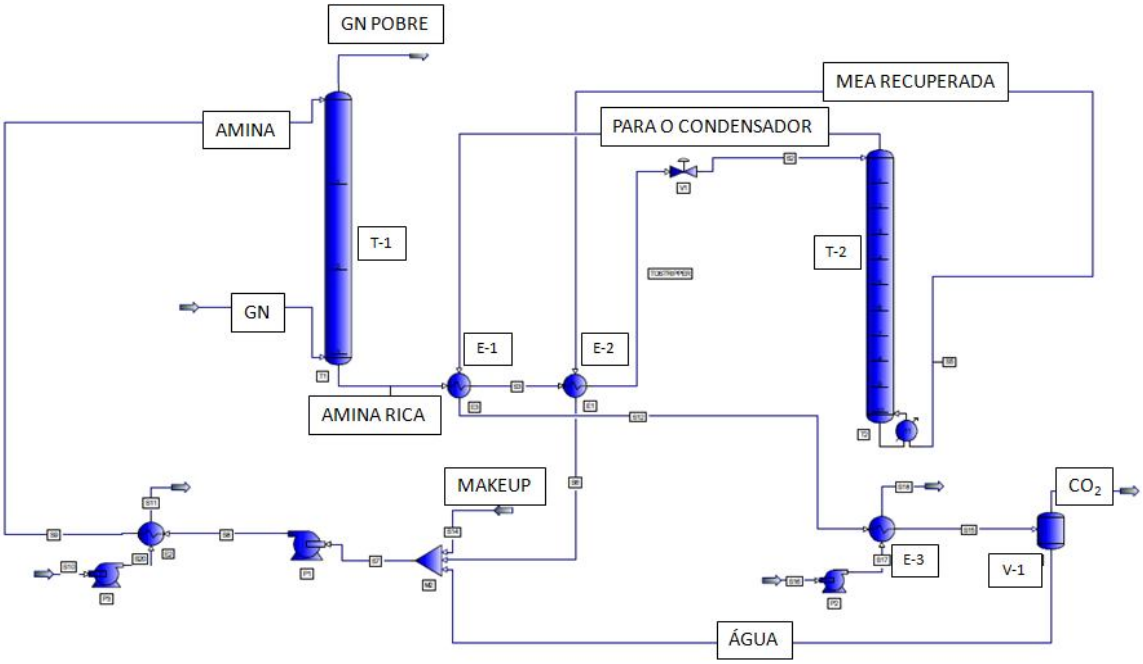


Figura 19: Fluxograma da Captura de CO_2 por Absorção Química com MEA.

Na primeira etapa deste processo, que é a absorção, a corrente de gás natural rica em CO_2(GN) e a corrente contendo a solução de MEA (AMINA) entram na torre T-1, produzindo as correntes AMINA RICA, que é a MEA com o CO_2 capturado, e GN POBRE, composta pelo gás natural livre do CO_2.

Para a recuperação da MEA, primeiramente a corrente de amina rica em CO_2 (AMINA RICA) é aquecida nos trocadores de integração energética E-1 e E-2. Em seguida, a solução de MEA passa por uma válvula para redução de sua pressão, entrando na torre de regeneração (T-2) já em pressão atmosférica. Do fundo da torre T-2, sai a corrente de MEA, que é reciclada para a absorvedora. A corrente de topo (PARA O CONDENSADOR) segue para o trocador E-3 e em seguida para o vaso V-1, que separa a água do CO_2. O CO_2 segue para a seção de compressão.

Análogo ao fluxograma do processo de captura por MEA, a Figura 20 mostra o fluxograma da captura de CO_2 por MDEA.

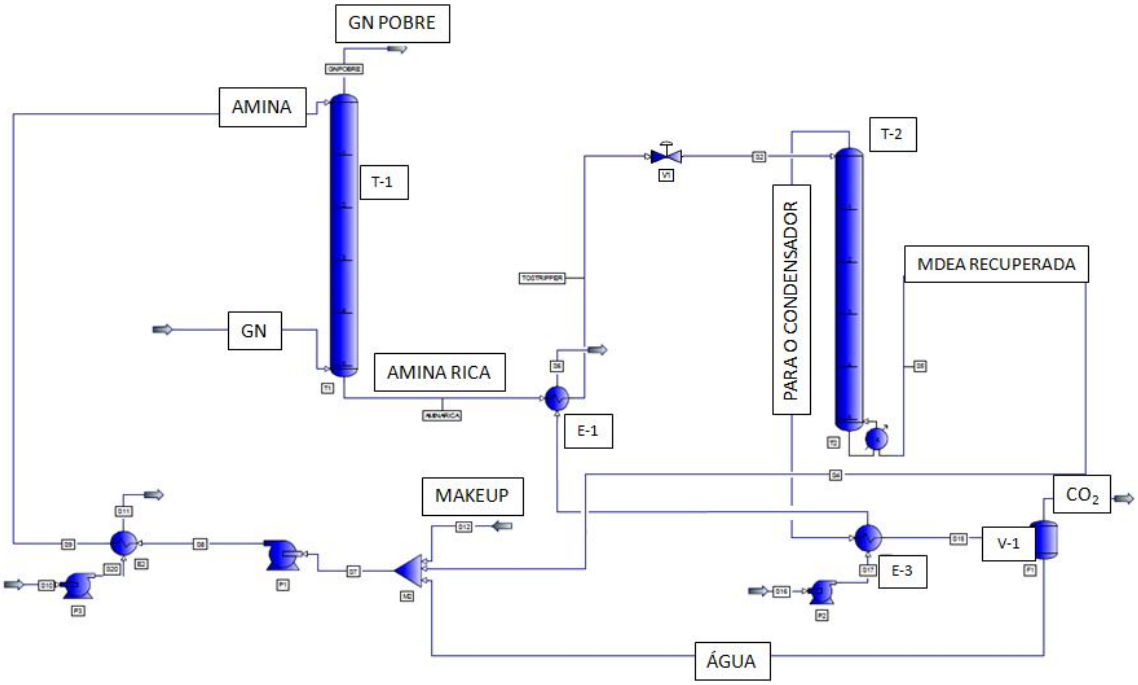


Figura 20: Fluxograma da Captura de CO_2 para a MDEA.

A diferença entre o processo simulado para a MEA e para a MDEA está na utilização de cinco estágios na torre de absorção para a MDEA, enquanto que para a MEA foram utilizados três estágios. Isto foi necessário pois a MDEA não possui uma eficiência tão alta nesta etapa quanto a MEA para atingir o nível de 3% em mol de CO_2 na corrente de GN

POBRE. Outra diferença está na integração energética, que para a MDEA é feita apenas com a corrente que sai do trocador E-3.

3.1.2. Processo de Captura de CO_2 por Absorção Química pela mistura MEA/MDEA

Nesta etapa, foi utilizado para a simulação um módulo AMSIM do PRO/II, que está em destaque na Figura 21. Por ter configurações de equipamentos pré-designadas, este módulo não é tão flexível a outras configurações de processo. Desta forma o arranjo convencional é utilizado no fluxograma de processo para esta simulação, como mostra Figura 22.

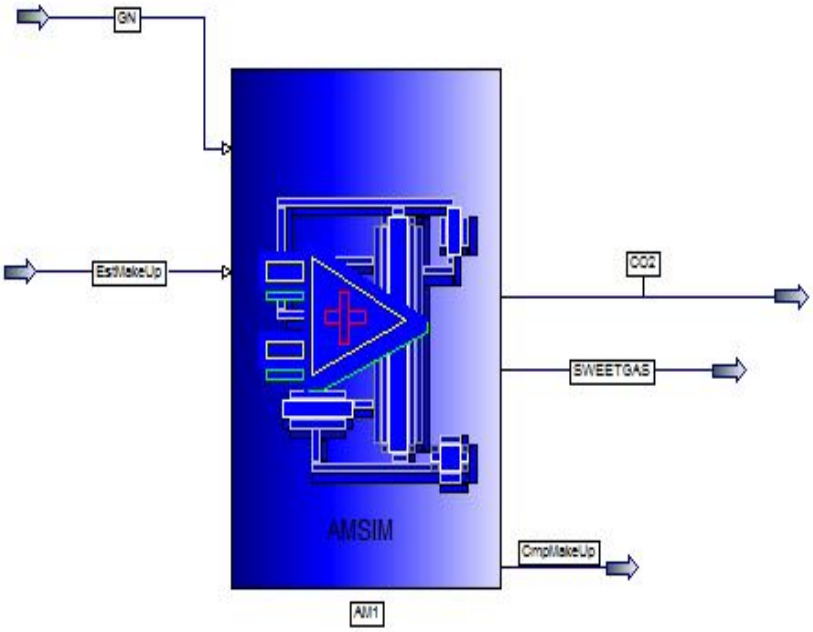


Figura 21: Módulo AMSIM do PRO/II

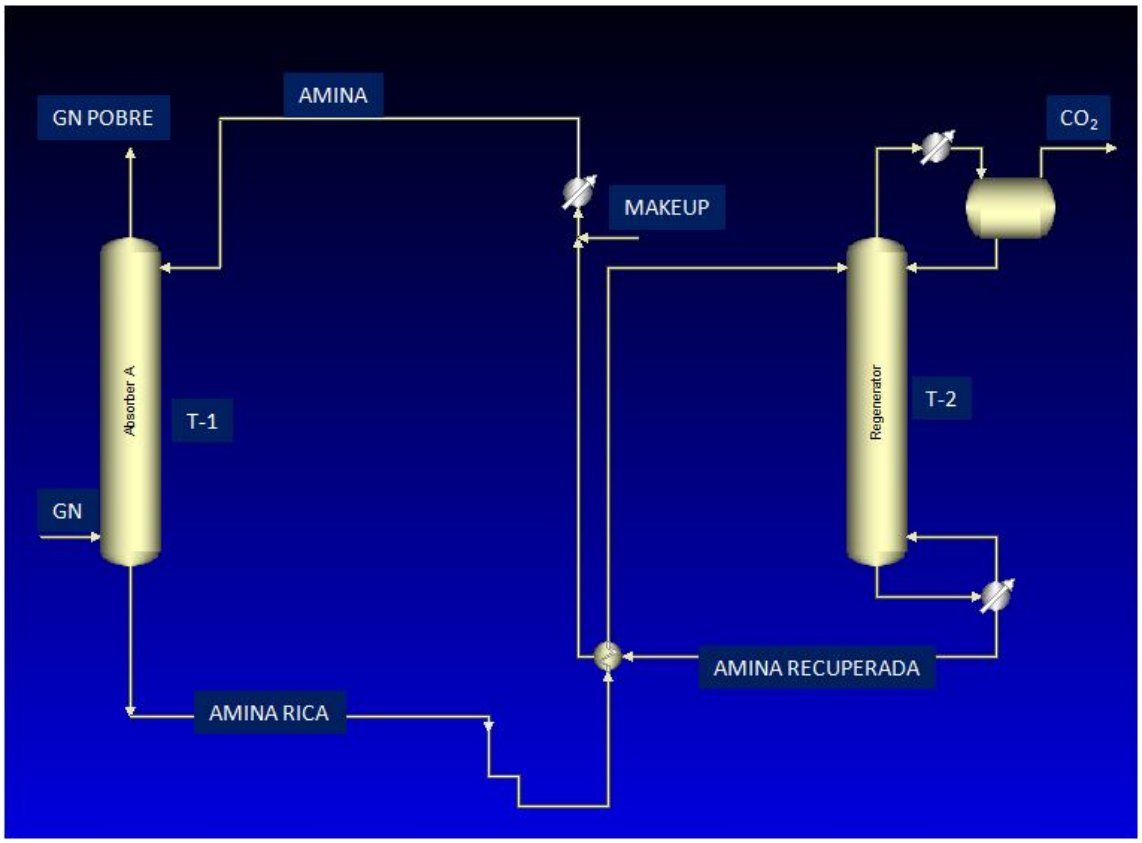


Figura 22: Fluxograma da Captura de CO_2 para amistura MEA/MDEA.

Na coluna de absorção (T-1), a corrente de gás natural rica em CO_2 (GN) e a corrente contendo a solução as aminas MEA/MDEA (AMINA) entram na torre, produzindo uma corrente de amina rica em CO_2 (AMINA RICA) e um gás pobre em CO_2 (GN POBRE). A corrente de amina rica em CO_2 (AMINA RICA) contém as aminas com o CO_2 capturado e a corrente de topo (GN POBRE) é a corrente de gás natural purificada.

Para a recuperação das aminas, a corrente de amina rica em CO_2 (AMINA RICA) é aquecida no trocador de integração energética. Em seguida, a pressão atmosférica, entra na torre de regeneração (T-2). No fundo da torre de regeneração (T-2) sai a corrente de amina livre de CO_2 (AMINA RECUPERADA), que voltará ao processo em forma de reciclo. No topo sai a corrente CO_2 que segue para a seção de compressão.

3.1.3. Avaliação dos Processos de Captura de CO_2 por Absorção Química com Aminas

Para avaliar captura de CO_2 com as aminas MEA, MDEA e a mistura MEA/MDEA, dividiu-se o estudo em três Análises:

Análise 1: Estudo da Recuperação de CO_2 no topo da regeneradora;
Análise 2: Influência do *loading* de CO_2 na carga térmica da Regeneradora;
Análise 3: Influência da variação do teor de CO_2 e da vazão de gás natural nos Custos de Capital (CAPEX) e nos Custos Operacionais (OPEX).

As condições da corrente de gás natural utilizadas nas simulações das três análises são detalhadas na Tabela 6.

Tabela 6: Parâmetros da Corrente de Gás Natural

Parâmetro		**Valores**
Temperatura		30°C
Pressão		50 bar
Vazão Molar*		0.1/0.5/1/1.5/2 $MMnm^3$/dia
Composição Molar (%)	Metano (C_1)	75,0
	Etano (C_2)	3,0
	Propano (C_3)	1,5
	Nitrogênio (N_2)	0,5
	Dióxido de Carbono* (CO_2)	5/10/15/20

*A Vazão e a composição componentes variou na análise 3.

Para a corrente de solventes (aminas), foi mantida a composição para as três Análises, como mostra a Tabela 7.

Tabela 7: Condição das Correntes de Amina.

Parâmetro		**MEA**	**MDEA**	**MEA/MDEA**
Temperatura		30°C	30°C	30°C
Pressão		50 bar	50 bar	50 bar
Vazão Molar*		-	-	-
Composição Molar (%)	MEA	13,0	-	5,0
	MDEA	-	22,0	5,0
	Água (H_2O)	87,0	78,0	90,0

* A vazão molar foi calculado na Análise 2.

Alguns parâmetros de processo nas etapas de absorção e regeneração foram comuns a todas as análises para as aminas MEA, MDEA e a mistura MEA/MDEA. A Tabela 8 apresenta as premissas de projeto comuns para as etapas de absorção de regeneração.

Tabela 8: Premissas de Projeto para as Etapas de Absorção de Regeneração.

	Parâmetro	**MEA**	**MDEA**	**MEA/MDEA**
Absorvedora	Temperatura de Entrada	30°C	30°C	30°C
	Pressão	50 bar	50 bar	50 bar
Regeneradora	Pressão	1 bar	1 bar	1 bar

ANÁLISE 1: Recuperação de CO_2 no Topo da Regeneradora

A Análise objetiva a seleção do número de estágios na coluna e uma carga térmica "ótima", adotados na Análise 3. Além disso, uma maior eficiência na regeneradora implica em uma menor quantidade de CO_2 recirculando no processo que, quando em excesso, pode causar corrosão nas partes metálicas dos equipamentos.

Foram simulados vários casos com 20% de CO_2 e vazão de gás de 1MMnm^3/dia. A vazão da corrente de amina manteve-se constante em 7000kmol/h e composição de acordo com a Tabela 7. A Figura 23 ilustra a matriz de análise de eficiência na remoção do CO_2 na regeneração para a MEA.

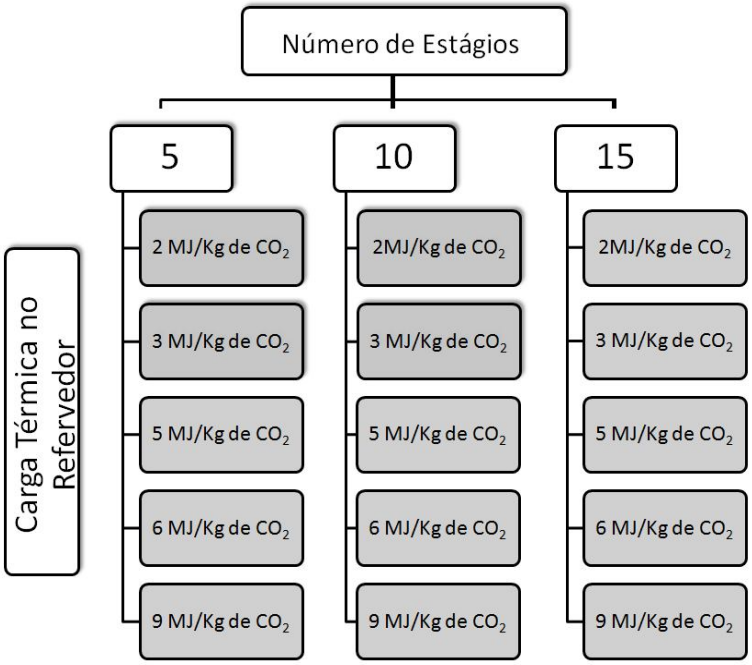


Figura 23: Matriz de Análise da Eficiência de remoção de CO_2 na regeneração para a MEA.

A Figura 24 mostra a matriz de análise da eficiência na remoção do CO_2 na regeneração para a MDEA. O número de estágios e a carga térmica da regeneradora foram variados, observando-se a resposta de eficiência na remoção de CO_2 na saída da torre.

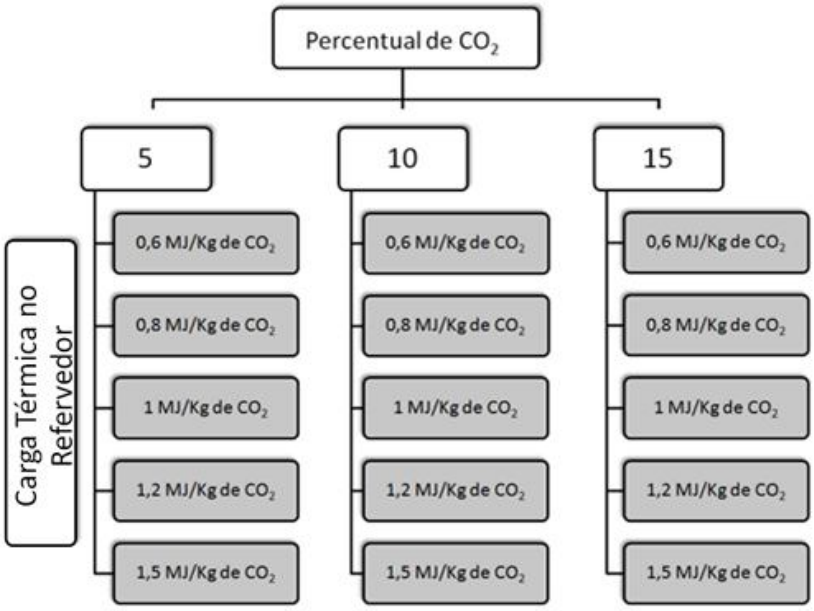


Figura 24: Matiz de Análise da Eficiência de remoção de CO_2 na regeneração para a MDEA.

A Figura 25 exibe a matriz de análise da eficiência na remoção do CO_2 na regeneração da mistura MDEA/MDEA.

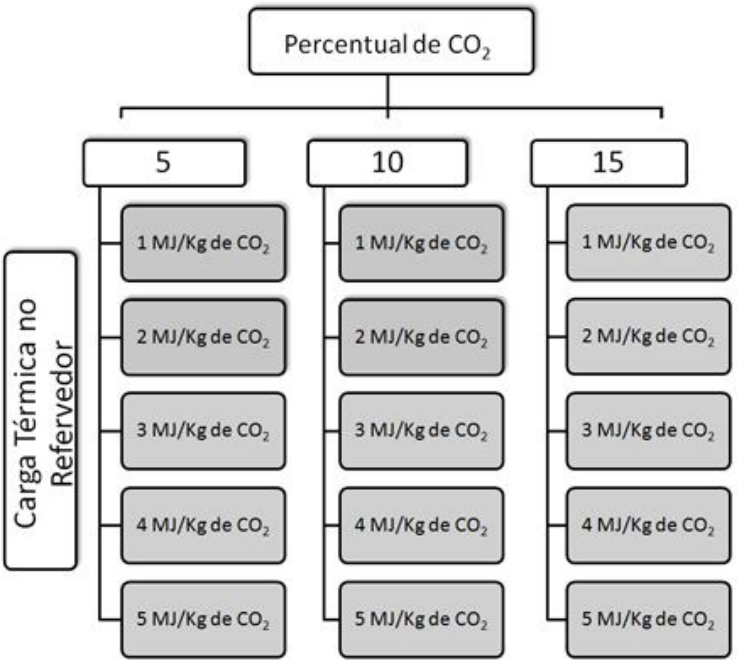


Figura 25: Matriz de Análise da Eficiência de remoção de CO_2 na regeneração para a mistura MEA/MDEA.

ANÁLISE 2: Influência do *loading* de CO_2 na Carga Térmica da Regeneradora

Avaliou-se a influência do *loading* de CO_2 - a relação entre o número de moles de CO_2 pelo número de moles de amina - na carga térmica do refervedor da regeneradora. Esta etapa visa à escolha de um *loading* que atenda à carga térmica escolhida na Análise 1. Assim, para cada vazão escolhida da solução de amina obteve-se o referente loading, a razão L/G e o valor da carga térmica. A Figura 26mostra a matriz de análise da influência do *loading* na carga térmica do refervedor da regeneradora de MEA.

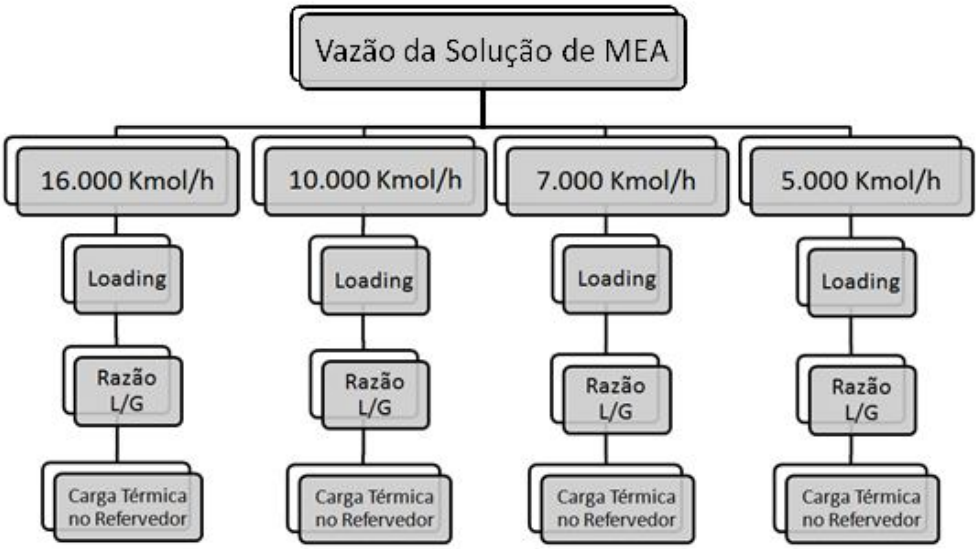


Figura 26: Matriz de Análise da Influência do *loading* na Carga Térmica do Refervedor da Regeneradora de MEA.

Análogo a metodologia descrita acima, a Figura 27 e Figura 28 exibem o método de análise da influência do *loading* na carga térmica do refervedor da regeneradora para a MDEA e a mistura MEA/MDEA respectivamente.

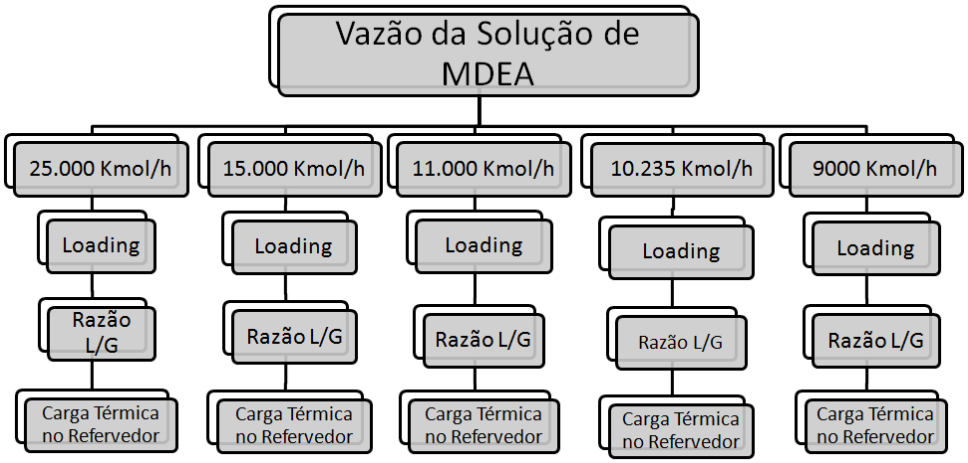


Figura 27: Matriz de Análise da Influência do *loading* na Carga Térmica do Refervedor da Regeneradora de MDEA.

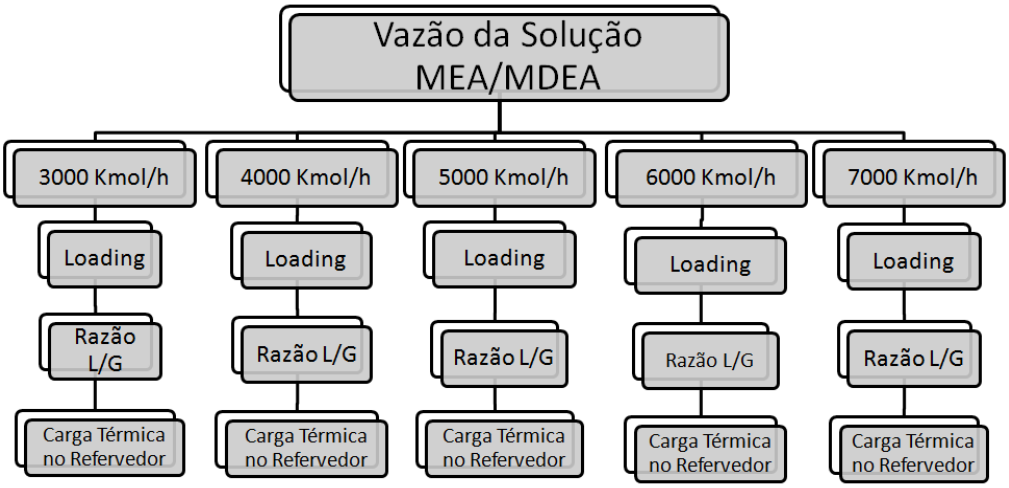


Figura 28: Matriz de Análise da Influência do *loading* na Carga Térmica do Refervedor da Regeneradora da mistura MEA/MDEA.

ANÁLISE 3: Influência da Variação do Teor de CO_2 e da Vazão de Gás Natural nos Custos de Capital (CAPEX) e nos Custos Operacionais (OPEX).

Nesta Análise, avalia-se o impacto que variação do teor de CO_2 e da vazão de gás natural traz aos equipamentos de processo e aos custos associados. Para tal, variou-se o percentual de CO_2 em 5, 10, 15 e 20%, para vazões de Gás Natural fixadas nos valores 0.1, 0.5, 1, 1.5 e 2MMnm^3/dia. A Figura 29 ilustra a matriz adotada para a análise.

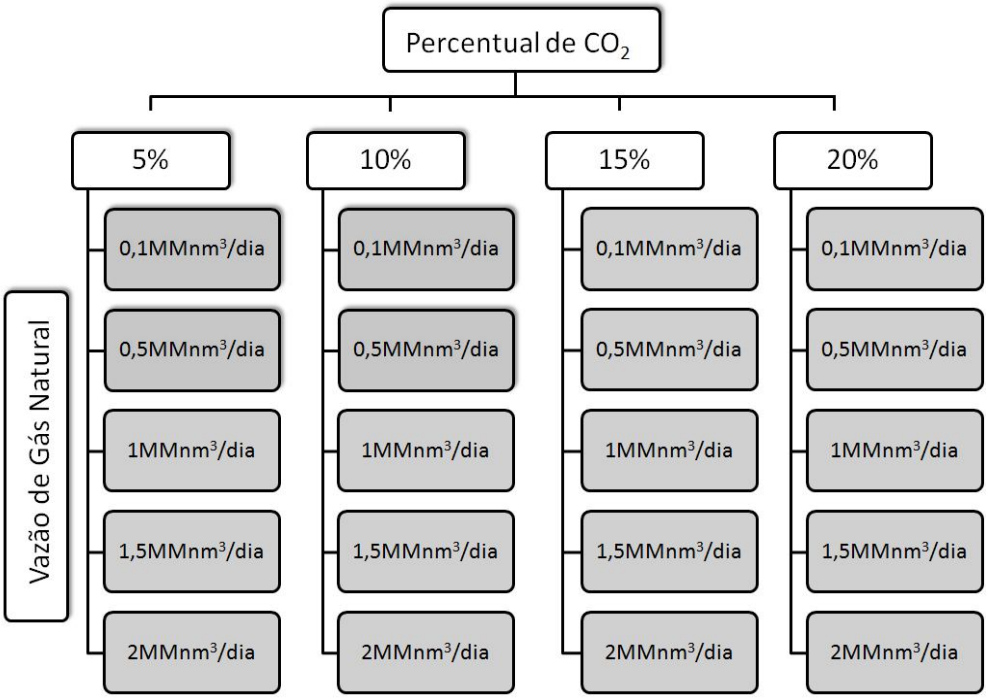


Figura 29: Metodologia Adotada para o Estudo da Influência da Variação do Percentual de CO_2 e da Vazão de Gás natural nos Equipamentos e nos Custos do Processo.

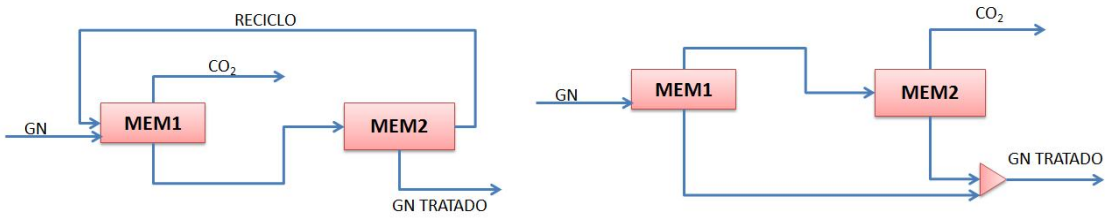
Para a esta análise, foram traçados algumas metas de processo para o projeto, como:

- Respeitar a Resolução ANP 16, de 17.6.2008 - DOU 18.6.2008, que restringe o percentual de CO_2 no gás natural a 3% em mol;
- Garantir que a corrente de CO_2 oriunda da regeneração contivesse percentual acima de 90% em mol;
- Recuperar aproximadamente 100% de CO_2.

3.2. Processo de Captura de CO_2 por Membranas

Para o estudo da captura de CO_2, membranas, foi simulado em ambiente PRO/II o tratamento de gás natural por dois módulos de membranas em série. Vários estudos (e.g. MERKEL *et al*, 2009) mostram a eficiência que a utilização de dois ou mais estágios permite, quando comparado à utilização de apenas um estágio. MERKEL *et al* (2009) demonstram que todos os processos com um único estágio de membrana não conseguem capturar 90% do CO_2 no gás de combustão e alcançar CO_2 de alta pureza na corrente de permeado, independentemente do tipo de membrana utilizada.

Dentre as inúmeras configurações possíveis para a utilização de membranas em série, a Figura 30 mostra os dois arranjos escolhidos para o presente estudo.



(a) (b)

Figura 30: Esquema Simplificado Adotado para o Estudo da Captura de CO_2 por Membranas (a) CASO1: 2 estágios com reciclo e, (b) CASO 2: 2 estágios sem reciclo.

Para a simulação no PRO/II dos dois fluxogramas de processo selecionados, foi utilizado o bloco *Membrane Separator*, que simula a separação da corrente de acordo com os valores permeância, área de membrana e pressão do permeado que são inseridos na ferramenta.

Os parâmetros de permeância utilizados nas simulações com membranas são detalhados na Tabela 9.

Tabela 9: Valores de Permeância para Vários Componentes. Fonte: PETERS *et al*, 2011.

Permeância	**[mol/K Pa m^2]**
CO_2	0,134
H_2S	1E-9
Água	1E-9
Metano	0,00381
Etano	0,00572
Propano	0,00858
Butano	0,0129
Pentano	0,0129
Hexano	0,029

As demais premissas necessárias para a execução da simulação na membrana são exibidas na Tabela 10.

Tabela 10: Área das Membranas e Pressão do Permeado para os Dois Casos Simulados.

	Área da Membrana 1 (m^2)	**Área da Membrana 2 (m^2)**	**Pressão do Permeado (bar)**
Caso 1: 2 estágios com reciclo	4.000	8.000	1
Caso 2: 2 estágios sem reciclo	9.500	2.000	1

Além dos dados de entrada das membranas, os parâmetros e a composição da corrente de gás natural utilizado nos dois casos analisados encontram-se detalhados na Tabela 6. Os fluxogramas do CASO 1 e CASO 2 foram feitas no PRO/II, de acordo com a Figura 31 e a Figura 32.

Na Figura 31, o gás natural (GN) entra na primeira membrana (MEM1), que por ser seletiva ao CO_2, divide a corrente em permeado e retentado. A corrente de permeado (CO_2) é composta, majoritariamente, por dióxido de carbono e metano. O retentado é formado, em grande parte, por constituintes do gás natural e parte do CO_2 que não permeou no primeiro módulo de membranas. Estes seguem para o segundo módulo de membranas (MEM2). O retentado do MEM2 é o gás natural tratado, com percentual de CO_2-inferior a 3% em mol, e o permeado é formado por metano e CO_2, que é recomprimido e reciclado de volta ao processo.

.

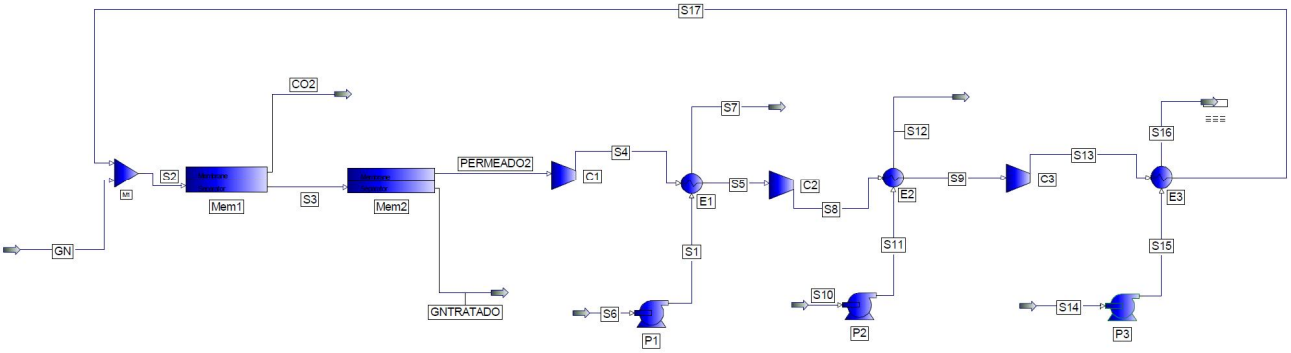


Figura 31: Fluxograma da Captura de CO_2 por Módulos de Membranas em Dois Estágios Com Reciclo – CASO1

No CASO 2, como mostra a Figura 32, o gás natural (GN) é alimentado no primeiro módulo (MEM1), que separa os componentes de acordo com sua permeabilidade. Na corrente que permeia a membrana, encontra-se majoritariamente o CO_2 e uma parte dos hidrocarbonetos presentes na corrente GN. No retentado, sai o gás natural com percentual de CO_2 menor que 3% em mol. A corrente permeada do MEM1 é recomprimida e enviada para o segundo estágio (MEM2). No permeado do MEM2, encontra-se o CO_2 e no retentado tem-se o gás natural, que é misturado ao gás retentado do primeiro estágio (MEM1). A corrente GN TRATADO possui percentual de CO_2 inferior a 3% em mol

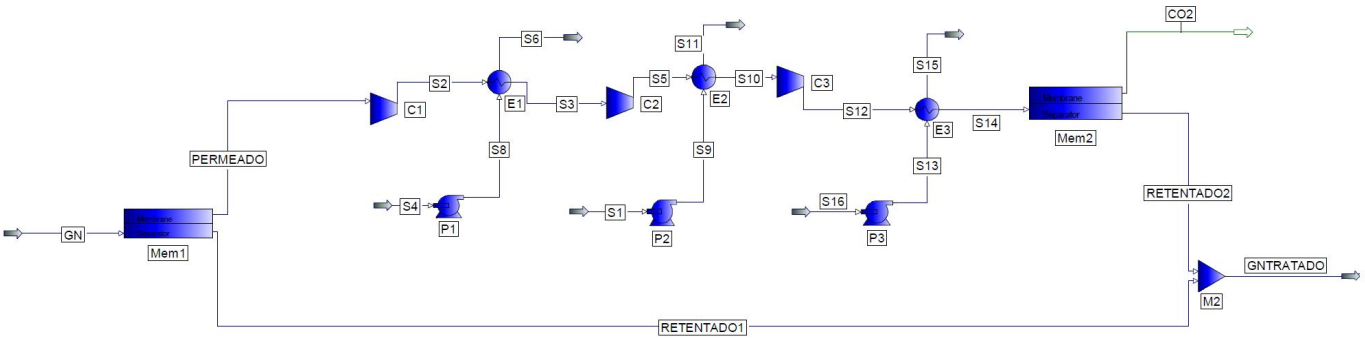


Figura 32: Fluxograma da Captura de CO_2 por Membranas em Dois Estágios Sem Reciclo – CASO2

Para analisar o desempenho dos casos, foi feito o cálculo da perda de metano e recuperação de CO_2. O primeiro é calculado seguindo a Equação 1.

$$\text{Perda de } CH_4\left(\%\right) = \left(\frac{CH_4^{Sai}}{CH_4^{Entra}}\right) \times 100 \qquad \text{Equação 1}$$

A recuperação de CO_2 foi estimada de acordo com a Equação 2.

$$\text{Recuperação de } CO_2\left(\%\right) = \left(\frac{CO_2^{Sai}}{CO_2^{Entra}}\right) \times 100 \qquad \text{Equação 2}$$

3.3. Processo de Captura de CO_2 por Absorção Física com Carbonato de Propileno (CP)

O estudo baseia-se na descrição do processo disponível em KOHL e NIELSEN (2007). Os autores descrevem o processo com duas importantes etapas. A primeira é a captura do CO_2

por carbonato de propileno (CP) e a segunda é a regeneração do CP por uma simples operação de *flash*. O fluxograma simplificado deste processo é mostrado na Figura 15.

O CP possui uma desvantagem que é a alta perda de hidrocarbonetos para a corrente de CO_2 (Capítulo 2). Visando solução de processo para este problema, as simulações com o CP foram divididas em dois casos: (i) A captura do CO_2 exclusiva por CP (CASO 1); (ii) Captura de CO_2 em processo híbrido, que conjuga a captura por CP com a utilização de módulo de membranas com o intuito de redução da perda de hidrocarbonetos, em especial de metano (CASO 2). Para a análise da perda de metano e recuperação de CO_2, aplicou-se as fórmulas descritas na Equação 2 e Equação 3 para calcular os valores.

Além disso, também se avaliou a influência da vazão de CP na eficiência de remoção de CO_2 da corrente gasosa, e nos custos dos dois casos avaliados. A Figura 33 ilustra a metodologia adotada.

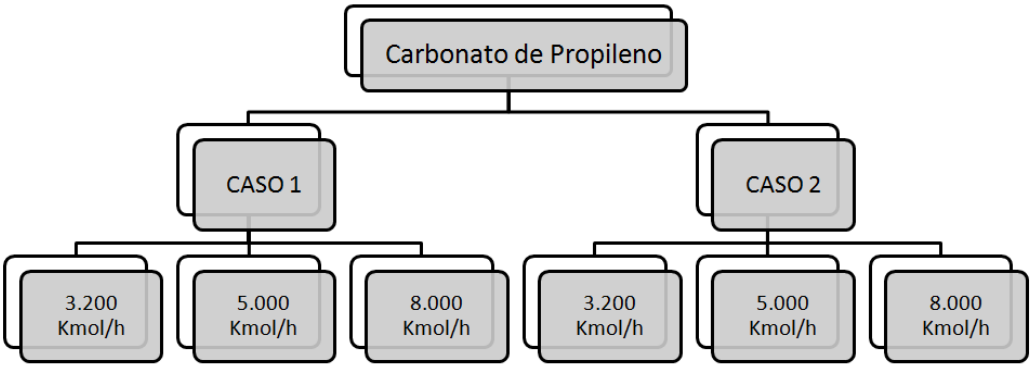
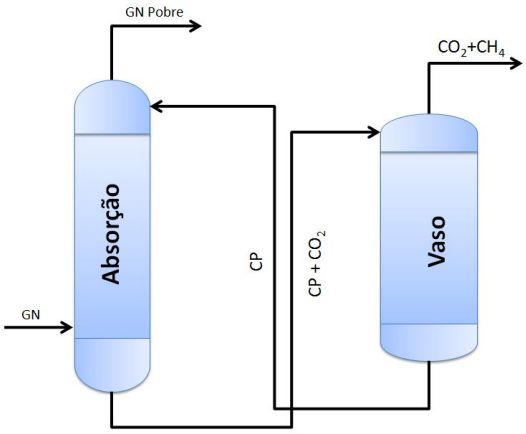
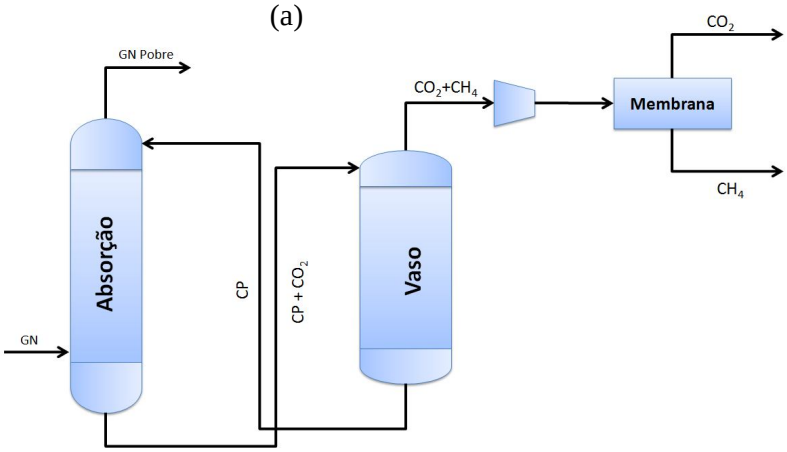


Figura 33: Matriz de Análise da Influência da Vazão de CP na Eficiência e nos Custos dos Processos.

Para este estudo foram utilizadas as configurações de processo exibidas na Figura 34.



(a)



(b)

Figura 34: Esquema Simplificado Adotado para o Estudo da Captura de CO_2 pelo (a) CASO1: Carbonato de Propileno e (b) CASO 2: Processo Híbrido - Carbonato de Propileno com Módulo de Membranas.

Como premissas têm-se os parâmetros da composição do gás natural, descrito na Tabela 6, enquanto os parâmetros da torre de absorção para o CASO 1 e CASO 2 são apresentados na Tabela 11.

Tabela 11: Premissas para a Etapa de Absorção.

	Parâmetro	**Valor**
Absorvedora	Temperatura de Entrada	30°C
	Pressão de Operação	70 bar
	Estágios de Equilíbrio	10

A Tabela 12 mostra os parâmetros utilizados nas simulações, para a corrente de CP.

Tabela 12: Parâmetros da Corrente de Carbonato de Propileno.

Parâmetro		Valores
Temperatura		30°C
Pressão		70 bar
Vazão Molar**		3.200/5.000/8.000 Kmol/h
Composição Molar* (%)	Carbonato de Propileno	100%

** A vazão do CP foi variada para efeito de análise.

Com base nas premissas apresentadas, as simulações do CASO 1 e CASO 2 foram feitas no PRO/II.

Na Figura 35 o gás natural (GN) entra na torre T-1 em contracorrente com o CP. No topo da torre T-1 sai o gás com percentual de CO_2 conforme especificação. Já no fundo sai a corrente CP RICO, que é composta pelo carbonato de propileno e CO_2. Esta corrente segue para o vaso V-1 que, a pressão atmosférica, separa o CP da corrente de CO_2 rica em metano. O CP que sai do fundo do vaso V-1 retorna ao processo.

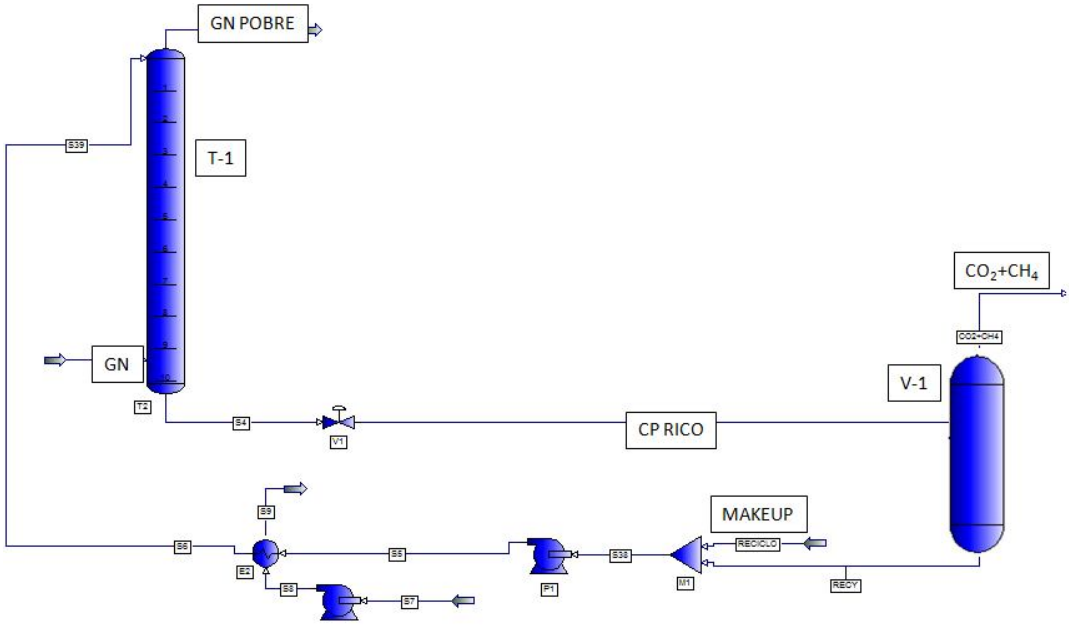


Figura 35: Fluxograma da Captura de CO_2 pelo Carbonato de Propileno – CASO 1.

No CASO 2 foi analisado o impacto de um processo hibrido composto pela captura do CO_2 pelo CP e membrana. A Tabela 13 mostra a área de membrana utilizada na análise de CASO 2 para três vazões de CP.

Tabela 13: Área da Membrana e Pressão do Permeado e Retentado para o CASO 2.

	Área do Módulo de Membrana 1 (m^2)	**Pressão do Retentado (bar)**	**Pressão do Permeado (bar)**
Caso 2	1.500	60	1

Para o CASO 2, como mostra a Figura 36, o gás natural GN é tratado pelo CP da mesma forma descrita para o CASO 1. Entretanto, quando o CO_2 rico em metano (CO_2+CH_4) sai do topo do vaso V-1, ~~ele~~ segue para o trem de compressão. Esta etapa é composta por quatro estágios de compressão, que leva o gás da pressão atmosférica até a pressão de 60bar. A alta pressão, o gás entra no módulo de membranas, onde o CO_2 é finalmente separado do metano. A corrente GN POBRE é composta pela mistura das correntes oriundas da etapa de absorção e da corrente de retentado da membrana, atendendo as especificações.

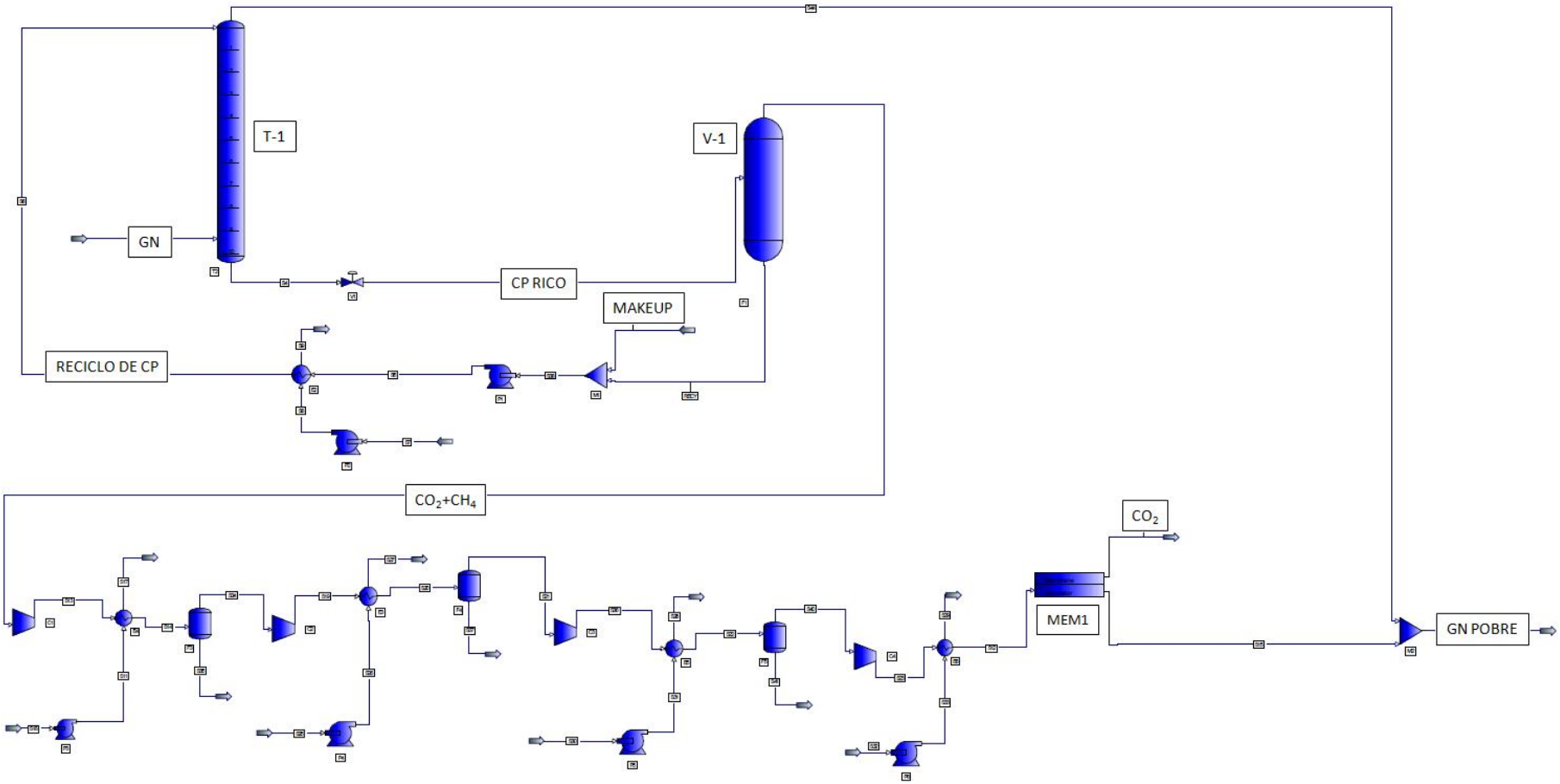


Figura 36: Fluxograma da Captura de CO_2 por Processo Híbrido de Carbonato de Propileno e Módulo de Membrana – CASO 2

3.4. Etapa de Compressão de CO_2

Nesta etapa, a corrente de CO_2, oriunda de processo de captura, segue para compressão. Para este estudo, variou-se a vazão de CO_2 na entrada no trem de compressão para a análise da sua influência, nos Custos de Capital (CAPEX) e nos Custos Operacionais (OPEX). A Figura 37 ilustra a matriz de análise adotada.

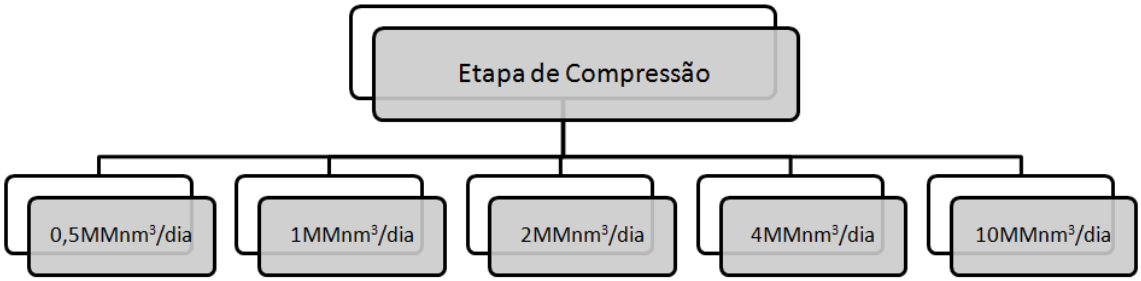


Figura 37: Matriz de Análise da Influência da Vazão da Corrente de Entrada no Trem de Compressão nos Custos desta Etapa.

Para a simulação da compressão do CO_2, considerou-se a corrente de acordo com os dados da Tabela 14:

Tabela 14: Parâmetros da Corrente de CO_2

Parâmetro		**Valores**
Temperatura		30°C
Pressão		1 bar
Vazão Molar**		0.5/1/2/4/10 $MMnm^3$/dia
Composição Molar* (%)	CO_2	95,0%
	C_1	2,0%
	C_2	0,5%
	C_3	0,5%
	H_2O	2,0%

** A vazão do CO_2 foi variada para efeito de análise.

A Figura 38 mostra o fluxograma para a etapa de compressão. Nesta, a corrente de CO_2 resultante de processos de captura passa por um trem de compressão com quatro estágios, com razão de compressão de 3,8. Além dos compressores, o trem é formado por resfriadores a água e vasos de *knock-out* para a remoção de qualquer líquido que por ventura venha a ser formado após a compressão.

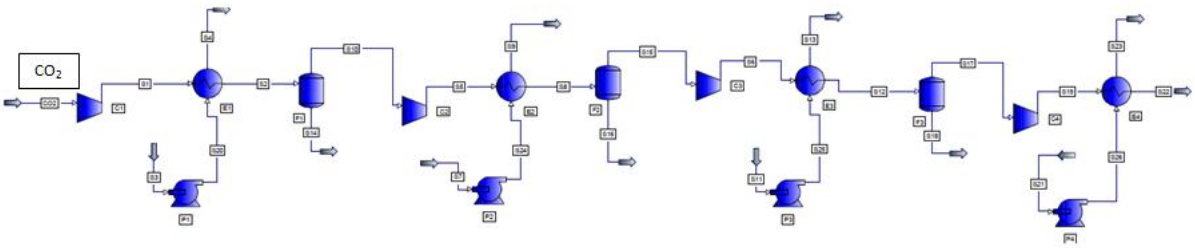


Figura 38: Fluxograma da Etapa de Compressão da Corrente de CO_2.

Após esta etapa o CO_2 está pronto para seguir para a etapa de recuperação avançada de petróleo (EOR), fora do escopo do presente trabalho.

Capítulo 4

Absorção Química: Resultados e Discussões

Neste capítulo, são apresentados e discutidos os resultados de Absorção Química com etanolaminas, organizados, para cada solvente avaliado, de acordo com o escopo das três Análises definidas no Capítulo 3.

4. Absorção Química: Resultados e Discussões

Neste capítulo serão exibidos os resultados de todas as simulações descritas no capítulo anterior.

4.1. Captura do CO_2 por MEA

4.1.1. Resultado da Análise 1 - Recuperação do CO_2 no Topo da Regeneradora

A quantidade de CO_2 que a coluna regeneradora consegue recuperar influencia a quantidade de CO_2 recirculando pelo sistema. Quanto menor a remoção de CO_2 nesta etapa, maior será a quantidade deste componente circulando no processo, e por isso, maior a possibilidade de corrosão dos equipamentos metálicos que compõem o processo.

Nesta etapa, avaliou-se a influência da carga térmica do refervedor no percentual recuperado de CO_2 pela coluna regeneradora. A Figura 39 mostra os resultados relativos de recuperação do CO_2 em função da variação na carga térmica do refervedor da regeneradora, expressos em kg de CO_2 capturado e número de estágios requeridos

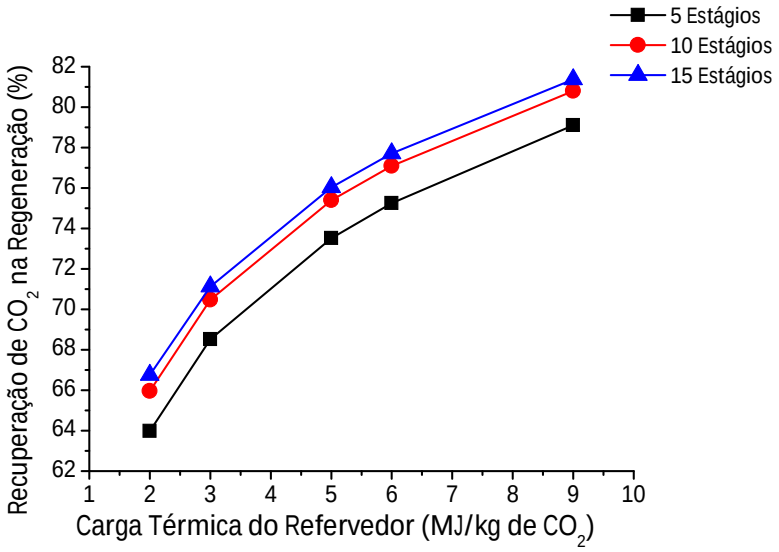


Figura 39: Eficiência na Remoção de CO_2 em Função da Carga Térmica na Regeneradora para 5, 10 e 15 Estágios - MEA

Os resultados indicam que, quanto maior o número de estágios, maior é a eficiência de recuperação de CO_2 da corrente que entra na regeneradora. Entretanto, a penalidade apresentada pela maior eficiência é a necessidade de um maior número de estágios de separação, o que implica em maior custo de capital.

ROCHEDO (2011), em seu trabalho, compara a energia de regeneração de vários solventes usados na captura do CO_2. Para a MEA, ROCHEDO (2011) mostra que referências como SVENDSEN *et al.* (2011) E RAYNAL *et al* (2011) conseguiram gasto energético de 4,2GJ/t de CO_2 e 3,7GJ/t de CO_2, respectivamente. Com base nestes valores, escolheu-se o valor de 4,0MJ/kg de CO_2 para a carga térmica no refervedor a ser usado nas etapas seguintes do estudo. Para esta carga térmica (4,0MJ/kg de CO_2), observa-se que a diferença de recuperação do CO_2 é pequena quando comparadas colunas com 10 e 15 estágios. Dessa forma, optou-se pela utilização de 10 estágios de equilíbrio na regeneradora.

4.1.2. Resultados da Análise 2 - Análise da Influência do Loading de CO_2 na Carga Térmica da Regeneradora

O *loading* de CO_2 é um parâmetro muito importante, pois influencia diretamente na carga térmica. Quanto maior seu valor, menor é a quantidade de energia requerida no refervedor da regeneradora. Com o número de estágios escolhido, avalia-se o impacto da

razão líquido/gás e, consequentemente, o *loading*, e sua influência na carga térmica do refervedor. Esta etapa é importante para a escolha do *loading* a ser utilizado análises subsequentes. A Figura 40 mostra o gráfico com os resultados relativos a variação de *loading* (mol de CO_2/mol de amina) e carga térmica na regeneradora em função da razão L/G.

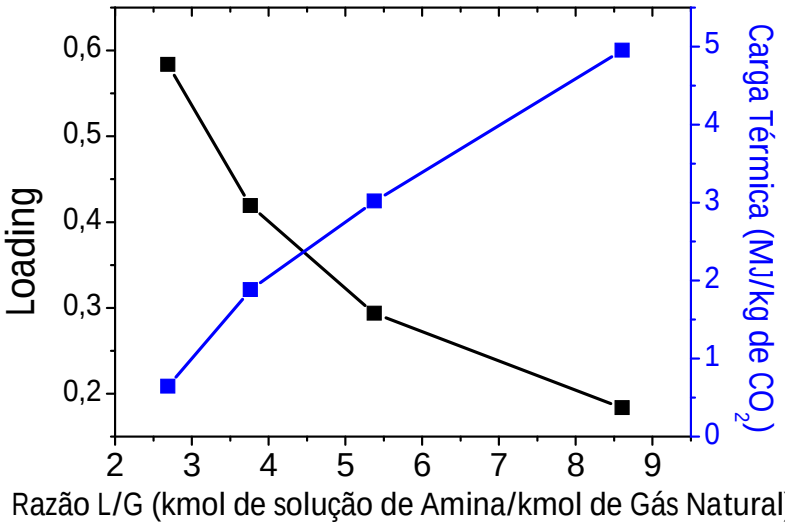


Figura 40: *Loading* e Carga Térmica na regeneradora em Função da razão L/G - MEA

O resultado da Figura 40 indica que, para a carga térmica de 4MJ/kg de CO_2, o *loading* em relação à quantidade de CO_2 da corrente de GN é de 0,24. Adicionalmente, a Figura 40 ilustra que a utilização do processo diferenciado de captura traz a possibilidade de menor gasto energético no processo, uma vez que valores ainda menores que os utilizados neste trabalho poderiam ter sido aplicados.

4.1.3. Resultados da Análise 3 - Variação do Percentual de CO_2 e da Vazão de Gás Natural nos Equipamentos, CAPEX e OPEX

Os casos descritos no Capítulo 3 (Figura 26) foram simulados no PRO/II. Com os resultados das simulações, os principais equipamentos de cada caso foram dimensionados para fins de avaliação econômica.

Os resultados de dimensionamento dos equipamentos presentes nas simulações para a amina MEA estão detalhados nas Tabela 15, Tabela 16, Tabela 17, Tabela 18 e Tabela 19.

Tabela 15: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,1MMnm^3/dia de GN – MEA.

0,1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 0,38m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 0,43m
		Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 0,62m			Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro:0,62m
	Trocadores	Casco-Tubo	13,50 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	50,32 m^2
		Casco-Tubo	21,46 m^2			Casco-Tubo	37,17 m^2
		Casco-Tubo	34,29 m^2			Casco-Tubo	117,97 m^2
		Casco-Tubo	5,11 m^2			Casco-Tubo	4,76 m^2
		Kettle Reboiler	4,98 m^2			Kettle Reboiler	10,04 m^2
	Bombas	Centrífuga	9,75 KW		Bombas	Centrífuga	21,47KW
		Centrífuga	1,41 KW			Centrífuga	3,62 KW
		Centrífuga	0,90 KW			Centrífuga	1,00 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 5,70m Diâmetro: 1,43m		Vaso	Vertical	Altura: 7,12m Diâmetro: 1,78 m
0,1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 0,49m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 0,50m
		Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 1,07m			Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro:1,23m
	Trocadores	Casco-Tubo	80,71 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	92,79 m^2
		Casco-Tubo	55,46 m^2			Casco-Tubo	97,47 m^2
		Casco-Tubo	174,78 m^2			Casco-Tubo	265,38 m^2
		Casco-Tubo	8,02 m^2			Casco-Tubo	12,17 m^2
		Kettle Reboiler	14,90 m^2			Kettle Reboiler	19,86 m^2
	Bombas	Centrífuga	32,30KW		Bombas	Centrífuga	42,95KW
		Centrífuga	1,61 KW			Centrífuga	1,51 KW
		Centrífuga	2,01 KW			Centrífuga	3,52 KW
	Vaso	Vertical	Altura:8,15m Diâmetro: 2,04m		Vaso	Vertical	Altura:8,99m Diâmetro: 2,25m

Tabela 16: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,5MMnm^3/dia de GN– MEA.

0,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 0,85 m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 0,94m
		Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 1,38m			Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro:1,95m
	Trocadores	Casco-Tubo	137,81 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	237,56 m^2
		Casco-Tubo	107,85 m^2			Casco-Tubo	259,70 m^2
		Casco-Tubo	220,59 m^2			Casco-Tubo	282,18 m^2
		Casco-Tubo	14,26 m^2			Casco-Tubo	48,12 m^2
		Kettle Reboiler	43,31 m^2			Kettle Reboiler	86,77 m^2
	Bombas	Centrífuga	53,79KW		Bombas	Centrífuga	105,08 KW
		Centrífuga	2,41KW			Centrífuga	4,42 KW
		Centrífuga	2,01KW			Centrífuga	7,03 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 9,65m Diâmetro:2,41m		Vaso	Vertical	Altura:12,20m Diâmetro: 3,05m
0,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,0m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,10m
		Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 2,39m			Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 2,75m
	Trocadores	Casco-Tubo	375,70 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	515,76 m^2
		Casco-Tubo	433,96 m^2			Casco-Tubo	660,27 m^2
		Casco-Tubo	470,90 m^2			Casco-Tubo	850,06 m^2
		Casco-Tubo	63,75 m^2			Casco-Tubo	66,43 m^2
		Kettle Reboiler	84,18 m^2			Kettle Reboiler	119,59 m^2
	Bombas	Centrífuga	157,74KW		Bombas	Centrífuga	215,20KW
		Centrífuga	6,43 KW			Centrífuga	8,64 KW
		Centrífuga	9,04 KW			Centrífuga	11,05 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 13,96m Diâmetro: 3,49m		Vaso	Vertical	Altura: 15,35m Diâmetro: 3,84m

Tabela 17: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1MMnm^3/dia de GN – MEA.

1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,22m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,36m
		Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 1,95m			Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 2,76m
	Trocadores	Casco-Tubo	279,83 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	539,81 m^2
		Casco-Tubo	298,76 m^2			Casco-Tubo	601,35 m^2
		Casco-Tubo	536,61 m^2			Casco-Tubo	1113,58 m^2
		Casco-Tubo	28,72 m^2			Casco-Tubo	53,08 m^2
		Kettle Reboiler	49,66 m^2			Kettle Reboiler	173,27 m^2
	Bombas	Centrífuga	107,88 KW		Bombas	Centrífuga	215,82KW
		Centrífuga	4,62 KW			Centrífuga	11,08 KW
		Centrífuga	6,03 KW			Centrífuga	12,05 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,22m		Vaso	Vertical	Altura: 15,33m Diâmetro: 3,83m
1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,41m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,6m
		Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 3,38m			Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 3,9m
	Trocadores	Casco-Tubo	746,80 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	1034,53 m^2
		Casco-Tubo	1157,90 m^2			Casco-Tubo	1327,40 m^2
		Casco-Tubo	973,16 m^2			Casco-Tubo	1754,55 m^2
		Casco-Tubo	119,00 m^2			Casco-Tubo	128,91 m^2
		Kettle Reboiler	196,00 m^2			Kettle Reboiler	216,47 m^2
	Bombas	Centrífuga	313,95KW		Bombas	Centrífuga	431,36KW
		Centrífuga	16,08 KW			Centrífuga	18,08 KW
		Centrífuga	14,06 KW			Centrífuga	22,09 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 17,59m Diâmetro: 4,40m		Vaso	Vertical	Altura: 19,34m Diâmetro: 4,84m

Tabela 18: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1,5MMnm^3/dia de GN – MEA.

1,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro:1,49m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,66m
		Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 2,39m			Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 3,38m
	Trocadores	Casco-Tubo	413,35 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	803,25 m^2
		Casco-Tubo	412,27 m^2			Casco-Tubo	1502,13 m^2
		Casco-Tubo	661,84 m^2			Casco-Tubo	1691,21 m^2
		Casco-Tubo	45,12 m^2			Casco-Tubo	83,96 m^2
		Kettle Reboiler	129,94 m^2			Kettle Reboiler	259,88 m^2
	Bombas	Centrífuga	161,38KW		Bombas	Centrífuga	323,11 KW
		Centrífuga	5,82 KW			Centrífuga	18,08 KW
		Centrífuga	10,04 KW			Centrífuga	13,06 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 13,92m Diâmetro: 3,48m		Vaso	Vertical	Altura: 17,55m Diâmetro: 4,39m
1,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,76m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,90m
		Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 4,14m			Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 4,77m
	Trocadores	Casco-Tubo	1130,87 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	1549,43 m^2
		Casco-Tubo	1888,76 m^2			Casco-Tubo	3091,62 m^2
		Casco-Tubo	2534,70 m^2			Casco-Tubo	2588,39 m^2
		Casco-Tubo	131,36 m^2			Casco-Tubo	190,28 m^2
		Kettle Reboiler	276,41 m^2			Kettle Reboiler	301,32 m^2
	Bombas	Centrífuga	485,22KW		Bombas	Centrífuga	646,30KW
		Centrífuga	22,09 KW			Centrífuga	30,13 KW
		Centrífuga	19,08 KW			Centrífuga	26,11 KW
	Vaso	Vertical	Altura: Diâmetro		Vaso	Vertical	Altura: 22,14m Diâmetro: 5,54m

Tabela 19: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 2MMnm^3/dia de GN – MEA.

2MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,72m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,93m
		Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 2,76m			Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 4,76m
	Trocadores	Casco-Tubo	549,33 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	1078,59 m^2
		Casco-Tubo	482,61 m^2			Casco-Tubo	1608,48 m^2
		Casco-Tubo	1098,55 m^2			Casco-Tubo	2233,93 m^2
		Casco-Tubo	58,86 m^2			Casco-Tubo	118,32 m^2
		Kettle Reboiler	100,44 m^2			Kettle Reboiler	239,16 m^2
	Bombas	Centrífuga	215,05KW		Bombas	Centrífuga	321,30KW
		Centrífuga	8,44KW			Centrífuga	6,03 KW
		Centrífuga	17,07KW			Centrífuga	13,06 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 15,33m Diâmetro:3,83m		Vaso	Vertical	Altura: 19,31m Diâmetro: 4,83m
2MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 1,97m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 6,31m Diâmetro: 2,26m
		Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 4,85m			Regeneração	Altura: 8,94m Diâmetro: 5,51m
	Trocadores	Casco-Tubo	1130,87 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	2067,49 m^2
		Casco-Tubo	2082,12 m^2			Casco-Tubo	4005,44 m^2
		Casco-Tubo	1008,18m			Casco-Tubo	3480,23 m^2
		Casco-Tubo	485,22 m^2			Casco-Tubo	255,55 m^2
		Kettle Reboiler	441,10 m^2			Kettle Reboiler	842,38 m^2
	Bombas	Centrífuga	497,53KW		Bombas	Centrífuga	862,22 KW
		Centrífuga	40,17 KW			Centrífuga	38,16 KW
		Centrífuga	21,09 KW			Centrífuga	35,15 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 5,62m Diâmetro: 22,48m		Vaso	Vertical	Altura: 24,37m Diâmetro: 6,09m

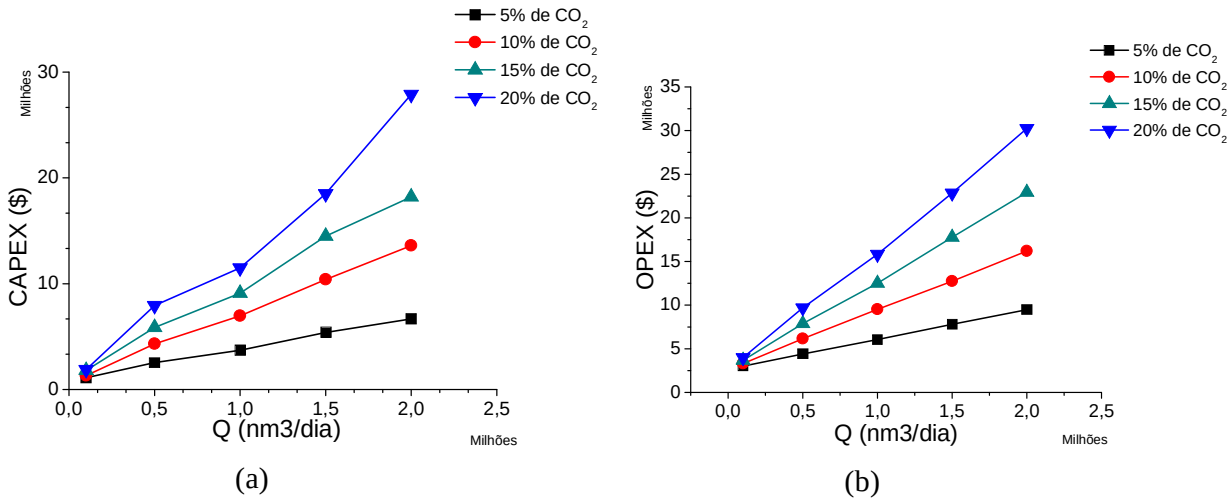
Com os equipamentos dimensionados, utilizou-se a planilha CAPCOST (Turton *et al.*, 2009) para cálculo dos valores de CAPEX e OPEX para cada caso. A Tabela 20mostra os resultados do CAPEX e OPEX obtidos.

Tabela 20: Resultado do CAPEX e OPEX para a Captura de CO_2 por MEA.

	MEA							
	5% de CO_2		10% de CO_2		15% de CO_2		20% de CO_2	
Q (MMnm3/dia)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)
0,1	1.110.000	3.001.729	1.310.000	3.313.055	1.800.000	3.686.755	1.880.000	3.986.787
0,5	2.540.000	4.404.646	4.320.000	6.152.852	5.860.000	7.882.459	7.930.000	9.689.843
1	3.710.000	6.056.683	6.960.000	9.521.897	9.100.000	12.515.380	11.500.000	15.826.263
1,5	5.390.000	7.800.521	10.400.000	12.750.711	14.500.000	17.769.111	18.500.000	22.846.691
2	6.670.000	9.472.358	13.600.000	16.208.255	18.200.000	22.921.767	27.900.000	30.249.918

Analisando-se os valores do CAPEX e OPEX da Tabela 28, pode-se notar que, quando a vazão foi aumentada em vinte vezes, estes valores não aumentaram em igual proporção. Este fato confirma TURTON *et al* (2009), que afirmam que, quando a capacidade de um equipamento é aumentada, o CAPEX não seguirá o fator de escala, e denominam este fato de **Economia de Escala.** Assim, quanto maior for o equipamento e o processo, menor será seu custo por unidade de capacidade.

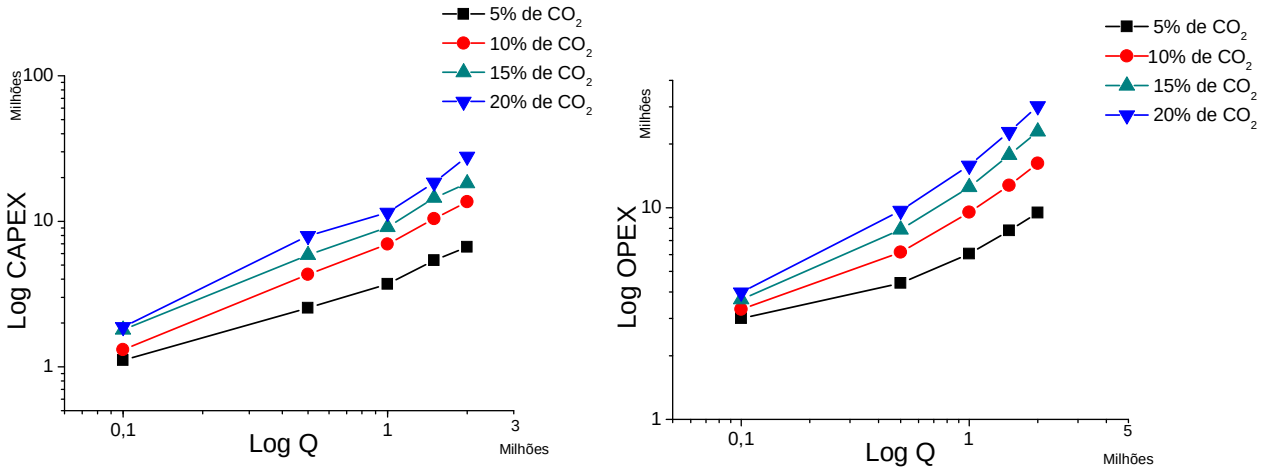
Os dados da Tabela 20 são mostrados em forma de gráfico na Figura 41 e Figura 42. Na Figura 41, o gráfico dos valores de CAPEX e OPEX em função da vazão de gás natural para os percentuais de CO_2 analisados indicam que quanto maior a vazão de gás e maior o percentual de CO_2, maiores serão os valores de CAPEX e OPEX. É evidente a tendência do aumento dos custos (CAPEX e OPEX) com o aumento da carga de gás natural do processo. Além da vazão de gás, estes valores também sofrem influência do teor de CO_2 no gás.



(a) (b)

Figura 41: Custos (a) CAPEX e (b) OPEX versus a Vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 por MEA.

Os dados da Tabela 28 expressos em escala logarítmica – log(CAPEX) e log(OPEX) versus log(Q), são mostrados na Figura 42.



(a) (b)

Figura 42: Logarítmo do (a) CAPEX e (b) OPEX em Função da vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 por MEA

Observa-se claramente correlação dos custos (CAPEX e OPEX) com a vazão de gás natural (Q). Assim, ajustou-se para cada conjunto de dados uma função polinomial de segunda ordem de modo a obter equações generalizadas do tipo $y = ax^2 + bx + c$ e do tipo $y = ax^b$. A Tabela 21 mostra os coeficientes obtidos.

Tabela 21: Correlações de CAPEX com a Vazão de Gás (Q) para a Captura de CO_2 com MEA.

Teor de CO_2	Correlação	R^2
5% de CO_2	$a)\quad Log(CAPEX) = -1E^{-7}(LogQ)^2 + 3{,}129(LogQ) + 85169$ $b)\quad Log(CAPEX) = 1196(LogQ)^{0{,}589}$	$0{,}987$ $0{,}996$
10% de CO_2	$c)\quad Log(CAPEX) = 3E^{-9}(LogQ)^2 + 6{,}376(LogQ) + 81030$ $d)\quad Log(CAPEX) = 180(LogQ)^{0{,}77}$	$0{,}998$ $0{,}996$
15% de CO_2	$e)\quad Log(CAPEX) = -6E^{-8}(LogQ)^2 + 8{,}753(LogQ) + 1E^6$ $f)\quad Log(CAPEX) = 262{,}6(LogQ)^{0{,}764}$	$0{,}994$ $0{,}995$
20% de CO_2	$g)\quad Log(CAPEX) = 3E^{-6}(LogQ)^2 + 7{,}564(LogQ) + 2E^6$ $h)\quad Log(CAPEX) = 90{,}31(LogQ)^{0{,}862}$	$0{,}997$ $0{,}988$

Analisando as equações exponenciais da tabela acima, pode-se observar que elas se assemelham a Equação 13 do Apêndice B.

Os expoentes da variável $LogQ$ nas equações *b*, *d*, *f* e *h* são os expoentes de custo (*n*) calculado para os casos avaliados. Segundo TURTON *et al* (2009), este valor em muitos casos gira em torno de 0,6, seguindo *a regra dos seis décimos*. Pode-se observar que, para os quatro casos avaliados, o valor de *n* variou entre 0,589 e 0,862, mostrando-se um valor satisfatório.

De forma análoga ás equações para o CAPEX, a Tabela 22 mostra os valores das funções para o OPEX.

Tabela 22: Correlações de OPEX com a Vazão de Gás (Q) para Captura de CO_2 com MEA.

Teor de CO_2	Correlação	R^2
5% de CO_2	$i)\quad Log(OPEX) = 1E^{-8}(LogQ)^2 + 3{,}433(LogQ) + 3E^6$	$0{,}999$
10% de CO_2	$j)\quad Log(OPEX) = 7E^{-8}(LogQ)^2 + 6{,}895(LogQ) + 3E^6$	$0{,}999$
15% de CO_2	$k)\quad Log(OPEX) = 2E^{-7}(LogQ)^2 + 9{,}680(LogQ) + 3E^6$	$0{,}999$
20% de CO_2	$l)\quad Log(OPEX) = 5E^{-7}(LogQ)^2 + 12{,}54(LogQ) + 3E^6$	$0{,}999$

As correlações polinomiais *a*, *c*, *e*, g, i, j, k e *l* são equações generalizadas que correlacionam o CAPEX e o OPEX com a vazão de gás. As equações polinomiais obtidas a partir dos dados se assemelham a Equação 16 do Apêndice B.

Estas equações são de extrema importância prática, uma vez que possibilitam uma rápida estimativa de custos para processos nas mesmas condições analisadas nestas simulações. O comportamento do CAPEX e OPEX em relação à quantidade de CO_2 no gás natural é ilustrado na Figura 43.

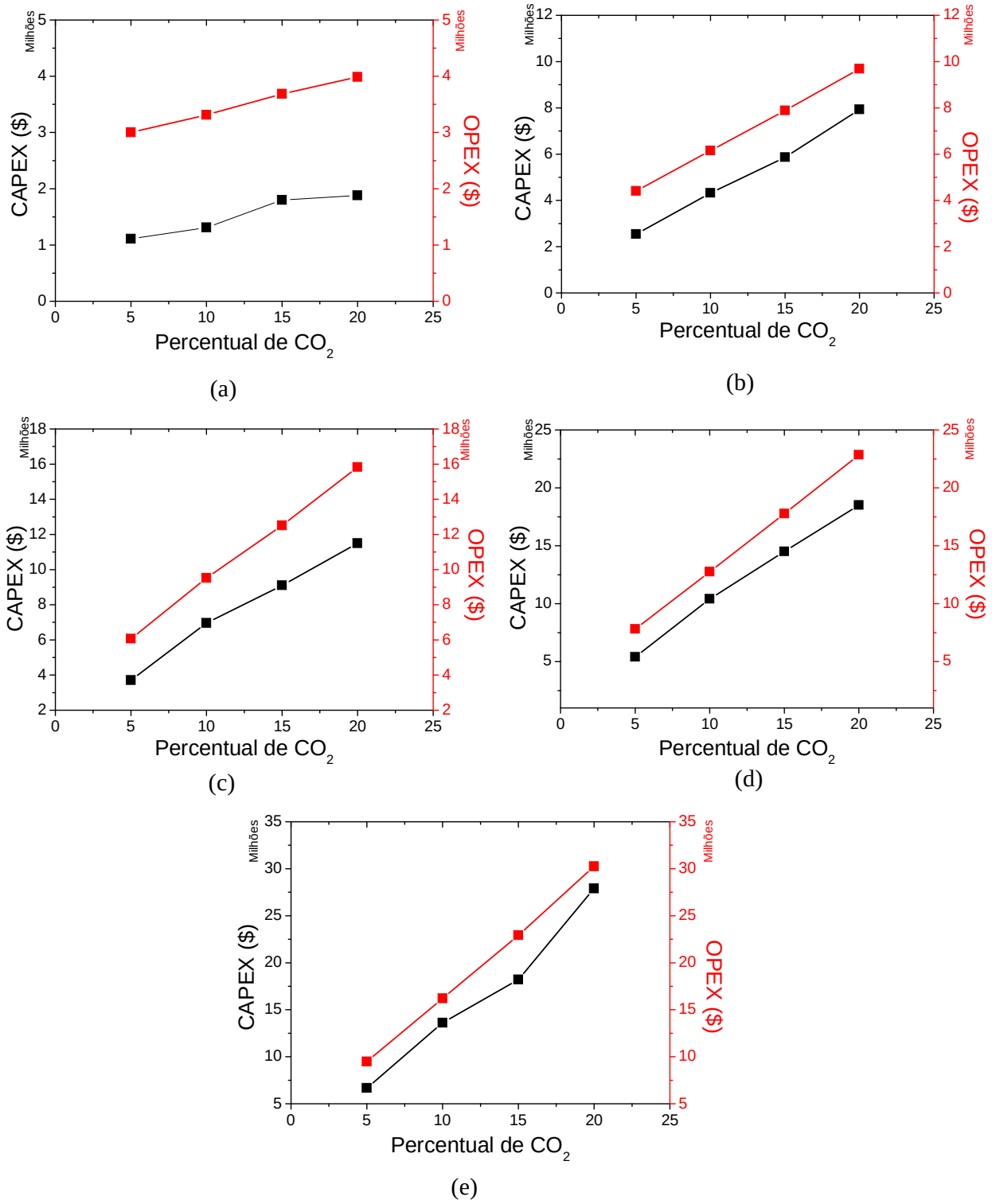


Figura 43: Percentual de CO_2 no Gás Natural versus o CAPEX e OPEX paraa MEA com (a) 0,1MMnm^3/dia (b) 0,5MMnm^3/dia (c) 1MMnm^3/dia (d) 1,5MMnm^3/dia (e) 2MMnm^3/dia.

Observa-se que, para as cinco vazões analisadas, o CAPEX se mantém sempre menor que o OPEX. Entretanto, é possível notar que, quanto maior a vazão, menor será a diferença entre os valores de CAPEX e OPEX. Ou seja, os custos para se operar e manter a planta é maior que o custo de capital (equipamentos). Contudo, quanto maior a quantidade de gás tratada, menor será a diferença entre estes dois custos.

4.2. Captura por MDEA

4.2.1. Resultados da Análise 1 - Recuperação do CO_2 na Regeneração

De forma análoga a análise por MEA, nesta etapa avaliou-se a influencia da carga térmica do refervedor no percentual recuperado de CO_2 pela regeneradora. A Figura 44 mostra o resultado obtido com a variação da carga térmica por kg de CO_2 e com o número de estágios, para recuperação do CO_2.

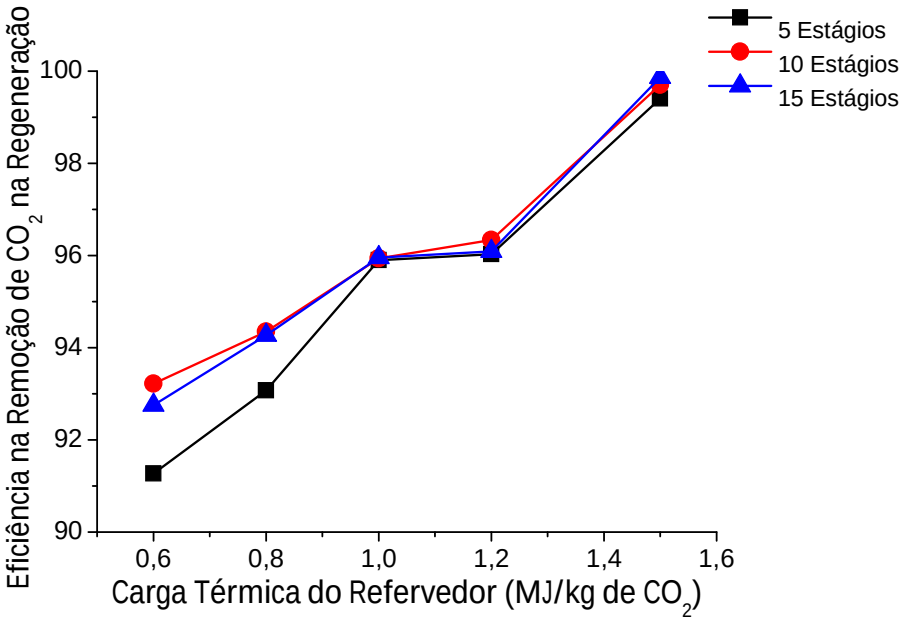


Figura 44: Eficiência na Remoção de CO_2 em Função da Carga Térmica na Regeneradora para 5, 10 e 15 Estágios – MDEA

Na Figura 44, observa-se que o aumento na carga térmica do refervedor e no número de estágios provoca melhoria na eficiência de remoção do CO_2 da corrente que entra na regeneradora. É possível notar que a MDEA é uma amina que exige menor quantidade de calor para liberar CO_2, resultando em eficiência de regeneração superior à da MEA. Em contrapartida, foram necessários mais estágios na absorvedora para a MDEA.

Como a entalpia de reação da MDEA é menor que a da MEA, a MDEA exibe uma carga térmica de regeneração abaixo de 4MJ/kg de CO_2 no refervedor. Assim, observando-se na Figura 46 o ponto de carga térmica igual a 1MJ/Kg de CO_2, nota-se os três casos avaliados (5, 10 e 15 estágios) exibem a eficiência, atingindo um valor em torno de 96%.

Assim, escolheu-se a carga térmica de 1,0MJ/kg de CO_2, optando-se pela utilização de 5 estágios de equilíbrio na regeneradora.

4.2.2. Resultados da Análise 2 - Análise da Influência do Loading de CO_2 na Carga Térrmica da Regeneradora

Com o número de estágios e carga térmica escolhida, a segunda etapa estuda a variação na razão líquido/gás e, consequentemente, o *loading*, e sua influência na carga térmica do refervedor. A Figura 45 mostra o gráfico com os resultados relativos a variação *Loading* (mol de CO2/mol de amina) e carga térmica na regeneradora em Função da razão L/G.

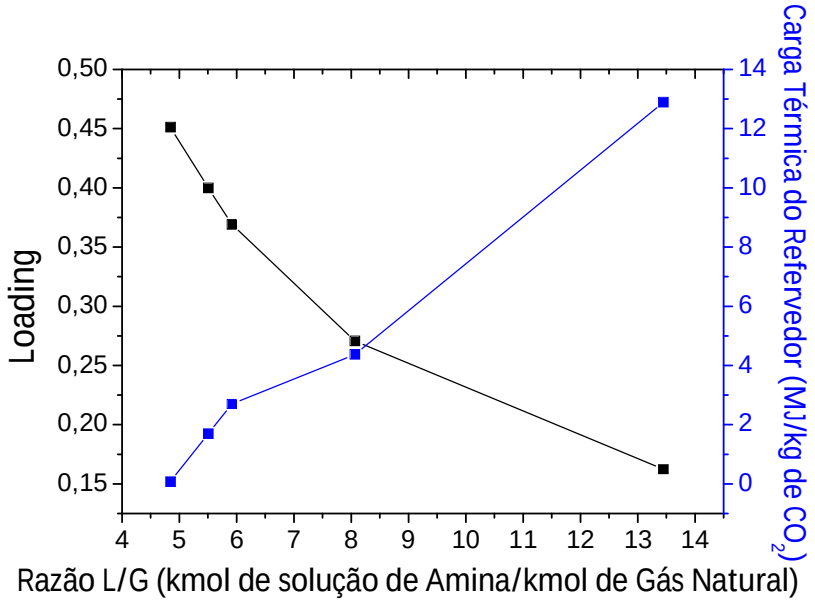


Figura 45: *Loading* de CO_2 e Carga Térmica na regeneradora em Função da razão L/G - MDEA

A Figura 45 indica que para a carga térmica de 1MJ/kg de CO_2, o*loading*em relação à quantidade de CO_2 da corrente de GN é de 0,425. O gráfico também ressalta quequanto maior o *loading*, menor é a carga térmica requerida pelo refervedor.

4.2.3. Resultados da Análise 3 - Variação do Percentual de CO_2 e da Vazão de Gás Natural nos Equipamentos, CAPEX e OPEX

Na terceira etapa de análise, foram simulados os casos exibidos na Matriz de Análise da Figura 31. Com os resultados das simulações, os principais equipamentos foram dimensionados, em cada caso, para fins de análise de desempenho econômico. Os resultados do dimensionamento dos equipamentos para a amina MDEA estão detalhados na Tabela 23, Tabela 24, Tabela 25, Tabela 26 e Tabela 27.

Tabela 23: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,1MMnm^3/dia de GN – MDEA.

0,1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 0,35m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 0,39 m
		Regeneração	Altura: 4,56m Diâmetro: 0,40m			Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 0,56 m
	Trocadores	Casco-Tubo	16,29 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	32,62 m^2
		Casco-Tubo	12,93 m^2			Casco-Tubo	18,96 m^2
		Casco-Tubo	2,71 m^2			Casco-Tubo	5,42 m^2
		Kettle Reboiler	6,09m^2			Kettle Reboiler	12,18 m^2
	Bombas	Centrífuga	5,69 KW		Bombas	Centrífuga	11,38 KW
		Centrífuga	0,19 KW			Centrífuga	0,24 KW
		Centrífuga	2,51 KW			Centrífuga	0,40 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 2,83 m Diâmetro: 0,71 m		Vaso	Vertical	Altura: 3,57 m Diâmetro: 0,89 m
0,1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 0,42 m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 0,44 m
		Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 0,69 m			Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro:0,8 m
	Trocadores	Casco-Tubo	48,97 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	65,32 m^2
		Casco-Tubo	52,91 m^2			Casco-Tubo	95,59 m^2
		Casco-Tubo	16,50 m^2			Casco-Tubo	17,38 m^2
		Kettle Reboiler	18,27 m^2			Kettle Reboiler	24,36 m^2
	Bombas	Centrífuga	17,08 KW		Bombas	Centrífuga	22,77 KW
		Centrífuga	0,40 KW			Centrífuga	0,60 KW
		Centrífuga	0,80 KW			Centrífuga	0,90 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 4,09 m Diâmetro: 1,02 m		Vaso	Vertical	Altura: 4,50 m Diâmetro: 1,12 m

Tabela 24: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,5MMnm^3/dia de GN – MDEA.

0,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 0,79 m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 0,88 m
		Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 0,89 m			Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 1,26 m
	Trocadores	Casco-Tubo	81,43 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	163,11 m^2
		Casco-Tubo	260,61m^2			Casco-Tubo	308,53 m^2
		Casco-Tubo	19,94 m^2			Casco-Tubo	106,96 m^2
		Kettle Reboiler	30,44 m^2			Kettle Reboiler	60,85 m^2
	Bombas	Centrífuga	28,47 KW		Bombas	Centrífuga	56,95 KW
		Centrífuga	0,80 KW			Centrífuga	1,21 KW
		Centrífuga	1,00 KW			Centrífuga	2,11 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 4,84 m Diâmetro: 1,21 m		Vaso	Vertical	Altura: 6,10 m Diâmetro: 1,53 m
0,5MMnm3/dia							
Para 15% de CO_2	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 0,94 m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 0,98
		Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 1,54 m			Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 1,78 m
	Trocadores	Casco-Tubo	244,85 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	14,35 m^2
		Casco-Tubo	779,67 m^2			Casco-Tubo	188,34 m^2
		Casco-Tubo	82,56 m^2			Casco-Tubo	10,99 m^2
		Kettle Reboiler	91,28 m^2			Kettle Reboiler	143,33 m^2
	Bombas	Centrífuga	85,40 KW		Bombas	Centrífuga	113,89 KW
		Centrífuga	2,01 KW			Centrífuga	2,41 KW
		Centrífuga	3,01 KW			Centrífuga	6,03 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 6,99 m Diâmetro: 1,75 m		Vaso	Vertical	Altura: 7,69 m Diâmetro: 1,92 m

Tabela 25: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1MMnm^3/dia de GN – MDEA.

1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 10,52 m Diâmetro: 1,12 m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 1,24m
		Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 1,26 m			Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 1,71m
	Trocadores	Casco-Tubo	162,89 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	498,86 m^2
		Casco-Tubo	139,10 m^2			Casco-Tubo	256,75 m^2
		Casco-Tubo	105,20 m^2			Casco-Tubo	112,80 m^2
		Kettle Reboiler	71,71m^2			Kettle Reboiler	103,93 m^2
	Bombas	Centrífuga	56,90KW		Bombas	Centrífuga	113,59 KW
		Centrífuga	1,21 KW			Centrífuga	10,04 KW
		Centrífuga	3,52 KW			Centrífuga	7,03 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 6,10m Diâmetro: 1,53 m		Vaso	Vertical	Altura: 6,51m Diâmetro: 1,63 m
1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 1,33m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 1,4 m
		Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 2,18m			Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 2,52 m
	Trocadores	Casco-Tubo	489,72 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	653,23 m^2
		Casco-Tubo	1551,63 m^2			Casco-Tubo	680,46 m^2
		Casco-Tubo	197,30 m^2			Casco-Tubo	281,81 m^2
		Kettle Reboiler	215,07 m^2			Kettle Reboiler	243,42 m^2
	Bombas	Centrífuga	170,78 KW		Bombas	Centrífuga	227,72 KW
		Centrífuga	18,08 KW			Centrífuga	32,14 KW
		Centrífuga	8,03 KW			Centrífuga	11,05 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 8,80 m Diâmetro: 2,20 m		Vaso	Vertical	Altura: 9,69m Diâmetro: 2,42 m

Tabela 26: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1,5 MMnm^3/dia de GN – MDEA.

1,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 10,52 m Diâmetro: 1,41 m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 1,52 m
		Regeneração	Altura: 4,56m Diâmetro: 1,54m			Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 2,18 m
	Trocadores	Casco-Tubo	244,33m^2		Trocadores	Casco-Tubo	489,36 m^2
		Casco-Tubo	173,88 m^2			Casco-Tubo	467,97 m^2
		Casco-Tubo	91,32 m^2			Casco-Tubo	193,74 m^2
		Kettle Reboiler	59,74m^2			Kettle Reboiler	183,21 m^2
	Bombas	Centrífuga	85,35 KW		Bombas	Centrífuga	170,77 KW
		Centrífuga	2,41 KW			Centrífuga	3,41 KW
		Centrífuga	8,03 KW			Centrífuga	9,04 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 6,99m Diâmetro: 1,75m		Vaso	Vertical	Altura: 8,80m Diâmetro: 2,20m
1,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro1,63 m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 3,08m
		Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 2,67m			Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 1,7m
	Trocadores	Casco-Tubo	734,58 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	979,85 m^2
		Casco-Tubo	793,68 m^2			Casco-Tubo	862,69 m^2
		Casco-Tubo	324,28 m^2			Casco-Tubo	536,90 m^2
		Kettle Reboiler	274,79 m^2			Kettle Reboiler	366,35 m^2
	Bombas	Centrífuga	256,17 KW		Bombas	Centrífuga	341,62 KW
		Centrífuga	5,42 KW			Centrífuga	7,63 KW
		Centrífuga	12,05 KW			Centrífuga	20,09 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 10,07m Diâmetro: 2,52m		Vaso	Vertical	Altura: 11,09 m Diâmetro:2,77m

Tabela 27: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 2 MMnm^3/dia de GN – MDEA.

2MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 1,53m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 1,58 m
		Regeneração	Altura: 4,56m Diâmetro: 1,78 m			Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 2,76 m
	Trocadores	Casco-Tubo	162,89 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	498,86 m^2
		Casco-Tubo	139,10 m^2			Casco-Tubo	256,75 m^2
		Casco-Tubo	79,62m^2			Casco-Tubo	103,93 m^2
		Kettle Reboiler	105,20 m^2			Kettle Reboiler	32,38 m^2
	Bombas	Centrífuga	56,90 KW		Bombas	Centrífuga	124,77 KW
		Centrífuga	1,21 KW			Centrífuga	22,09 KW
		Centrífuga	3,52 KW			Centrífuga	10,04 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 7,69 m Diâmetro: 1,92 m		Vaso	Vertical	Altura: 9,69m Diâmetro: 2,42m
2MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 1,89 m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 10,52m Diâmetro: 1,97 m
		Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 3,08 m			Regeneração	Altura: 4,56 m Diâmetro: 3,56 m
	Trocadores	Casco-Tubo	489,72m^2		Trocadores	Casco-Tubo	1462,25 m^2
		Casco-Tubo	1551,63m^2			Casco-Tubo	1698,92 m^2
		Casco-Tubo	70,54 m^2			Casco-Tubo	105,30 m^2
		Kettle Reboiler	215,07 m^2			Kettle Reboiler	329,45 m^2
	Bombas	Centrífuga	340,55 KW		Bombas	Centrífuga	455,69 KW
		Centrífuga	38,16 KW			Centrífuga	54,23 KW
		Centrífuga	17,07 KW			Centrífuga	19,08 KW
	Vaso	Vertical	Altura: 11,09 m Diâmetro: 2,77 m		Vaso	Vertical	Altura: 12,21m Diâmetro: 3,05m

Com os equipamentos dimensionados, usou-se a planilha CAPCOST para cálculo dos valores de CAPEX e OPEX para cada caso, mostrados na Tabela 28.

Tabela 28: Resultados do CAPEX e OPEX para a Captura de CO_2 por MDEA.

	MDEA							
	5% de CO_2		10% de CO_2		15% de CO_2		20% de CO_2	
Q ($MMnm^3$/dia)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)
0,1	806.000	2.700.288	894.000	2.777.628	995.000	2.845.008	1.090.000	2.911.308
0,5	1.270.000	3.005.208	1.650.000	3.344.208	2.290.000	3.742.308	2.720.000	4.078.008
1	1.870.000	3.383.808	2.820.000	4.096.008	3.600.000	4.789.908	5.010.000	5.584.908
1,5	2.450.000	3.758.808	4.030.000	4.867.308	5.570.000	5.956.308	7.730.000	6.923.208
2	3.170.000	4.159.008	5.380.000	5.651.508	7.720.000	6.909.108	9.840.000	8.385.408

Analogamente ao discutido nos valores obtidos para a MEA, os valores de CAPEX e OPEX para a amina MDEA são mostrados na Tabela 36. Pode-se observar que ao aumentar em vinte vezes a capacidade do processo (de 0,1 até 2$MMnm^3$/dia) o CAPEX e o OPEX não aumentaram na mesma proporção.

Alem disso, comparando-se o processo da MEA com o da MDEA, observa-se que o processo com MEA possui maiores valores de CAPEX e OPEX. Este fato ocorre, pois, apesar da MDEA exigir maior potência na bomba de recirculação, como a carga térmica para o processo com MEA foi quatro vezes maior, a dimensão dos refervedores são proporcionalmente maiores, como mostra as tabelas com os dados do dimensionamento para as duas aminas.

Os dados da Tabela 28 são exibidos em forma de gráfico na Figura 46, exibindo os custos CAPEX e OPEX em função da vazão de gás natural para os diferentes teores de CO_2 analisados.

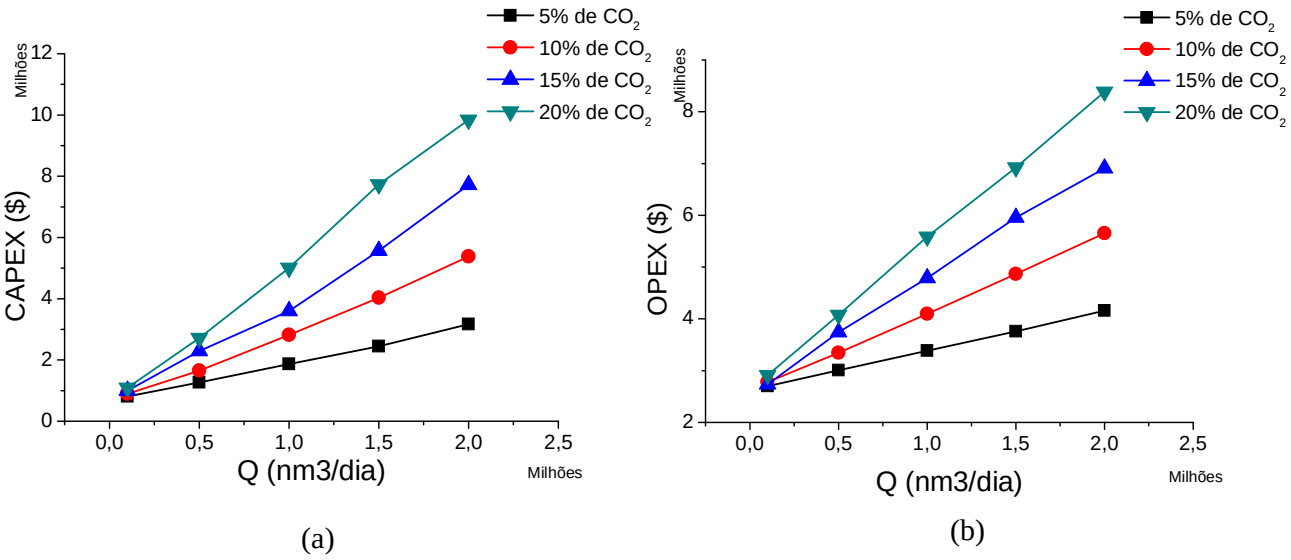


Figura 46: Custos (a) CAPEX e (b) OPEX versus a Vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 por MDEA.

A Figura 46 mostra a tendência do aumento do CAPEX e OPEX com o aumento da carga de gás natural e do seu percentual de CO_2

Os dados da Figura 34 expressos em escala logarítmica – log (CAPEX) e log (OPEX) versus log (Q) são mostrados na Figura 47.

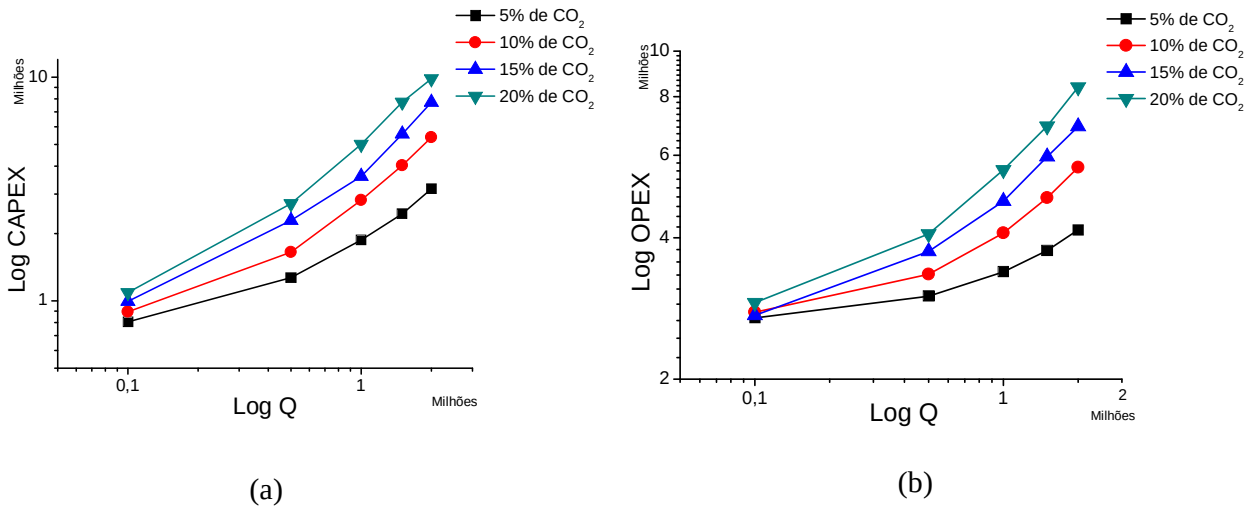


Figura 47: Logarítmo do (a) CAPEX e (b) OPEX em Função da vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 por MDEA

A evidente correlação exibida na Figura 47 foi capturada em uma função polinomial de segunda ordem de modo a obter equações generalizadas do tipo $y = ax^2 + bx + c$ e do tipo $y = ax^b$. A Tabela 29 e Tabela 30 mostram os valores das equações.

Tabela 29: Equações que Correlacionam o CAPEX e a Vazão de Gás Q para a MDEA.

Teor de CO_2	**Correlação**	**R^2**
5% de CO_2	$a)\quad Log(CAPEX) = 8E^{-8}(LogQ)^2 + 1,060(LogQ) + 70861$ $b)\quad Log(CAPEX) = 445,7(LogQ)^{0,661}$	$0,999$ $0,971$
10% de CO_2	$c)\quad Log(CAPEX) = 2E^{-7}(LogQ)^2 + 1,867(LogQ) + 69010$ $d)\quad Log(CAPEX) = 923,6(LogQ)^{0,587}$	$0,999$ $0,955$
15% de CO_2	$e)\quad Log(CAPEX) = 6E^{-7}(LogQ)^2 + 2,325(LogQ) + 82707$ $f)\quad Log(CAPEX) = 445,7(LogQ)^{0,661}$	$0,998$ $0,971$
20% de CO_2	$g)\quad Log(CAPEX) = 1E^{-7}(LogQ)^2 + 4,429(LogQ) + 56987$ $h)\quad Log(CAPEX) = 212,5(LogQ)^{0,734}$	$0,999$ $0,971$

Nas equações exponenciais *b, d, f* e *h*, exibidas na Tabela 29, observa-se uma semelhança com a Equação 13. O expoente da variável $LogQ$, expoente de custo (*n*), calculado para os casos avaliados, variou entre 0,587 e 0,734, mostrando-se um valor satisfatório em relação a regra dos seis décimos, descrita em Turton *et al.* (2009). Analogamente, a Tabela 30 mostra as equações para o OPEX.

Tabela 30: Equações que Correlacionam o OPEX e a Vazão de Gás Q para a MDEA.

Teor de CO_2	**Correlação**	**R^2**
5% de CO_2	$i)\quad Log(OPEX) = 1E^{-8}(LogQ)^2 + 0,740(LogQ) + 3E^6$	$0,999$
10% de CO_2	$j)\quad Log(OPEX) = 5E^{-8}(LogQ)^2 + 1,415(LogQ) + 3E^6$	1
15% de CO_2	$k)\quad Log(OPEX) = -7E^{-8}(LogQ)^2 + 2,293(LogQ) + 3E^6$	$0,999$
20% de CO_2	$l)\quad Log(OPEX) = -5E^{-8}(LogQ)^2 + 2,975(LogQ) + 3E^6$	$0,999$

As equações polinomiais *a*, *c*, *e*, g, i, j, k e *l* são equações generalizadas que correlacionam o CAPEX e o OPEX com a vazão de gás. As equações polinomiais obtidas a partir dos dados se assemelham a Equação 14.

A Figura 48 exibe o comportamento do CAPEX e OPEX em relação ao teor de CO_2 no gás natural.

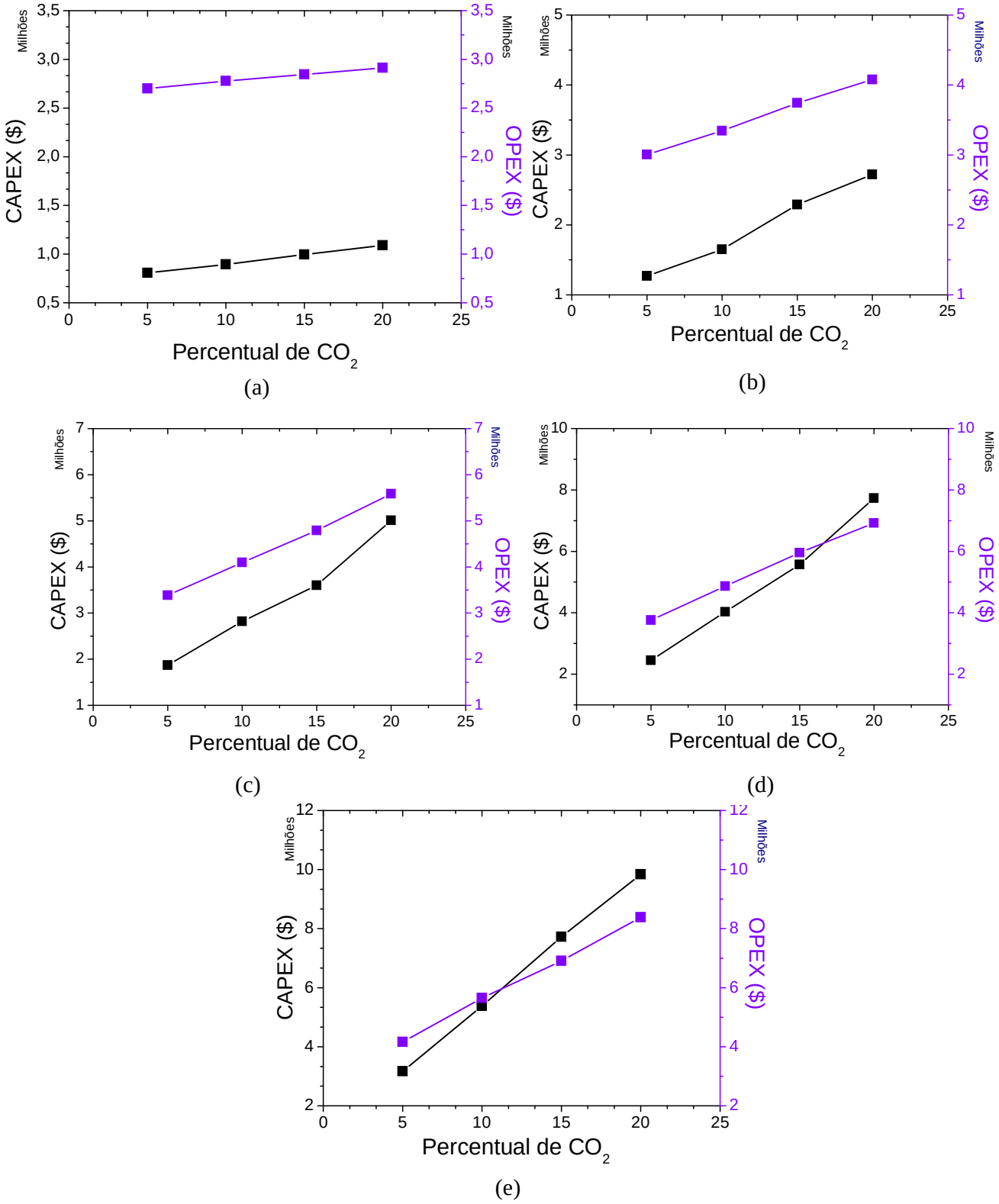


Figura 48: Percentual de CO_2 no Gás Natural versus o CAPEX e OPEX para a MDEA com (a) 0,1MMnm^3/dia (b) 0,5 MMnm^3/dia (c) 1 MMnm^3/dia (d) 1,5 MMnm^3/dia (e) 2 MMnm^3/dia

Analisando a Figura 48 (*a*, *b* e *c*), observa-se que o CAPEX se mantém sempre menor que o OPEX. É possível observar também que, com o aumento da vazão de gás natural, a diferença entre o CAPEX e o OPEX tende a diminuir. Entretanto, como se pode observar na Figura 48 (*d* e *e*), esta tendência continua, até que a partir da Figura 48 – *d*,o CAPEX para altos percentuais de CO_2 tende a ser maior que o OPEX. Esta tendência pode ser confirmada na Figura 48 – *e*.

Assim, o custo para manter a planta em funcionamento é maior que o custo dos equipamentos para as vazões de 0.1, 0.5 e 1MMnm^3/dia. Mas esta tendência tende a se inverter a partir da vazão de 1,5MMnm^3/dia.

4.3. Para a Captura pela mistura MEA/MDEA

4.3.1. Resultados da Análise 1 - Recuperação do CO_2 na Regeneração

Nesta etapa avaliou-se a influência da carga térmica do refervedor no percentual recuperado de CO_2pela regeneradora. A Figura 49 mostra o resultado obtido com a variação da carga térmica por quilo de CO_2 e com número de estágios, na recuperação do CO_2.

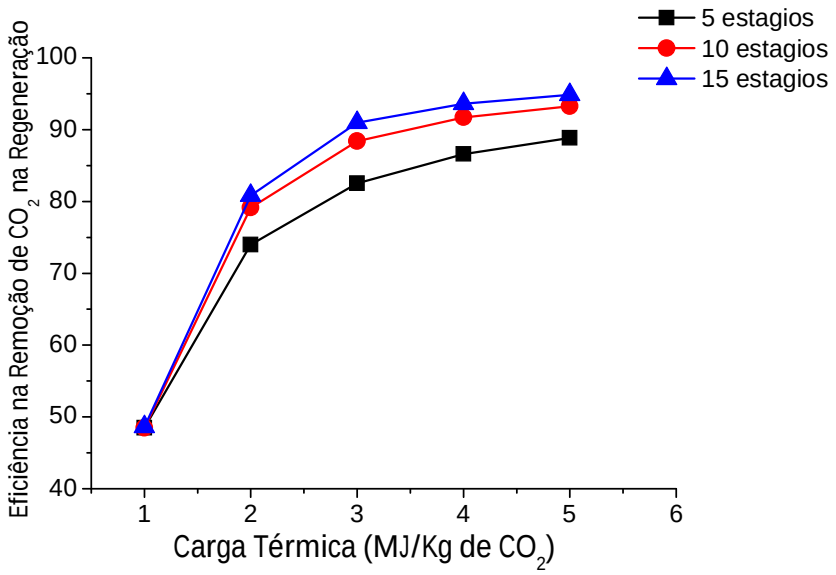


Figura 49: Eficiência na Remoção de CO_2 em Função da Carga Térmica na Regeneradora para 5, 10 e 15 Estágios – Mistura MEA/MDEA

A Figura 49 mostra que o aumento na carga térmica do refervedor e no número de estágios provoca aumento na eficiência de remoção do CO_2. Como foi utilizada a mistura

entre a MEA e a MDEA, a eficiência na remoção do CO_2 atingiu valores altos, mas não tão altos quanto utilizando apenas MDEA.

Para a carga térmica de 2,5MJ/kg e para 10 e 15 estágios, pode-se observar que a eficiência é acima de 80%.Dessa forma, escolheu-se a carga térmica referente a 2,5MJ/Kg de CO_2, optando-se pela utilização de 10 estágios de equilíbrio na regeneração.

4.3.2. Resultados da Análise 2 - Análise da Influência do Loading na Carga Térrmica da Regeneradora

A segunda etapa, visa à escolha do *loading* de CO_2. Para isso, foi feito um estudo da variação no *loading* e, consequentemente, na razão de vazões molares líquido/gás, e sua influência na carga térmica do refervedor, com resultados mostrados na Figura 50.

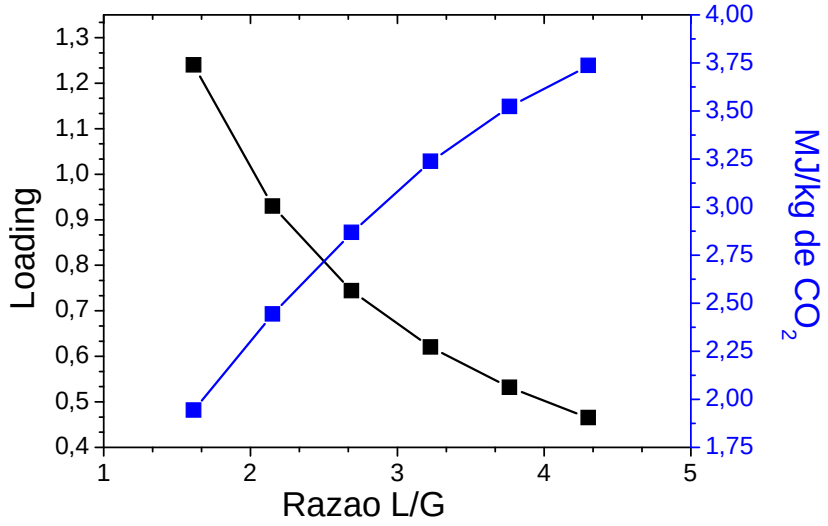


Figura 50: *Loading* de CO_2 e Carga Térmica na regeneradora em Função da razão L/G - Mistura MEA/MDEA

Na Figura 50 observa-se que, para a carga térmica escolhida (2,5MJ/kg de CO_2), o *loading* em relação à quantidade de CO_2 da corrente de GN é de 0,9. Assim como para a MDEA e para a MEA, o gráfico mostra que quanto maior o *loading*, menor é a carga térmica requerida pelo refervedor.

4.3.3. Resultados da Análise 3 - Variação do Percentual de CO_2 e da Vazão de Gás Natural nos Equipamentos, CAPEX e OPEX

Nesta etapa, os casos exibidos na Matriz de Análise mostrada na Figura 29 foram simulados. Os resultados de simulação possibilitaram o dimensionamento dos principais equipamentos, que foram empregados para estimativa de custos (CAPEX e OPEX) com uso da planilha CAPCOST (Turton *et al*., 2009), detalhados nas Tabelas Tabela 31, Tabela 32, Tabela 33, Tabela 34 e Tabela 35.

Tabela 31: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,1MMnm^3/dia de GN– MEA/MDEA.

0,1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro:0,31 m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 0,46 m
		Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 0,46 m			Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 0,65 m
	Trocadores	Casco-Tubo	10,14 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	26,50 m^2
		Condensador	2,58 m^2			Condensador	40,24 m^2
		Kettle Reboiler	11,16 m^2			Kettle Reboiler	22,35 m^2
	Bombas	Centrífuga	0,10 KW		Bombas	Centrífuga	0,24 KW
		Centrífuga	3,47 KW			Centrífuga	6,93 KW
		Centrífuga	0,14 KW			Centrífuga	0,35 KW
0,1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 0,46 m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 21,05m Diâmetro: 0,46 m
		Regeneração	Altura: 9,82m Diâmetro: 0,80 m			Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 0,92 m
	Trocadores	Casco-Tubo	43,82 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	68,99 m^2
		Condensador	102,48 m^2			Condensador	220,32 m^2
		Kettle Reboiler	33,53 m^2			Kettle Reboiler	44,95 m^2
	Bombas	Centrífuga	0,37 KW		Bombas	Centrífuga	0,49 KW
		Centrífuga	10,40 KM			Centrífuga	13,87 KW
		Centrífuga	0,49 KM			Centrífuga	0,64 KW

Tabela 32: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 0,5MMnm^3/dia de GN – MEA/MDEA.

0,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 0,76 m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 0,91m
		Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 1,03 m			Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 1,46 m
	Trocadores	Casco-Tubo	46,36 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	97,85 m^2
		Condensador	91,82 m^2			Condensador	524,36 m^2
		Kettle Reboiler	56,45 m^2			Kettle Reboiler	112,48 m^2
	Bombas	Centrífuga	0,50 KW		Bombas	Centrífuga	1,30 KW
		Centrífuga	17,33 KW			Centrífuga	34,67 KW
		Centrífuga	0,90 KW			Centrífuga	1,60 KW
0,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,07 m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,07 m
		Regeneração	Altura: 9,82m Diâmetro: 1,79 m			Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 2,07 m
	Trocadores	Casco-Tubo	284,02 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	586,71 m^2
		Condensador	308,65 m^2			Condensador	556,78 m^2
		Kettle Reboiler	141.90 m^2			Kettle Reboiler	224,69 m^2
	Bombas	Centrífuga	1,80 KW		Bombas	Centrífuga	2,41 KW
		Centrífuga	52,00 KW			Centrífuga	69,34 KW
		Centrífuga	2,61 KW			Centrífuga	3,31 KW

Tabela 33: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1MMnm^3/dia de GN – MEA/MDEA.

1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,07 m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,22 m
		Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 1,45 m			Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 2,06 m
	Trocadores	Casco-Tubo	68,21 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	408,35 m^2
		Condensador	225,33 m^2			Condensador	548,70 m^2
		Kettle Reboiler	112,92 m^2			Kettle Reboiler	222,26m^2
	Bombas	Centrífuga	1,10 KW		Bombas	Centrífuga	2,31 KW
		Centrífuga	34,68 KW			Centrífuga	69,33 KW
		Centrífuga	1,70 KW			Centrífuga	3,31 KW
1MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,37 m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,52 m
		Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 2,54 m			Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 2,94 m
	Trocadores	Casco-Tubo	346,84 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	730,81 m^2
		Condensador	762,52 m^2			Condensador	1215,68 m^2
		Kettle Reboiler	337,22 m^2			Kettle Reboiler	452,02 m^2
	Bombas	Centrífuga	3,91 KW		Bombas	Centrífuga	4,91 KW
		Centrífuga	104,00 KW			Centrífuga	138,67 KW
		Centrífuga	5,01 KW			Centrífuga	6,52 KW

Tabela 34: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 1,5MMnm^3/dia de GN – MEA/MDEA.

1,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,22 m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,52 m
		Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 1,78 m			Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 2,53 m
	Trocadores	Casco-Tubo	256,96 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	276,36 m^2
		Condensador	592,60 m^2			Condensador	852,10 m^2
		Kettle Reboiler	169,38 m^2			Kettle Reboiler	335,21 m^2
	Bombas	Centrífuga	1,40 KW		Bombas	Centrífuga	5,41 KW
		Centrífuga	52,00 KW			Centrífuga	156,00 KW
		Centrífuga	2,41 KW			Centrífuga	4,91 KW
1,5MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,68 m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,83 m
		Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 3,11 m			Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 3,60 m
	Trocadores	Casco-Tubo	894,59 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	2119,81 m^2
		Condensador	639,05 m^2			Condensador	1664,89 m^2
		Kettle Reboiler	505,75 m^2			Kettle Reboiler	669,74 m^2
	Bombas	Centrífuga	5,41 KW		Bombas	Centrífuga	7,22 KW
		Centrífuga	156,00 KW			Centrífuga	208,01 KW
		Centrífuga	18,05 KW			Centrífuga	9,83 KW

Tabela 35: Resultado do Dimensionamento dos Equipamentos para 2MMnm^3/dia de GN – MEA/MDEA.

2MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 5% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,52 m	**Para 10% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,68m
		Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 2,05 m			Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 2,92 m
	Trocadores	Casco-Tubo	182,67m^2		Trocadores	Casco-Tubo	832,27 m^2
		Condensador	525,67m^2			Condensador	1506,43 m^2
		Kettle Reboiler	224,34 m^2			Kettle Reboiler	446,97 m^2
	Bombas	Centrífuga	2,01 KW		Bombas	Centrífuga	4,61 KW
		Centrífuga	69,34 KW			Centrífuga	138,67 KW
		Centrífuga	3,31 KW			Centrífuga	6,42 KW
2MMnm3/dia							
	Equipamento	Tipo	Parâmetro		Equipamento	Tipo	Parâmetro
Para 15% de CO_2	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,98 m	**Para 20% de CO_2**	Torres	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 2,134 m
		Regeneração	Altura: 9,82m Diâmetro: 3,59 m			Regeneração	Altura: 9,82 m Diâmetro: 4,16 m
	Trocadores	Casco-Tubo	780,58 m^2		Trocadores	Casco-Tubo	834,72 m^2
		Condensador	1773,31 m^2			Condensador	2277,14 m^2
		Kettle Reboiler	678,09 m^2			Kettle Reboiler	903,92 m^2
	Bombas	Centrífuga	7,62 KW		Bombas	Centrífuga	11,03 KW
		Centrífuga	208,01 KW			Centrífuga	277,34 KW
		Centrífuga	9,83 KW			Centrífuga	13,03 KW

Com a dimensão dos equipamentos, foi possível calcular os valores do CAPEX e OPEX para cada caso, como mostra a Tabela 36.

Tabela 36: Resultado do CAPEX e OPEX para a Captura de CO_2 pela Mistura MEA/MDEA.

	MEA-MDEA							
	5% de CO_2		10% de CO_2		15% de CO_2		20% de CO_2	
Q ($MMnm^3$/dia)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)	CAPEX (US$)	OPEX (US$)
0,1	717.000	2.807.746	884.000	3.022.484	1.020.000	3.219.757	1.200.000	3.436.394
0,5	1.380.000	3.642.344	2.310.000	4.695.693	2.630.000	5.652.621	3.610.000	6.715.780
1	2.160.000	4.673.926	3.680.000	6.728.940	5.020.000	8.754.049	6.820.000	10.853.917
1,5	3.120.000	5.752.507	5.290.000	8.804.466	7.330.000	11.848.507	10.300.000	15.077.706
2	4.050.000	6.821.711	7.230.000	10.928.710	9.930.000	14.997.612	13.400.000	18.925.618

A Tabela 36 mostra os valores de CAPEX e OPEX para a mistura MEA/MDEA. Observa-se que, assim como para a MEA e MDEA, o aumento em vinte vezes na capacidade do processo não elevou na mesma proporção os custos CAPEX e OPEX.

Comparando-se com os processos anteriores, observa-se que as análises feitas com a mistura MEA/MDEA evidenciaram menores CAPEX e OPEX que o processo utilizando a MEA e maiores quando comparados aos processos utilizando a amina MDEA, com exceção dos processos de captura com vazão de gás de 0,1 $MMnm^3$/dia e percentual de CO_2 de 5 e 10%.

A diferença entre o CAPEX para a MDEA e aquele para a mistura MEA/MDEA não foi tão expressiva. Porém, a diferença entre o OPEX foi relativamente maior. Este fato ocorre, pois, na simulação para a mistura utiliza condensador com um CAPEX expressivo, influenciando nos resultados para a mistura.

Os dados da Tabela 36 são exibidos em forma de gráfico na Figura 51. A Figura 46, que mostra o gráfico do CAPEX e OPEX em função da vazão de gás natural para os percentuais de CO_2 analisados

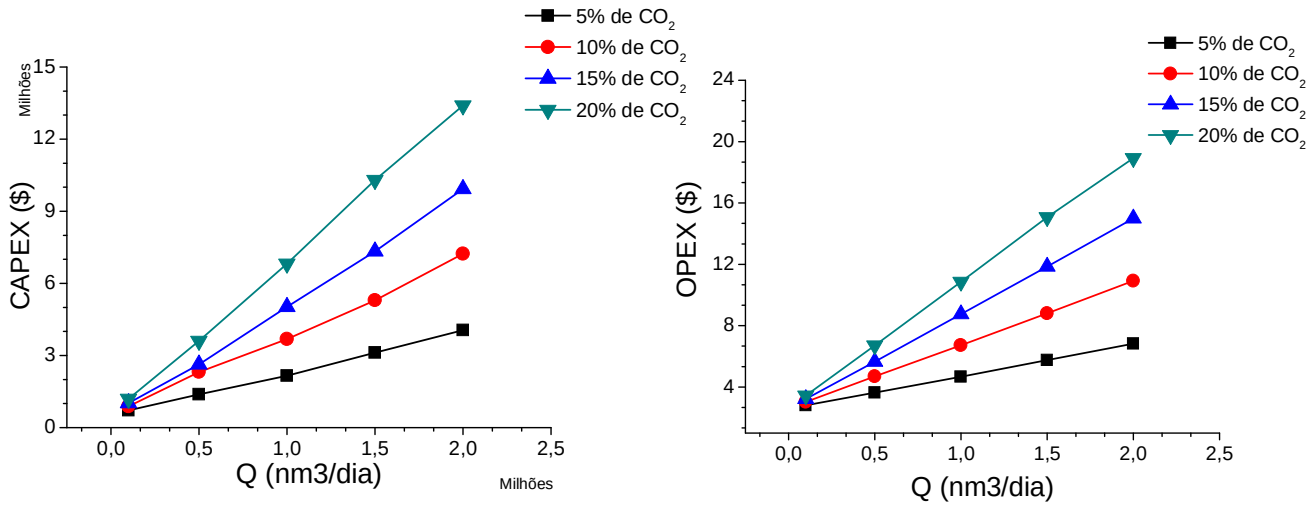


Figura 51: Custos (a) CAPEX e (b) OPEX versus a Vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 pela Mistura MEA/MDEA.

A Figura 51 mostra a tendência do aumento do CAPEX e OPEX e do percentual de CO_2 com o aumento da carga de gás natural.

Com o gráfico da Figura 51, pode-se obter o gráfico do logaritmo do CAPEX e do OPEX versus o logaritmo de Q para a mistura MEA/MDEA, como mostra aFigura 52. Com o gráfico do logaritmo foi possível obter equações que relacionam o CAPEX e OPEX com a vazão de gás Q.a partir de regressões das curvas.

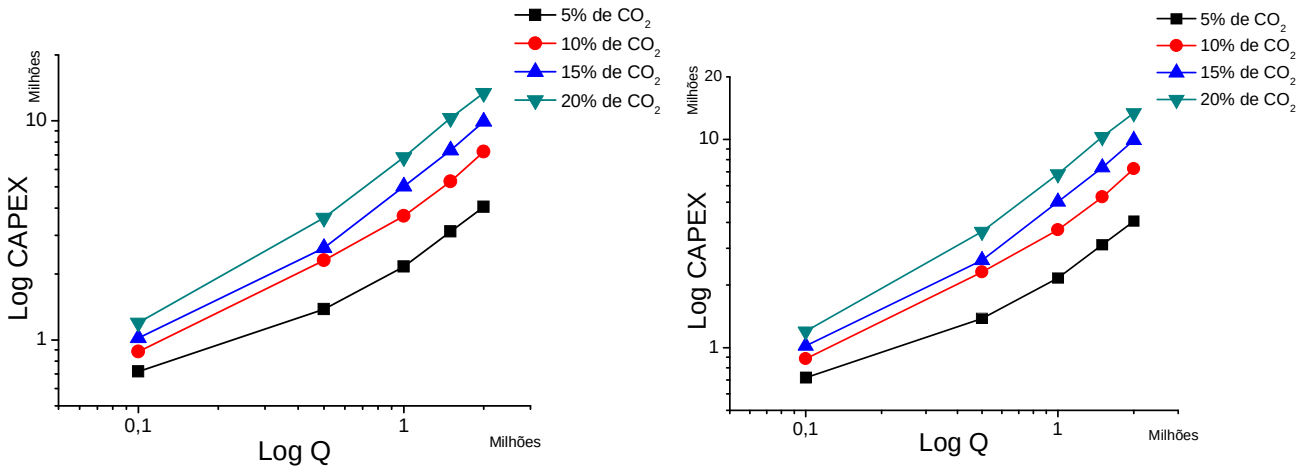


Figura 52: Logarítmo do (a) CAPEX e (b) OPEX em Função da vazão de Gás Natural, para a Captura do CO_2 pela Mistura MEA/MDEA.

Analogamente, os dados foram ajustados a função polinomial de segunda ordem de produzindo equações generalizadas do tipo $y = ax^2 + bx + c$ e do tipo $y = ax^b$. A Tabela 37 mostra as equações obtidas.

Tabela 37: Equações que Correlacionam o CAPEX e a Vazão de Gás Q para a Mistura MEA/MDEA.

Teor de CO_2	**Correlação**	**R^2**
5% de CO_2	$a)\quad Log(CAPEX) = 1E^{-7}(LogQ)^2 + 1,503(LogQ) + 57312$ $b)\quad Log(CAPEX) = 976,8(LogQ)^{0,564}$	0,999 0,965
10% de CO_2	$c)\quad Log(CAPEX) = 2E^{-7}(LogQ)^2 + 2,804(LogQ) + 68805$ $d)\quad Log(CAPEX) = 320,8(LogQ)^{0,683}$	0,998 0,988
15% de CO_2	$e)\quad Log(CAPEX) = 3E^{-7}(LogQ)^2 + 4,060(LogQ) + 58763$ $f)\quad Log(CAPEX) = 160,5(LogQ)^{0,752}$	0,999 0,983
20% de CO_2	$g)\quad Log(CAPEX) = 1E^{-7}(LogQ)^2 + 6,268(LogQ) + 51982$ $e)\quad Log(CAPEX) = 107,1(LogQ)^{0,804}$	0,999 0,992

Nas equações exponenciais *b*, *d*, *f* e *h*, exibidas na Tabela 37, assim como para as aminas MEA e MDEA, observa-se uma semelhança com a Equação 11. O expoente da variável $LogQ$, expoente de custo (*n*), calculado para os casos avaliados, variou entre 0,564 e 0,804, mostrando-se um valor satisfatório em relação a regra dos seis décimos. A Tabela 38 mostra as equações para o OPEX.

Tabela 38: Equações que Correlacionam o OPEX e a Vazão de Gás Q para a Mistura MEA/MDEA.

Teor de CO_2	**Correlação**	**R^2**
5% de CO_2	$i)\quad Log(OPEX) = 3E^{-8}(LogQ)^2 + 2,048(LogQ) + 3E^6$	1
10% de CO_2	$j)\quad Log(OPEX) = 4E^{-8}(LogQ)^2 + 4,066(LogQ) + 3E^6$	1
15% de CO_2	$k)\quad Log(OPEX) = 6E^{-8}(LogQ)^2 + 6,075(LogQ) + 3E^6$	1
20% de CO_2	$l)\quad Log(OPEX) = -1E^{-7}(LogQ)^2 + 8,495(LogQ) + 3E^6$	0,999

As equações exibidas na Tabela 37 e na Tabela 38 são generalizadas que correlacionam os custos CAPEX e o OPEX com a vazão de gás. As equações polinomiais obtidas a partir dos dados se assemelham a Equação 14.

A Figura 53 mostra o comportamento do CAPEX e OPEX em relação à quantidade de CO_2 no gás natural. Nota-se que o CAPEX se mantém sempre menor que o OPEX. É possível observar também que, com o aumento da vazão de gás natural, a diferença entre o CAPEX e o OPEX tende a diminuir. Assim, o custo para manter a planta em funcionamento uma planta de captura de CO_2 com mistura das aminas MEA e MDEA, é maior que o custo dos equipamentos.

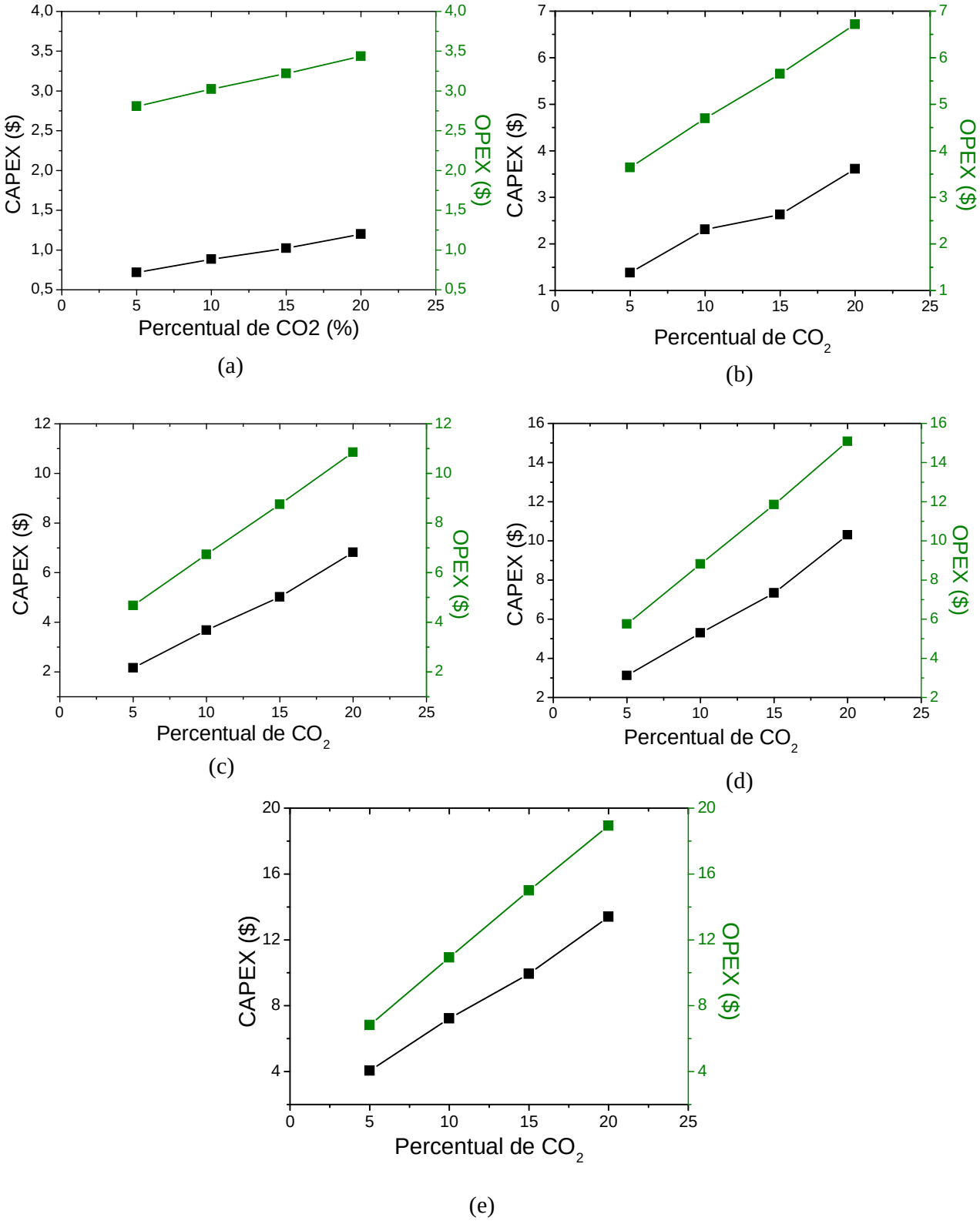


Figura 53: Teor de CO_2 no Gás Natural versus o CAPEX e OPEX para a Mistura MEA/MDEA com (a) 0,1MMnm^3/dia (b) 0,5 MMnm^3/dia (c) 1 MMnm^3/dia (d) 1,5 MMnm^3/dia (e) 2 MMnm^3/dia

Capítulo 5

Absorção Física e Permeação por Membranas: Resultados e Discussões

Neste Capítulo são apresentados e discutidos os resultados de captura de CO_2 por Absorção Física com as tecnologias (i) Permeação em módulos de membranas, (ii) Absorção em Carbonato de Propileno e (iii) Processos que conjugam absorção em carbonato de propileno e permeação em módulos de membranas.

5. Absorção Física e Permeação por Membranas: Resultados e Discussões

5.1. Captura de CO_2 em Módulos de Membranas

Para a captura do CO_2 por membranas, foram simulados dois casos, de acordo com o esquema simplificado mostrado na Figura 30 – *a* e *b* (Capítulo 3). A Tabela 39 mostra os resultados destes casos serão exibidos e discutidos.

A Tabela 39 mostra o resultado das principais correntes do processo para os dois casos analisados.

Tabela 39: Resultado das Principais Correntes para o CASO 1 e CASO 2.

		CASO 1		**CASO 2**	
		Corrente			
Parâmetro		CO_2	GN Tratado	CO_2	GN Tratado
Temperatura (°C)		29,8	29,8	29,9	29,9
Pressão (bar)		1	50	1	50
Vazão Molar (kmol/h)		426,38	1432,59	384,12	1474,86
Composição (%molar)	CO_2	84,30	0,86	92,43	1,14
	C1	14,14	93,11	6,49	92,84
	C2	0,88	3,63	0,54	3,64
	C3	0,68	1,74	0,54	1,75
	N_2	-	0,65	-	0,63
	H_2O	-	-	-	-

A partir dos dados da Tabela 39, pode-se observar que o percentual de CO_2 na corrente de mesmo nome é maior para o CASO 2 que para o CASO 1. Isto decorre do fato de, para o CASO 2, a corrente de CO_2 ser oriunda de membrana de menor área. Sabe-se que, quanto menor a área da membrana, maior será a pureza do CO_2 na corrente permeada. A corrente de

GN Pobre, para os dois casos, possuiu percentual de CO_2 que atende às especificações apresentados no Capítulo 3.

A Tabela 40 mostra o resultado do dimensionamento de todos os equipamentos do processo de captura de CO_2 por membranas para os dois casos analisados.

Tabela 40: Dimensionamento dos Equipamentos para o CASO 1 e CASO 2.

CASO 1		
Equipamento	Tipo	Parâmetro
Compressores	Centrífugo	405,33KW
	Centrífugo	400,50KW
	Centrífugo	357,22KW
Trocadores	Casco-Tubo	116,68 m^2
	Casco-Tubo	72,58 m^2
	Casco-Tubo	91,22 m^2
Bombas	Centrífuga	0,30 KW
	Centrífuga	0,30 KW
	Centrífuga	0,30 KW
CASO 2		
Equipamento	Tipo	Parâmetro
Compressores	Centrífugo	631,98 KW
	Centrífugo	569,87 KW
	Centrífugo	519,03 KW
Trocadores	Casco-Tubo	218,99 m^2
	Casco-Tubo	188,68 m^2
	Casco-Tubo	88,12 m^2
Bombas	Centrífuga	0,60 KW
	Centrífuga	0,53 KW
	Centrífuga	0,80 KW

Da Tabela 40, pode-se perceber que a dimensão dos compressores, dos trocadores e das bombas para o CASO 2 são maiores do que para o CASO 1. Isso se deve ao fato da vazão de gás comprimido foi maior para o CASO 2.

A

Tabela 41 mostra o CAPEX e OPEX para os dois casos analisados.

Tabela 41: CAPEX e OPEX para o CASO 1 e CASO 2.

CASO 1	
CAPEX (US$)	OPEX(US$)
68.400.000	15.961.908
CASO 2	
CAPEX (US$)	OPEX(US$)
69.600.000	16.177.908

Baseado nos dados da Tabela 41 pode-se observar que o CASO 2 teve maior CAPEX e OPEX que o CASO 1, em função do CASO 2 demandar equipamentos maiores na etapa de compressão. Entretanto, esta diferença não foi significativa posto que neste processo de captura o maior custo é dado pelas membranas.

Além do custo, existem outros fatores determinantes para a escolha entre os casos analisado, que são a perda de metano e a recuperação de CO_2 nos dois casos, exibida na Tabela 42.

Tabela 42: Perda de Metano e Recuperação de CO_2 para o CASO 1 e CASO 2.

Parâmetro	**CASO 1**	**CASO 2**
Perda de Metano (%)	3,94	1,79
Recuperação de CO_2 (%)	71,32	95,49

A Tabela 42 mostra a perda de metano e a recuperação de CO_2 no processo para os dois casos analisados. Para o CASO 1 observa-se que a perda de metano foi maior que no CASO 2. O mesmo ocorreu com a recuperação de CO_2, que foi maior no CASO 2. Este fato pode ser confirmado pelos dados na Tabela 39, que mostra que o percentual de CO_2 na corrente de CO_2 para o CASO 2 é maior que para o CASO 1.

5.2. Captura de CO_2 pelo Carbonato de Propileno.

Nas análises para o carbonato de propileno, nos dois casos, foram avaliadas três vazões de CP, observado-se sua influencia na captura do CO_2.

5.2.1. CASO 1: Captura do CO_2 Exclusiva pelo Carbonato de Propileno

O CASO 1foi simulado para as três vazões de gás natural. A Tabela 43 exibe os resumos das principais correntes resultantes do processo.

Tabela 43: Resultado das Principais Correntes para o CASO 1.

		Corrente					
		3.200 Kmol/h		5.000 Kmol/h		8.000 Kmol/h	
Parâmetro		CO_2+CH_4	GN POBRE	CO_2+CH_4	GN POBRE	CO_2+CH_4	GN POBRE
Temperatura (°C)		31,4	31,6	32,05	30,46		
Pressão (bar)		1	70	1	70	1	70
Vazão Molar (Kmol/h)		524,78	1334,24	667,35	1191,68	829,09	1029,94
Composição (%molar)	CP	0,01	-	0,01	-	0,01	-
	H_2O	-	-	-	-	-	-
	C1	27,82	93,55	35,11	97,34	46,42	98,00
	C2	5,63	1,96	7,14	0,68	6,50	0,18
	C3	4,81	0,20	3,97	0,12	3,25	0,09
	CO_2	61,70	3,60	53,73	1,11	43,77	0,86
	N_2	0,03	0,68	0,04	0,76	0,05	0,86
Vazão por Componente (kmol/h)	CP	0,03	0,01	0,040	0,008	0,052	0,007
	H_2O	-	-	-	-	-	-
	C1	145,99	1248,24	234,30	1159,93	384,88	1009,35
	C2	29,56	26,21	47,66	8,11	53,91	1,86
	C3	25,22	2,67	26,49	1,39	26,92	0,96
	CO_2	323,80	47,99	358,58	13,22	362,89	8,90
	N_2	0,17	9,12	0,27	9,02	0,44	8,86

De acordo com os resultados exibidos na Tabela 43, observa-se que quanto maior a vazão de carbonato de propileno, maior é a vazão de CO_2 na corrente CO_2+CH_4. Porém para a vazão de 3200 kmol/h de CP, a corrente GN POBRE atingiu percentual de CO_2 maior que 3%, estando fora das especificações da ANP.

A Tabela 44 mostra os resultados do dimensionamento dos equipamentos para as três vazões analisadas no CASO 1. Observa-se que, quanto maior a vazão de CP, maior é a dimensão dos equipamentos do processo.

Tabela 44: Dimensionamento dos Equipamentos para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP - CASO 1.

CASO 1		
3.200 kmol/h		
Equipamento	Tipo	Parâmetro
Trocadores	Casco-Tubo	24,55 m^2
Bombas	Centrífuga	530,69KW
	Centrífuga	9,05KW
Vaso	Vertical	Altura: 2,39m Diâmetro: 9,56m
Torre	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,29m
5.000 kmol/h		
Equipamento	Tipo	Parâmetro
Trocadores	Casco-Tubo	62,71 m^2
Bombas	Centrífuga	829,09 KW
	Centrífuga	14,08 KW
Vaso	Vertical	Altura: 2,68 m Diâmetro: 10,7 m
Torre	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,41m
8.000 kmol/h		
Equipamento	Tipo	Parâmetro
Trocadores	Casco-Tubo	130,88 m^2
Bombas	Centrífuga	1326,0 KW
	Centrífuga	22,13 KW
Vaso	Vertical	Altura: 2,99 m Diâmetro: 11,96 m
Torre	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,56m

A Tabela 45 mostra o CAPEX e OPEX referente ao CASO 1 e as três vazões analisadas.

Tabela 45: CAPEX e OPEX para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP - CASO 1.

Vazão	CAPEX (US$)	OPEX (US$)
3.200 kmol/h	2.360.000	2.007.991
5.000 kmol/h	3.210.000	2.173.213
8.000 kmol/h	4.670.000	2.451.658

Observando o CAPEX e OPEX para as três vazões de CP analisadas, pode-se verificar que para a vazão de 3.200 Kmol/h de CP o CAPEX e o OPEX foram o menor, porém para esta vazão verificou-se que a corrente GN POBRE não obteve percentual de CO_2 de acordo com as normas da ANP.

A Tabela 46 mostra a perda de metano, em percentual, para as três vazões de CP analisadas.

Tabela 46: Perda de Metano e Recuperação de CO_2 para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP - CASO 1.

CASO 1		
Vazão	Perda de Metano	Recuperação de CO_2
3.200 kmol/h	10,47%	87,09%
5.000 kmol/h	16,84%	96,44%
8.000 kmol/h	27,61%	97,61%

Comparando-se o processo com carbonato de propileno com os processos de Absorção Química analisados no Capítulo 4, é possível notar que o CP é uma excelente alternativa para os processos de captura de CO_2 largamente utilizados, como as aminas, e para os menos estabelecidos no condicionamento de gás natural, como as membranas. A afirmação baseia-se em que exibe alta recuperação de CO_2 e baixos custos (CAPEX e OPEX), aliado a uma maior eficiência energética em relação aos demais processos avaliados.

Como desvantagem, destaca-se a alta perda de metano, como mostra a Tabela 46, que pode ser impeditivo dada a aplicação da corrente rica em CO_2. Levando em consideração o cenário do Pré-Sal, que exibe quantidade excessiva de metano e CO_2, e que grande parte do

CO_2 capturado deverá ser reaproveitada para EOR (Recuperação Avançada de Petróleo), o carbonato de propileno mostra-se a alternativa mais econômica.

5.2.2. CASO 2: Captura do CO_2 pelo Processo Híbrido CP + Membrana.

O CASO 2 foi simulado para três vazões de alimentação de gás natural**.** A Tabela 47 mostra os resumos das principais correntes resultantes do processo.

Tabela 47: Resultado das Principais Correntes para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP – CASO 2

		Corrente					
		3.200 kmol/h		5.000 kmol/h		8.000 kmol/h	
Parâmetro		CO_2	GN POBRE	CO_2	GN POBRE	CO_2	GN POBRE
Temperatura (°C)		24,8	26,7	25,0	25,4	25,2	25,1
Pressão (bar)		1	60	1	60	1	60
Vazão Molar (Kmol/h)		348,98	1510,01	362,83	1496,15	332,64	1526,35
Composição (%molar)	CP	-	-	-	-	-	-
	H_2O	-	-	-	-	-	-
	C1	5,21	91,13	5,10	91,95	6,24	89,98
	C2	1,53	3,34	1,53	3,36	1,29	3,37
	C3	1,86	1,42	1,23	1,56	0,95	1,62
	CO_2	91,40	3,50	92,14	2,51	91,51	4,41
	N_2	-	0,62	-	0,62	-	0,61

A Tabela 47 mostra que a corrente GN POBRE, oriunda da mistura das correntes de gás tratado da coluna de absorção por CP e do retentado da membrana, só esta dentro das especificações da ANP, com teor de CO_2 igual ou menor que 3% em mol, para a captura a CP com 5.000 kmol/h. Para a vazão de 3.200 kmol/h, como discutido anteriormente, já na captura pelo CP não conseguiu se encaixar dentro das especificações mesmo com o uso de módulo de membrana em série.

Para a vazão de 8.000 kmol/h, no CASO 1 a corrente GN POBRE se enquadra à especificação da ANP. Porém, no CASO 2, que separa o CO_2 do metano da corrente CO_2+CH_4, observa-se que a corrente GN POBRE, resultante da mistura das correntes de gás tratado da coluna de absorção por CP e do retentado da membrana, possui 4,41% de CO_2. Este fato ocorreu, pois a área a membrana utilizada, com 1500m^2, foi insuficiente para remover o CO_2 de modo a satisfazer as especificações adotadas.

A Tabela 48 mostra o resultado do dimensionamento dos equipamentos para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP - CASO 2

Tabela 48: Dimensionamento dos Equipamentos para CASO 2.

3.200 Kmol/h			**5.000 Kmol/h**			**8.000 Kmol/h**		
Equipamento	Tipo	Parâmetro	Equipamento	Tipo	Parâmetro	Equipamento	Tipo	Parâmetro
Compressores	Centrífugo	509,56 KW	**Compressores**	Centrífugo	649,90 KW	**Compressores**	Centrífugo	810,59 KW
	Centrífugo	567,18 KW		Centrífugo	722,53 KW		Centrífugo	900,97 KW
	Centrífugo	478,06 KW		Centrífugo	610,99 KW		Centrífugo	765,48 KW
	Centrífugo	135,71 KW		Centrífugo	175,91 KW		Centrífugo	224,46 KW
Trocadores	Casco-Tubo	24,55 m^2	**Trocadores**	Casco-Tubo	62,71 m^2	**Trocadores**	Casco-Tubo	130,88 m^2
	Casco-Tubo	132,26 m^2		Casco-Tubo	166,20 m^2		Casco-Tubo	228,86 m^2
	Casco-Tubo	64,71 m^2		Casco-Tubo	80,56 m^2		Casco-Tubo	109,57 m^2
	Casco-Tubo	79,48 m^2		Casco-Tubo	95,82 m^2		Casco-Tubo	129,57 m^2
	Casco-Tubo	73,49 m^2		Casco-Tubo	121,61 m^2		Casco-Tubo	144,94 m^2
Bombas	Centrífuga	530,69 KW	**Bombas**	Centrífuga	829,09 KW	**Bombas**	Centrífuga	1325,96 KW
	Centrífuga	9,05 KW		Centrífuga	14,08 KW		Centrífuga	22,13 KW
	Centrífuga	0,70 KW		Centrífuga	0,91 KW		Centrífuga	1,01 KW
	Centrífuga	0,70 KW		Centrífuga	0,91 KW		Centrífuga	1,01 KW
	Centrífuga	0,70 KW		Centrífuga	0,91 KW		Centrífuga	1,01 KW
	Centrífuga	0,70 KW		Centrífuga	0,70 KW		Centrífuga	0,80 KW
Vaso	Vertical	Altura: 2,39m Diâmetro: 9,56m	**Vaso**	Vertical	Altura: 2,68 m Diâmetro: 10,7 m	**Vaso**	Vertical	Altura: 2,99 m Diâmetro: 11,96 m
	Vertical	Altura: 2,49 m Diâmetro: 0,62m		Vertical	Altura: 2,80 m Diâmetro: 0,70m		Vertical	Altura: 3,13 m Diâmetro: 0,78m
	Vertical	Altura: 5,05 m Diâmetro: 1,26m		Vertical	Altura: 5,66 m Diâmetro: 1,42m		Vertical	Altura: 6,33m Diâmetro: 1,58m
	Vertical	Altura: 1,26 m Diâmetro: 0,31m		Vertical	Altura: 0,36 m Diâmetro: 1,42m		Vertical	Altura: 1,61m Diâmetro: 0,40m
Torre	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,29m	**Torre**	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,41m	**Torre**	Absorção	Altura: 21,05 m Diâmetro: 1,56m

Com os dados da Tabela 48, foram calculados os valores de CAPEX e OPEX, com a planilha CAPCOST, exibidos na Tabela 49

Tabela 49: CAPEX e OPEX para Captura de CO_2 com Absorção Física em CP - CASO 2.

Vazão	CAPEX (US$)	OPEX (US$)
3.200 kmol/h	20.200.000	10.029.354
5.000 kmol/h	22.500.000	10.443.431
8.000 kmol/h	27.100.000	11.299.222

Pode-se observar que os valores de CAPEX e OPEX para o CASO 2 são maiores que os obtidos no CASO 1. Este fato ocorre devido ao uso de módulo de membranas neste caso.

A Tabela 50 mostra a perda de metano, em percentual, para as três vazões de CP analisadas no CASO 2.

Tabela 50: Perda de Metano e Recuperação de CO_2 para o CASO 2.

CASO 2		
Vazão	Perda de Metano	Recuperação de CO_2
3.200 Kmol/h	1,30%	85,79%
5.000 Kmol/h	1,32%	89,92%
8.000 Kmol/h	1,48%	81,87%

Nota-se, pela Tabela 50, que a perda de metano no processo híbrido do CASO 2 é inferior as perdas do CASO 1. Para as vazões analisadas no CASO 2, a perda de metano foi semelhante. Em relação à recuperação de CO_2, é possível notar que no CASO 2 esta recuperação foi menor, podendo ser atribuído a perda de CO_2 para o retentado da membrana.

Das três vazões analisadas neste caso, a vazão de 5.000 kmol/h obteve melhor desempenho, apesar de não ter menor CAPEX e OPEX. Isto ocorreu pelo fato do resultado da vazão de 3.200 kmol/h de CP ser insuficiente para que a corrente GN POBRE tivesse 3% ou menos de CO_2. Além disso, os resultados com a vazão de 8.000 kmol/h de CP mostram-se inviáveis, uma vez que seu CAPEX e OPEX são maiores, com tendência a aumentar uma vez que para que a corrente de GN POBRE obtivesse menos de 3% em mol de CO_2, a área da membrana teria que ser maior.

Capítulo 6

Etapa de Compressão: Resultados e Discussões

6. Etapa de Compressão

Neste capítulo, para avaliar a influência no dimensionamento dos equipamentos e, assim, no CAPEX e OPEX, as simulações para as vazões de 0.5, 1, 2, 4 e 10MMnm^3/dia, de acordo com a Tabela 32. A

Tabela 51 mostra os resultados do dimensionamento dos equipamentos para as cinco vazões analisadas nesta etapa.

Tabela 51: Dimensionamento dos Equipamentos para a Etapa de Compressão.

0,5MMnm^3/dia			**1MMnm^3/dia**		
Equipamento	Tipo	Parâmetro	**Equipamento**	Tipo	Parâmetro
Compressores	Centrífugo	999,23KW	**Compressores**	Centrífugo	1998,46 KW
	Centrífugo	949,41 KW		Centrífugo	1898,82 KW
	Centrífugo	910,25 KW		Centrífugo	1820,49 KW
	Centrífugo	705,96 KW		Centrífugo	1411,93 KW
Trocadores	Casco-Tubo	1128,4m^2	**Trocadores**	Casco-Tubo	585,15 m^2
	Casco-Tubo	1149,8 m^2		Casco-Tubo	401,94 m^2
	Casco-Tubo	1489,6 m^2		Casco-Tubo	319,82 m^2
	Casco-Tubo	2790,2 m^2		Casco-Tubo	535,98 m^2
Bombas	Centrífuga	7,5 KW	**Bombas**	Centrífuga	30,1 KW
	Centrífuga	8,0 KW		Centrífuga	18,1 KW
	Centrífuga	8,0 KW		Centrífuga	14,0 KW
	Centrífuga	16,0 KW		Centrífuga	12,0 KW
Vaso	Vertical	Altura: 6,31 m Diâmetro:1,58m	**Vaso**	Vertical	Altura: 8,91m Diâmetro: 2,23m
	Vertical	Altura: 4,49m Diâmetro: 1,12m		Vertical	Altura: 6,35m Diâmetro: 1,59m
	Vertical	Altura: 3,06m Diâmetro:0,76m		Vertical	Altura: 4,32m Diâmetro: 1,08m
2MMnm^3/dia			**4MMnm^3/dia**		
Equipamento	Tipo	Parâmetro	**Equipamento**	Tipo	Parâmetro
Compressores	Centrífugo	3996,92 KW	**Compressores**	Centrífugo	7993,83 KW
	Centrífugo	3797,64 KW		Centrífugo	7595,27 KW
	Centrífugo	3640,98 KW		Centrífugo	7399,45 KW
	Centrífugo	2823,85		Centrífugo	5501,72 KW
Trocadores	Casco-Tubo	1170,30 m^2	**Trocadores**	Casco-Tubo	2340,60 m^2
	Casco-Tubo	920,84 m^2		Casco-Tubo	2095,81 m^2
	Casco-Tubo	850,58 m^2		Casco-Tubo	2029,25 m^2
	Casco-Tubo	1072,96 m^2		Casco-Tubo	2042,55 m^2
Bombas	Centrífuga	24,1 KW	**Bombas**	Centrífuga	48,1 KW
	Centrífuga	26,1 KW		Centrífuga	50,1 KW
	Centrífuga	32,1 KW		Centrífuga	64,2 KW
	Centrífuga	60,2 KW		Centrífuga	120,3 KW
Vaso	Vertical	Altura: 12,60m	**Vaso**	Vertical	Altura: 17,81m

		Diâmetro: 3,15m			Diâmetro: 4,45m
	Vertical	Altura: 8,98m Diâmetro: 2,25m		Vertical	Altura: 12,7m Diâmetro: 3,18m
	Vertical	Altura: 6,11m Diâmetro: 1,53m		Vertical	Altura: 8,58m Diâmetro: 2,15m
10MMnm^3/dia					
Equipamento	Tipo	Parâmetro	**Equipamento**	Tipo	Parâmetro
Compressores	Centrífugo	19984,58 KW	**Bombas**	Centrífuga	118,3 KW
	Centrífugo	18988,18 KW		Centrífuga	122,3 KW
	Centrífugo	18204,92 KW		Centrífuga	160,4 KW
	Centrífugo	14119,31 KW		Centrífuga	300,8 KW
Trocadores	Casco-Tubo	8921,09 m^2	**Vasos**	Vertical	Altura: 28,16m Diâmetro: 7,04m
	Casco-Tubo	6151,08 m^2		Vertical	Altura: 20,09m Diâmetro: 5,02m
	Casco-Tubo	4252,91 m^2		Vertical	Altura: 13,67m Diâmetro: 3,42m
	Casco-Tubo	5359,81 m^2			

Analisando os dados da Tabela 51, nota-se que quanto maior a vazão de CO_2, maior é a dimensão dos equipamentos.

Com o dimensionamento dos equipamentos, foi possível estimar o CAPEX e OPEX, como mostra a Tabela 52.

Tabela 52: Resultados do CAPEX e OPEX para a Etapa de Compressão.

Q (MMnm^3/dia)	**CAPEX (US$)**	**OPEX (US$)**
0,5	13.000.000	7.109.208
1	19.900.000	8.351.208
2	51.300.000	13.240.608
4	164.000.000	37.714.627
10	777.800.000	147.952.627

Observa-se que quando a vazão é aumentada em vinte vezes, o CAPEX aumenta em uma proporção maior. Assim, a etapa de compressão não teve a tendência de *Economia de Escala*, citada anteriormente. Levando em consideração que nesta etapa o equipamento de maior impacto no custo é o compressor e que o valor do *Expoente de Custo (n)* para compressores é de 0.85, como mostra a Tabela 58 do Apêndice A, e que o intervalo em que

este valor é válido é de 0,75 a 1490 KW. Como pode ser observado na Tabela 51, apenas para a vazão de 0,5MMnm^3/dia a potência dos compressores está dentro deste limite.

A Figura 54 mostra o gráfico do CAPEX e OPEX em função da vazão de gás natural para a etapa de compressão.

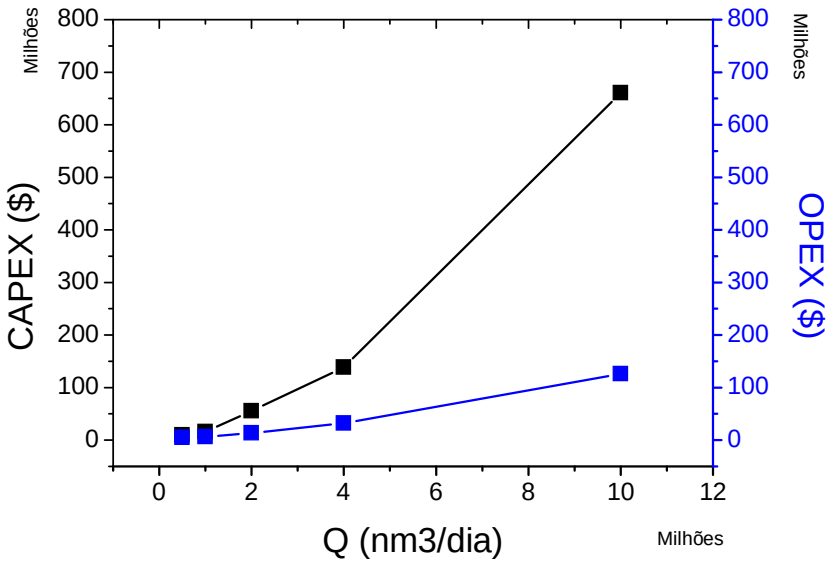


Figura 54: Vazão da Corrente de CO_2 Versus os Custos CAPEX e o OPEX, para a Etapa de Compressão.

Na Figura 54, pode-se observar que o CAPEX é sempre maior que o OPEX e que esta diferença é mais expressiva quanto maior é a vazão de CO_2. Assim, é possível observar que o custo para manter os equipamentos é menor que o custo de obtenção.

A Figura 55 exibe o gráfico do logaritmo do CAPEX e Vazão de Gás (Q) para esta etapa.

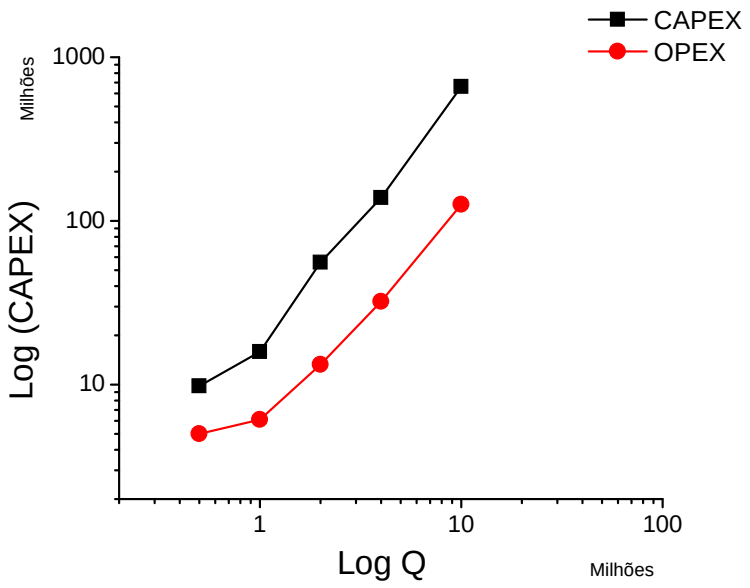


Figura 55: Log de Q Versus Log dos Custos CAPEX e do OPEX, para a Etapa de Compressão.

Ajustando-se uma função polinomial de segunda ordem para se obter equações generalizadas do tipo $y = ax^2 + bx + c$ e do tipo $y = ax^b$, têm-se as correlações da Tabela 53.

Tabela 53: Correlações de CAPEX com a Vazão de Gás Q para a Etapa de Compressão.

Teor de CO_2	**Correlação**	**R^2**
CAPEX	$a)\quad Log(CAPEX) = 6E^{-6}(LogQ)^2 + 15{,}16(LogQ) + 28660$ $b)\quad Log(CAPEX) = 0{,}093(LogQ)^{1{,}404}$	0,999 0,976
OPEX	$c)\quad Log(OPEX) = 1E^{-6}(LogQ)^2 + 4{,}015(LogQ) + 3E^6$	0,999

Nas equações *a* e *c* da Tabela 53, pode-se notar uma semelhança com a Equação 14. Na equação exponencial *b*, exibida na Tabela 37, observa-se uma semelhança com a Equação 11. O expoente da variável $LogQ$, expoente de custo (*n*), calculado para os casos avaliados, foi de 1.404.

Capítulo 7

Conclusões

7. Conclusões

A descoberta do Pré-Sal trouxe desafios tecnológicos em várias áreas da engenharia. Em relação ao gás natural, esta descoberta apresenta a necessidade de tratar gases com alto teor de CO_2 em plataformas *offshore*, que limitam o tamanho e a área ocupada pelos equipamentos do processo. Para atender a este desafio, estudos têm sido feitos para adaptar processos convencionais e, também, para criar novas alternativas de captura de CO_2 adaptadas a este cenário. Em muitos casos, estas novas alternativas ocasionam grande aumento de custos, levando a análises de viabilidade técnico-econômica.

No presente estudo foram avaliadas as seguintes técnicas de captura de CO_2: absorção pelas aminas MEA, MDEA e por mistura MEA/MDEA; captura por membranas; absorção física com carbonato de propileno e aplicação de processo híbrido, conjugando a captura de CO_2 com carbonato de propileno e módulos de membranas. As conclusões obtidas neste trabalho foram:

- No cenário proposto da captura do CO_2 por MEA, as simulações indicaram que para 4,0MJ/kg de CO_2, a utilização de 10 estágios de equilíbrio e *loading* de0,24trouxeram redução na recirculação de CO_2 no processo e menor gasto energético;
- Para a captura do CO_2 por MDEA, as simulações indicaram que para 1,0MJ/kg de CO_2, a utilização de 5 estágios de equilíbrio e *loading* de 0,425 trouxeram redução na recirculação de CO_2 no processo e maior eficiência energética;
- No cenário de captura do CO_2 por Absorção Química com mistura MEA/MDEA, as simulações indicaram que para 2,5MJ/kg de CO_2, a utilização de 10 estágios de equilíbrio e *loading de* 0,9 trouxeram redução na recirculação de CO_2 no processo e maior eficiência energética;
- Para as simulações de captura do CO_2 por Absorção Química com MEA, MDEA e mistura MEA/MDEA, foi possível observar que o aumento na vazão do gás e no percentual de CO_2 promoveu um aumento no tamanho dos equipamentos e nos custos CAPEX e OPEX, não sendo, entretanto, proporcional ao aumento de escala.
- As simulações de captura do CO_2 por Absorção Química com MEA, MDEA e mistura MEA/MDEA, confirmaram a existência de Economia de Escala**,** descrita por TURTON *et al* (2009), para o processo de captura por aminas;

- As equações polinomiais que correlacionam os custos CAPEX e OPEX com a vazão de gás natural foram obtidas com sucesso, para a MEA, MDEA e mistura MEA/MDEA;
- As equações exponenciais que correlacionam o CAPEX com a vazão Q foram obtidas e, com elas, os valores do Expoente de Custo (*n*). Estes valores mostraram-se satisfatórios, seguindo a regra dos Seis Décimos;
- No cenário de captura de CO_2 por membranas, os resultados mostraram que o CASO 2 (2 estágios de membranas sem reciclo) teve menor perda de metano e uma maior recuperação de CO_2comparado ao CASO 1 (2 estágios de membranas com reciclo);
- Na análise econômica da captura de CO_2 por membranas, os resultados mostraram que o CAPEX e OPEX do CASO 2 foram maiores;
- Os resultados da análise da influência da vazão de carbonato de propileno (CP) mostraram que, comparando as vazões analisadas, a vazão de 5.000Kmol/h, foi a que teve menor CAPEX e OPEX e que atendeu a Resolução ANP 16, de 17.6.2008 - DOU 18.6.2008;
- Na captura de CO_2 por Absorção Física com CP, pôde-se observar que este processo possui baixos custos em relação ao aos processos de captura por Absorção Química com aminas e membranas. Porém, a alta perda de metano deste processo pode limitar sua utilização ou implicar na necessidade de utilizar um método de captura secundário para a separação do CO_2 do metano;
- Para a captura por processo híbrido, conjugando o carbonato de propileno com membrana, os resultados da análise da influência da vazão de CP mostraram que, dentre as vazões analisadas, a vazão de 5.000kmol/h foi a única com menor CAPEX e OPEX que atendeu à especificação da ANP;
- Os resultados da captura pelo processo híbrido mostraram que esta técnica foi eficiente na remoção do CO_2e na redução da perda de metano ocasionada pelo carbonato de propileno;
- Os custos CAPEX e OPEX, para o processo híbrido, foram mais elevados em relação à captura de CO_2 apenas pelo CP;
- Para a Etapa de Compressão, observou-se que o aumento na vazão do gás promoveu um aumento no tamanho dos equipamentos e nos custos CAPEX e OPEX. Este aumento foi em proporção maior que o aumento da vazão, indicando que não houve tendência de Economia de Escala;

- Para a Etapa de Compressão, as equações polinomiais que correlacionam o CAPEX e OPEX com a vazão de carga de gás natural Q foram obtidas com sucesso.
- O valor do Expoente de Custo (n) para a Etapa de Compressão ficou aquém do esperado, sendo atribuído ao fato da potência dos compressores estar acima do intervalo válido descrito pela bibliografia;
- O processo de compressão do CO_2 apresentou-se como um fator de custo expressivo a ser considerado no custo de processos de captura de CO_2.

Foi possível verificar que, para as aminas analisadas, o aumento em vinte vezes na vazão não fez com que os custos aumentassem na mesma proporção. Assim, tratar grandes vazões de gás traz Economia de Escala. Notou-se, também, que quanto maior a quantidade de CO_2 na corrente de gás, maiores são os custos. Considerando-se os resultados da absorção química com aminas nas mesmas condições de vazão de gás natural e percentual de CO_2, pôde-se observar que o processo com carbonato de propileno foi o de menor custo. Entretanto, o fato deste processo não produzir um CO_2 com alta pureza, pode ser um fator limitante à suas aplicações.

Os resultados sugerem uma ordem de custos CAPEX como sendo: Carbonato de Propileno < MDEA < Mistura MEA/MDEA <MEA <Híbrido de Carbonato de Propileno+Membrana < Membranas.

Para os custos OPEX, os resultados sugerem a seguinte ordem: Carbonato de Propileno < MDEA < Híbrido de Carbonato de Propileno+Membrana < Mistura MEA/MDEA < MEA< Membranas.

Por fim, como sugestão para trabalhos futuros propõe-se:

- O estudo de outras misturas de aminas e processos híbridos;
- Empregar as correlações obtidas na otimização de processos de captura de CO_2;
- Comparar os processos considerando indicadores de desempenho adicionais que traduzam restrições de ambiente *offshore*, como peso e área dos equipamentos.

Capítulo 8

Referências Bibliográficas

8. Referências Bibliográficas

AMARAL, R. A.. **REMOÇÃO DE CO_2 E H_2S DO GÁS NATURAL POR CONTACTORES COM MEMBRANA**. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro (COPPE), 2009.

ANP. **Agência Nacional do Petróleo, Gás e Bicombustíveis**. Resolução ANP 16, de 17.6.2008 - DOU 18.6.2008. Disponível em: < http://nxt.anp.gov.br/nxt/gateway.dll/leg/resolucoes_anp/2008/junho/ranp%2016%20-%202008.xml>. Acesso em 20 de Abril de 2012.

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

BARBOSA, M. N. **Síntese, caracterização,e aplicação de MCM-41 funcionalizado com di-isopropilamina no processo de adsorção de dióxido de carbono.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio Grande do Norte, 2009.

BARBOSA, M. C. **Produção de LGN a partir de Correntes de CO_2 para Recuperação Avançada de Petróleo.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro (TPQB), 2010.

BRANAN, Carl. **Rules of Thumb for Chemical Engineers - A manual of quick, accurate solutions to everyday process engineering problems**. Quarta Edição. Elsevier, 2005.

BUCKLIN, R. W.; SCHENDEL, R. L. **Comparison of Fluor Solvent and Selexol Processes.**Energy Progress (Vol. 4, No.3), 1984.

BURR, B.; LYDDON, L. **A COMPARISON OF PHYSICAL SOLVENTS FOR ACID GAS REMOVAL.** Disponível em: <http://www.bre.com/portals/0/technicalarticles/A%20Comparison%20of%20Physical%20Solvents%20for%20Acid%20Gas%20Removal%20REVISED.pdf>. Acesso em 5 de Dezembro de 2012.

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

CARBON CAPTURE AND STORAGE FACT SHEET. Disponível em: <http://www.dpi.vic.gov.au/energy/sustainable-energy/carbon-capture-and-storage/fact-sheet-carbon-capture-and-storage>. Acesso em 02 de Agosto de 2012.

CARICO, J. J. R.; MACÍAS, R. J.. **FACTIBILIDAD DE INSTALACIÓN DE UN TREN DE DESHIDRATACIÓN EN EL CAMPO OPERACIONAL UDO-1, MEDIANTE EL SOFTWARE PRO/II.** Monografia – Universidad de Oriente, 2007.

CO_2 CAPTURE/SEPARATION TECHNOLOGIES. Disponível em: <http://www.co2crc.com.au/aboutccs/cap_absorption.html>. Acesso em 08 de Novembro de 2012.

DATTA, A. K.; SEN, P. K. (2006). **Optimization of membrane unit for removingcarbon dioxide from natural gas.** In Journal of Membrane Science, 283, 291-300.

DORTMUND, D., DOSHI, K. **RECENT DEVELOPMENTS IN CO_2 REMOVAL MEMBRANE TECHNOLOGY**. UOP LLC,1999, Illinois, EUA.

DURÃO, M. **Potencial de novo poço de Carcará supera os dos já operantes.** Exame.com, 2013. Disponível em: <http://exame.abril.com.br/meio-ambiente-e-energia/energia/noticias/potencial-de-novo-poco-de-carcara-supera-os-dos-ja operantes?page=1>.

EBENEZER, S. A. **REMOVAL OF CARBON DIOXIDE FROM NATURAL GAS FOR LNG PRODUCTION**. Semester Project Work. Institute of Petroleum Technology Norwegian University of Science and Technology, 2005.

FILHO, D. H. M.. **Introdução ao Processamento e Tratamento do Gás Natural**. Apostila da Universidade Petrobrás.Manaus, 2005.

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

IPCC. **Summary for Policymakers. In: Climate Change 2007: The Physical ScienceBasis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of theIntergovernmental Panel on Climate Change** [Solomon, S., D. Qin, M. Manning, Z.Chen, M. Marquis, K.B. Averyt, M.Tignor and H.L. Miller (eds.)]. Cambridge UniversityPress, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA.

KOHL, A. L; NIELSEN, R.. **Gas purification**. 5th ed. Gulf Publishing Company. 1997

KOTHANDARAMAN, A.. **Carbon Dioxide Capture by Chemical Absorption: A Solvent Comparison Study.** Massachusetts Institute of Technology, 2010.

LEITES, I.L; SAMA, D.A; LIOR, N. **The theory and Practice of Energy Saving in the Chemical Industry: some Methods for Reducing Thermodynamic Irreversibility in Chemical Technology Processes**. In Energy, 2003

LIMA, P. C. R..**O PRÉ-SAL E O AQUECIMENTO GLOBAL.** Biblioteca Digital da Câmara dos Deputados. Dezembro de 2009.

MACHADO, P. B. **Análise Comparativa de Tecnologia de Separação Supersônica para o Condicionamento de Gás Natural.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2012.

MAIA, J. L. P. **Separação e captura de dióxido de carbono em instalações marítimas de produção de petróleo.** Tese (Doutorado) - Universidade de São Paulo, 2007.

MAK , J.; NIELSEN, D.; SCHULTE, D.; FREY, C. **High Pressure CO_2 Removal with the FLUOR Solvent.** Achema, p. 79-90, 2006.

MERKEL, T. C.; LIN, H. ; WEI, X. , Baker, R. **Power Plant Post-Combustion Carbon Dioxide Capture: An opportunity for Membranes.**InJournal of Membrane Science, 2009.

MOFARAHI, M.; KHOJASTEH, Y., KHALEDI, H., FARAHNAK, A., 2008. **Design of CO_2 absorption plant for recovery of CO2 from flue gases of gas turbine**. Energy, 2008, p. 1311-1319.

MONTEIRO, J. G. M.. **Um Estudo sobre Alternativas de Seqüestro de Carbono: Modelos, Métricas e Otimalidade.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro (TPQB), 2009.

NAKAO, A. **Modelagem de Contactores Gás-Líquido para Separação de CO_2 de Gás Natural com Solução Aquosa de Etanolaminas.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro (TPQB), 2010.

NUCHITPRASITTICHAI, A..; CREMASCHI, S..**Optimization of CO_2 Capture Process with Aqueous Amines Using Response Surface Methodology**. In Computers and Chemical Engineering, 2011.

O EFEITO ESTUFA. 2007. Disponível em: < http://site.noticiaproibida.org/o-efeito-estufa.html>. Acesso em 20 de Maio de 2012.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W.. **Perry's Chemical Engineers' Handbook.** 7th ed.. McGraw-Hill, 1997.

PETERS, L;HUSSAIN, A.; FOLLMANN, M.; *et al.* **CO_2 Removal from Natural Gas by Employing Amine Absorption and MembraneTechnology—A Technical and Economical Analysis**. Chemical Engineering Journal 2011

PETROFED. **Typical Composition of Natural Gas.** Disponível em: <http://petrofed.winwin hosting.net/upload/26-28July10/RNMittal.pdf>. Acesso em 27 de Julho de 2012.

PLANALTO.**Lei nº 9.478, de 7 de Agosto de 2007**. Disponível em: <http://www.pla nalto.g ov.br/ccivil_03/leis/L9478.htm>. Acesso em 25 de Abril de 2012.

Propylene Carbonate. Disponível em: <http://www.alibaba.com/product-gs/267614800/Propylene_Carbonate.html>. Acesso em 11 de Dezembro de 2012.

PRO/II COMPREHENSIVE PROCESS SIMULATION. Disponível em: <http://iom.invensys.com/en/pages/simsci-esscor_processengsuite_proii.aspx>. Acesso em 20 de Junho de 2012.

PRO/II ONLINE HELP. Versão 9.0, Copyright 1994-2010, Simulation Sciences Inc.

ROCHEDO, P. R. R. **O Futuro Incerto da Captura de Carbono em Termoelétricas: Retroffiting e Capture- Ready.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro (COPPE), 2011.

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

Apêndice A

Dimensionamento dos Equipamentos

9. Apêndice A: Dimensionamento dos Equipamentos

As equações empregadas no dimensionamento dos principais equipamentos simulados são apresentadas nos tópicos a seguir.

I. Vasos

O calculo do diâmetro de vasos leva em consideração a velocidade do vapor, segundo a equação de *Sauders & Brown*, como mostra a Equação 3.

$$v = k\sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \qquad \text{Equação 3}$$

Onde,

$v =$ *V*elocidade do gás, m/s

$\rho_l =$ *D*ensidade do líquido, kg/m^3

$\rho_g =$ *D*ensidade do gás, kg/m^3

$k =$ *P*arâmetro para reduzir "v" (perda de carga)

As propriedades como densidade foram obtidas no simulador. A partir da velocidade, o diâmetro do vaso foi calculado segundo a Equação 4.

$$D = \sqrt{\frac{4Q_g}{\pi v F_g}} \qquad \text{Equação 4}$$

Onde,

$D =$ Diâmetro do vaso, (m)

Q_g = Vazão de gás, (m^3/s)

F_g = Fator geométrico $(\text{para separador vertical } F_g = 1)$

O calculo da altura do vaso leva em consideração a razão H/D, que estão presentes na literatura, pois variam de acordo com o tipo de serviço e o tipo de vaso. Neste trabalho a razão H/D adotada foi de 4,0.

O volume do vaso é calculado de acordo com a relação abaixo:

$$V = 2Q_L t \qquad \text{Equação 5}$$

Onde,

$V_L =$ Volume de líquido requerido, $\left(\mathrm{m}^3\right)$

$q_L =$ Capacidade de líquido, $\left(\mathrm{m}^3/\mathrm{d}\right)$

$t =$ Tempo de retenção, $\left(\mathrm{min}\right)$

A Equação 5 considera que o volume o de líquido no vaso seja de 50% do seu volume.

O tempo de tempo de retenção típica para separação líquido-vapor de hidrocarbonetos é de 1 a 3 minutos.

II. Torres

Para este estudo foram utilizados torres do tipo absorção e regeneração.

a) Absorção

Para o cálculo do diâmetro, é necessário calcular o parâmetro de dimensionamento X. Este cálculo é feito de acordo com a Equação 6.

$$X = \left(\frac{m_L}{m_V}\right)\sqrt{\left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)} \qquad \text{Equação 6}$$

Onde,

m_L = Vazão de Líquido, (Kg/h)

m_G = Vazão de Gás, (Kg/h)

ρ_g = Densidade do gás, (kg/m^3)

ρ_L = Densidade do Líquido (kg/m^3)

Com o valor deste parâmetro em mãos, também é necessário definir a perda de carga na torre. Este valor é tabelado, e leva em consideração vários fatores. A Tabela 54 mostra o valor da perda de carga para vários tipos de serviço.

Tabela 54: Perda de Carga em Colunas de Absorção para Vários Tipos de Serviços.Fonte: CAMPBELL, 2004.

Serviço	**ΔP, in H_2O/ft Recheio**
Absorção/Regeneração Líquido com tendência a formação de espuma Destilação de hidrocarbonetos leves	0,25 - 0,5
Destilação a Pressão Atmosférica ou Alta Pressão –Fluidos que não tem tendência a formação de espuma	0,5 - 1
Mínimo ΔP	0,05
Máximo ΔP	1

Com o valor de X e perda de carga e com o auxilio da Figura 54, calcula-se o fator Y.

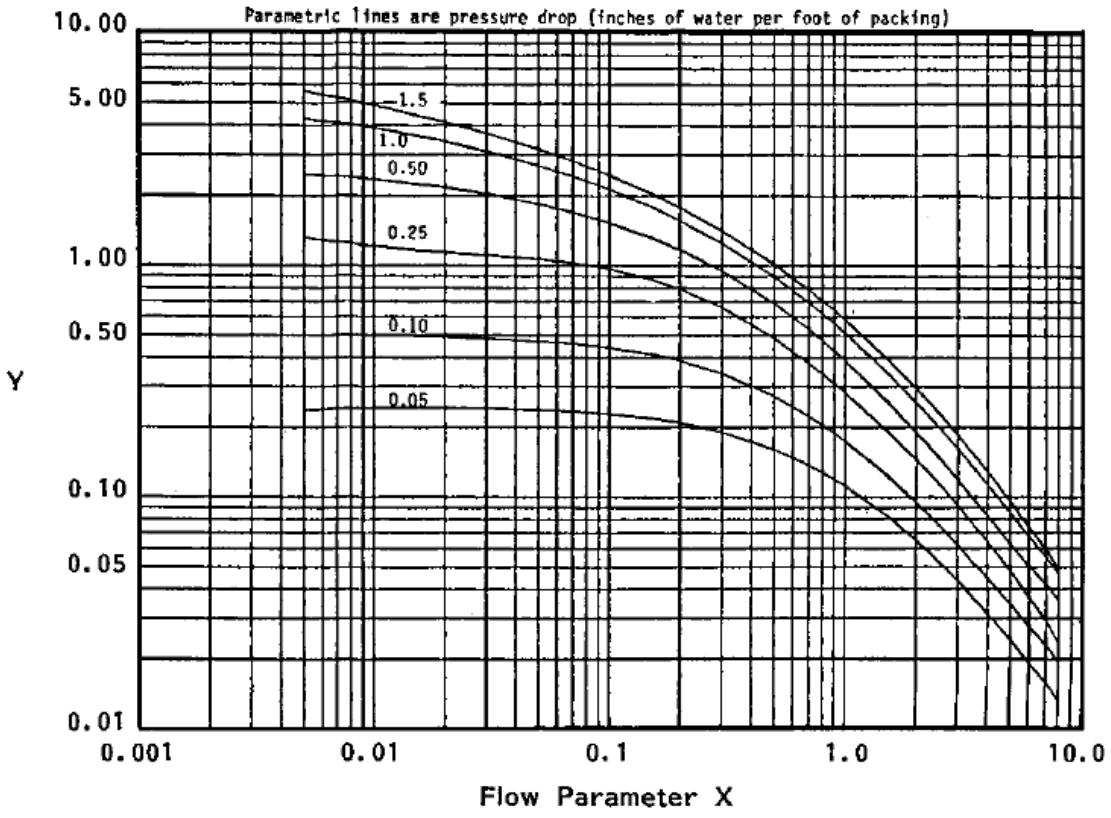


Figura 56: Correlação Generalizada de Queda de Pressão na Coluna. Fonte: CAMPBELL, 2004.

Com o valor de Y, é possível calcular G e, consequentemente, o diâmetro da torre.

$$Y = \left(\frac{G^2 F v^{0,1}}{\rho_g \left(\rho_L - \rho_g \right)} \right) \qquad \text{Equação 7}$$

Onde,

$G =$ Velocidade do Gás, $\left(\text{Kg/h.m}^2\right)$

F = Fator de Recheio

$v =$ Viscosidade do Líquido $\left(\text{centistokes}\right)$

ρ_g = Densidade do gás, $\left(\text{kg/m}^3\right)$

ρ_L = Densidade do Líquido $\left(\text{kg/m}^3\right)$

O fator de recheio é obtido a partir da Tabela 55.

Tabela 55: Fator de Recheio para Vários Tipos de Recheios. Fonte: CAMPBELL, 2004.

		Nominal Packing Size					
Packing Type	Material	5/8 in	1 in	1.5in	2 in	3 in	4 in
IMTP	Metal	51	41	24	18	12	
Hy-Pak	Metal		45	29	26		16
Pall Rings	Metal	70	56	40	27		18
Pall Rings	Plastico	75	55	40	26		17
Super Intalox Saddle	Plastico		40		28		18
Super Intalox Saddle	Ceramica		60		30		
Intalox Saddles	Ceramica		92	52	40	22	
Raschig Ring	1/16” Metal	300	144	93	62	43	

O diâmetro da torre foi calculado de acordo com a Equação 8.

$$D = \sqrt{\frac{4Q_g}{\pi G}}$$ Equação 8

Onde,

D = diâmetro da torre absorvadora, (m)

Q_g = vazão de gás, $(\mathrm{m^3/s})$

O método HETP (*Height Equivalent to a Theoretical Plate*) é o mais empregado para determinar a altura do recheio da contactora. A faixa típica do HETP para coluna absorvedora amina é de 1,83 metros. A Equação 9 mostra como o calculo da altura da torre é feita.

$$H_r = (Número\ de\ Estágios)(HTEP)$$ Equação 9

Onde,

$H_r = \text{Altura do Recheio } (m)$

b) Regeneradora

Para torres regeneradoras, são utilizadas correlações de torres com pratos. Para o calculo do diâmetro, é necessário estimar a velocidade do vapor através da Equação 10.

$$W = 3600 K_S \left[\left(\rho_L - \rho_g \right) \rho_g \right]^{0,5} \qquad \text{Equação 10}$$

Onde,

W = Velocidade do Gás $\left(\text{Kg/h.m}^2\right)$

ρ_L = Densidade do Líquido $\left(\text{Kg/m}^3\right)$

ρ_g = Densidade do Gás $\left(\text{Kg/m}^3\right)$

K_S = Constante de Dimensionamento $\left(\text{m/s}\right)$

O valor K_Sé um valor que depende do espaçamento entre os pratos. A Tabela 56 mostra o valor deste parâmetro para vários tipos de espaçamentos.

Tabela 56: Valores Típicos para Espaçamento entre Pratos. Fonte: CAMPBELL, 2004

K_s	**Espaçamento entra os Pratos (cm)**		
	46	61	76
Absorvedora - Oil	0,0594	0,0678	0,0719
Absorvedora - Glycol		0,0425	0,0467
Absorvedora - Amines		0,0297	0,0333
Fracionadora	0,0372	0,0458	0,0508

Neste trabalho, utilizou-se espaçamento de 61 cm entre os pratos.

Com o valor da velocidade do gás, o diâmetro da torre é calculado pela Equação 6.

III. Trocadores de Calor

Para trocadores de calor casco e tubos, a partir do simulador é possível obter a área de cada trocador. Para isso é necessário saber os valores de U (Coeficiente Global de Transferência de Calor, em W/m^2K), que são informados na literatura. A Tabela 57 apresenta valores típicos de U de acordo com o serviço.

Tabela 57: Valores típicos para o coeficiente Global de Troca térmica. Fonte: CAMPBELL, 2004

U (W/m^2.K)	Valor
Resfriadores a Água	
Gás (até 3,5 MPa)	200- 285
Gás (3,5-7 MPa)	285-455
Gás (acima de 7 MPa)	455-570
Gerais	
Gás-Gás (até 3,5 MPa)	285-395
Gás-Gás (até 7 MPa)	310-425
Gás-*Chiller* a propano	340-510
Fornos	250-300
Refervedor	
Vapor	795-910

Com o valor de U fixado, o simulador calcula a área de troca térmica de acordo com a Equação 11.

$$Q = U \times Área \times LMTD \qquad \text{Equação 11}$$

Onde,

$Q =$ Carga Térmica (W)

$U =$ Coeficiente Global de Transferência de Calor $(\mathrm{W/m^2.K})$

$A =$ Área de Troca Térmica $(\mathrm{m^2})$

$LMTD =$ Diferença Média Logarítmica de Temperaturas $(°C)$

IV. Compressores e Bombas

A potência requerida por cada máquina é calculada através da simulação. O tipo de compressor é definido pela vazão aspirada e pela pressão na descarga. A escolha do tipo pode ser feita de acordo com a vazão na entrada e a pressão na descarga, como mostra a Figura 57.

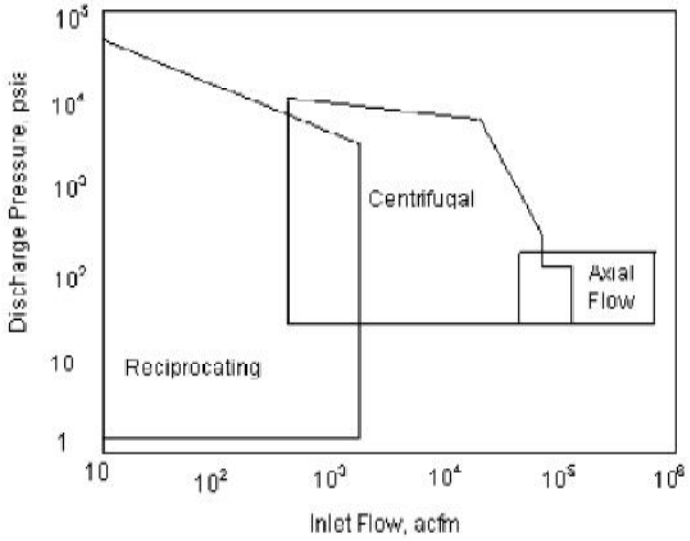


Figura 57: Gráfico para determinação do tipo de compressor. FONTE: Branan, 2005

Apêndice B

Análise Econômica

10. Apêndice B: Análise Econômica

A estimativa de custo de uma planta pode ser feita a partir de uma planta similar já existente ou feita a partir de uma planta nova.

No caso de uma planta existente, o custo da planta conhecida deve ser atualizado em relação à capacidade da planta nova e em relação à sua data de construção. Equação 12 e a Equação 13 mostram a relação entre as variáveis da planta existente e nova.

$$\frac{C}{C_{base}} = \left(\frac{A}{A_{base}} \right)^n \qquad \text{Equação 12}$$

A equação acima pode ser rearranjada da seguinte forma:

$$C_a = KA_a^n \qquad \text{Equação 13}$$

$$CM = CM_{base} \frac{I_{atual}}{I_{base}} \qquad \text{Equação 14}$$

Onde,

C = *Custo*

A = *Variavel que indica a capacidade*

n = *Expoente de* Custo

I = *Índice* E*conomico* (*Tabelado*)

$K = C / A_{base}^n$

O expoente de custo (*n*) é um valor que depende do tipo de equipamento. A Tabela 58 mostra os valores de *n* para vários equipamentos de processo.

Tabela 58: Valores Típicos do Expoente de Custo para Vários Equipamentos. Fonte: Adaptado de TURTON *et al* (2009) e PERRY (1997).

Tipo do Equipamento	Faixa de Tamanho	Expoente de Custo (n)
Compressor com *Driver*	0,75-1490 KW	0,84
Trocador de Calor Casco e Tubo de Aço Carbono	1,9-1860 m^2	0,59
Tanque Vertical de Aço Carbono	0,4-76 m^3	0,3
Torres (se destilação inclui internos)	$300\text{-}30000\left(\frac{lb/ano}{10^6}\right)^{0,65}$	1,0

O valor de *n* pode variar de 0,3 a 1, dependendo do tipo do equipamento, mas em média, frequentemente, gira em torno de 0,6. Por isso esta relação é chamada de **Regra dos Seis Décimos.**

Para uma planta nova, deve-se levar em consideração outras variáveis, que serão mostradas nos tópicos a seguir.

I. CAPEX

Segundo MACHADO (2012), o CAPEX (*capital expenditure*) corresponde ao custo associado para construção de uma nova planta ou a modificações em uma planta existente. A estimativa do custo capital de uma planta pode ser feita com base no fluxograma de processo (*Process Flow Diagram*,PFD).

O custo capital, ou "*Grass Roots"* estimado é calculado a partir do custo estimado de todos os equipamentos e de varias outras despesas. A Tabela 59 detalha os fatores que influenciam no CAPEX.

Tabela 59: Fatores que afetam o custo capital. Fonte: MACHADO (2012).

Fator associado com a instalação do equipamento	**Descrição**
Custos diretos do projeto	
Preço f.o.b. do equipamento (f.o.b.=*free on board*)	Custo do equipamento comprado no fabricante.
Materiais necessários para instalação	Incluem todas as tubulações, isolamento térmico, suporte estrutural, instrumentação, e pintura associada ao equipamento.
Mão de obra para instalar o equipamento	Mão de obra associada com a instalação do equipamento e materiais citados nos itens (a) e (b).
Custos indiretos do projeto	
Frete, seguro e impostos	Inclui todos os custos com transporte dos equipamentos e materiais para o local da planta e custos com seguro e impostos.
***Overhead* de construção**	Inclui todos os benefícios adicionais, tais como: férias, licença médica, aposentadoria, seguro desemprego, salários e despesas gerais com pessoal de supervisão.
Custo com engenharia	Inclui salários e despesas gerais para engenharia e gestão de projetos.
Contingência e taxas	
Contingência	Fator para cobrir circunstâncias imprevistas, tais como: perda de tempo devido a greves, pequenas mudanças no *design* e aumento de preços não previstos.
Taxa da contratante	Esta taxa varia dependendo do tipo de planta e de uma variedade de outros fatores.
Instalações auxiliares	
Desenvolvimento local	Inclui a compra de terras, escavação do local, instalação de água, eletricidade e sistema de esgoto.
Prédios auxiliares	Inclui os escritórios de administração, salas de controle, armazéns e edifícios de serviços.
Utilidades e *Off-sites*	Envolve a estocagem de matéria-prima e de produto final, instalações para carga e descarga de produtos, todos os equipamentos necessários para fornecer as facilidades requeridas para o processo (por exemplo, água de refrigeração, geração de vapor, sistema de distribuição de combustíveis, entre outros).

A melhor forma de obter o custo de cada equipamento é através de levantamento com fornecedores, mas Guthrie no final de 1960 criou uma técnica para estimar o custo capital de plantas.

Esta técnica 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) (BARBOSA, 2011).

A Equação 15 mostra a relação utilizada para calcular o custo do módulo dos equipamentos: compressores, *drives*, turbinas e torres recheadas. O custo do módulo considera a soma dos custos diretos e indiretos, indicados na Tabela 59

$$C_{BM} = C_p^o F_{BM} \qquad \text{Equação 15}$$

Onde,

$C_{BM} = C$usto do Módulo do Equipamento $\left(\text{Custos Diretos e Indiretos}\right)$

$C_p^o = C$usto do Equipamento nas Condições Base

$F_{BM} = F$ator de Custo do Módulo

O custo do equipamento nas condições base (C_p^0) é:

$$\log_{10}^{C_p^o} = K_1 + K_2 \log_{10}\left(A\right) + K_3\left[\log_{10}\left(A\right)\right]^2 \qquad \text{Equação 16}$$

Onde A corresponde ao parâmetro de capacidade ou tamanho do equipamento. Os valores para K_1, K_2 e K_3 são valores tabelados segundo Turton *et al.* (2009).

O custo do módulo (CM), para vasos, trocadores de calor e bombas, é obtido corrigindo C_B levando-se em conta a pressão de operação e o material de construção. Este valor é dado pela Equação 17.

$$C_{BM} = C_p^o\left(B_1 + B_2 F_M F_p\right) \qquad \text{Equação 17}$$

Onde,

$C_{BM} = Custo\ do\ módulo\ do\ equipamento$ (*custos diretos e indiretos*)

$C_p^o = Custo\ do\ equipamento\ nas\ condições\ base$

$B_1\ e\ B_2 = Constantes\ tabeladas$

$F_M = Fator\ que\ considera\ diferentes\ materiais\ de\ construção$

$F_p = Fator\ de\ pressão$

Como o custo de um equipamento aumenta com o aumento da pressão, a Equação 17 mostra o fator de pressão dos vasos e a Equação 19 se aplica aos os demais equipamentos.

$$F_{p,vaso} = \frac{\dfrac{\left(p+1\right)D}{2\left[850 - 0,6\left(p+1\right)\right]} + 0,00315}{0,0063} \qquad \text{Equação 18}$$

Para espessura > 0.0063m e P>-0.5 barg

$$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 \left(\log_{10} P\right)^2 \qquad \text{Equação 19}$$

Onde,

P = Pressão (barg)

D = Diâmetro (m)

$C_1,\ C_2,\ C_3$ = Parâmetros tabelados

O custo dos módulos total de uma planta pode ser calculado através da Equação 20.

$$C_{TM} = 1{,}18 \sum_{i=1}^{n} C_{BM,i} \qquad \text{Equação 20}$$

Onde n representa o número total de equipamentos. O valor de C_{TM} é multiplicado pelo fator 1,18 que leva em consideração 15% de custos de contingências e 3% de custos com taxas.

O CAPEX das plantas é calculado pela Equação 21.

$$CAPEX = C_{TM} + 0{,}5 \sum_{i=1}^{n} C^{o}_{BM,i} \qquad \text{Equação 21}$$

A equação acima mostra que o CAPEX de uma planta inteiramente nova é acrescido de 50% do valor dos módulos nas condições base.

II. OPEX

O OPEX (*Operational Expenditure*) é a soma dos custos diretos de produção, custos fixos de produção e gastos gerais, correspondendo ao custo associado à operação diária de uma planta de processo. A Tabela 60 mostra a descrição dos itens que compõem as três classes de custos.

Tabela 60: Fatores que afetam o custo operacional. Fonte: TURTON *et al* (2009).

Fator	Faixa típica de multiplicação dos fatores
1. **Custos diretos de produção**	
Matérias-primas (C_{RM})	C_{RM}
Tratamento de efluentes (C_{WT})	C_{WT}
Utilidades (C_{UT})	C_{UT}
Mão de obra (C_{OL})	C_{OL}
Trabalho de supervisão e de escritório	(0,1 – 0,25) ×C_{OL}
Manutenção e reparo	(0,02 – 0,1) ×CAPEX
Suprimentos operacionais	(0,002 – 0,02) ×CAPEX
Taxas de laboratório	(0,1 – 0,2)×C_{OL}
Patentes e *royalties*	(0 – 0,06) ×OPEX
2. **Custos fixos de produção**	
Depreciação	0,1×CAPEX
Impostos locais e seguro	(0,014 – 0,05) ×CAPEX
Despesas gerais da planta	(0,5 – 0,7) × (C_{OL} + (0,1 – 0,25) ×C_{OL}+ (0,02 – 0,1) ×CAPEX
3. **Gastos gerais**	
Custos de administração	0,15×C_{OL}+ (0,1 – 0,25) ×C_{OL} +(0,02 – 0,1) ×CAPEX)
Custos de distribuição e venda	(0,02 – 0,2) ×OPEX
Pesquisa e desenvolvimento	0,05×OPEX

O calculo OPEX é feito pela Equação 22.

$$OPEX = F_1 \times CAPEX + F_2 \times C_{OL} + F_3 \times \left(C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} \right) \qquad \text{Equação 22}$$

Onde F_1, F_2 e F_3 são fatores de custo.

Os fatores utilizados para cada caso são apresentados na Tabela 61.

Tabela 61: Fatores de Custo para Calculo do OPEX.

Fator de Custo	Valor
F_1	0,18
F_2	2,76
F_3	1,23

O custo com mão de obra (C_{OL}), que determina o número de operadores necessário, pode ser calculado pela Equação 23.

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

Onde P é o número de etapas de processamento que envolve a manipulação de sólidos particulados (como nenhum dos casos abordados nesta dissertação envolve a manipulação de sólidos, P=0) eN_{eq} é o número total de equipamentos da planta (considerando apenas os seguintes equipamentos: compressores, trocadores de calor e torres).

- Custo de matéria-prima

(i) O preço de compra do gás natural não foi considerado, pois levou-se em consideração que a unidade de captura do CO_2 do gás é de propriedade da mesma empresa que opera o reservatório. Já o custo das aminas foi estimado a partir dos valores mostrados na Tabela 3;

(ii) O custo para o carbonato de propileno foi de 1,5 $ por tonelada;

(iii) O cálculo do custo da membrana foi feito levando em consideração o custo de *skids* comerciais, que são em torno de 750 $/m^2(MERKEL*et al*,2009) e o custo de substituição da membrana de 50 $/m^2.

- Custo de Utilidades

Neste trabalho, o custo com tratamento de efluentes não foi levado em consideração. Para o cálculo do custo da água de resfriamento, levou-se em consideração a hipótese da instalação de captura do CO_2 ser *offshore* e, onde a água utilizada para este serviço é a água do mar. Assim, o custo é apenas o da bomba que transporta a água do mar para a plataforma.

Na simulação de processos de absorção química com aminas, foi utilizado vapor de alta e vapor de baixa, estimados em-16,2 $/GJ e 12,5 $/GJ, respectivamente.