



# UFBA

UNIVERSIDADE FEDERAL DA BAHIA  
ESCOLA POLITÉCNICA  
PROGRAMA DE PÓS GRADUAÇÃO EM  
ENGENHARIA INDUSTRIAL - PEI

MESTRADO EM ENGENHARIA INDUSTRIAL

DIEGO ENRIQUEZ TACHY

AVALIAÇÃO TÉCNICA E ECONÔMICA DA CAPTURA DE CO<sub>2</sub> POR  
MEMBRANA, ABSORÇÃO E TECNOLOGIAS HÍBRIDAS



SALVADOR  
2016

**DIEGO ENRIQUEZ TACHY**

**AVALIAÇÃO TÉCNICA E ECONÔMICA DA CAPTURA DE CO<sub>2</sub> POR  
MEMBRANA, ABSORÇÃO E TECNOLOGIAS HÍBRIDAS**

Dissertação apresentada ao Núcleo de Pós-Graduação em Engenharia Industrial da Universidade Federal da Bahia – UFBA, como requisito parcial à obtenção do grau de Mestre em Engenharia Industrial.

Orientador: Prof. Dr. José Célio Silveira Andrade  
Co-orientador: Prof. Dr. Sérgio Bello Neves

Salvador

2016

Modelo de ficha catalográfica fornecido pelo Sistema Universitário de Bibliotecas da UFBA para ser confeccionada pelo autor

Enriquez Tachy, Diego  
AVALIAÇÃO TÉCNICA E ECONÔMICA DA CAPTURA DE CO2 POR  
MEMBRANA, ABSORÇÃO E TECNOLOGIAS HÍBRIDAS / Diego  
Enriquez Tachy. -- Salvador, 2016.  
121 f.

Orientador: José Célio Silveira Andrade.  
Coorientador: Sérgio Bello Neves.  
Dissertação (Mestrado - Engenharia Industrial) --  
Universidade Federal da Bahia, Escola Politécnica, 2016.

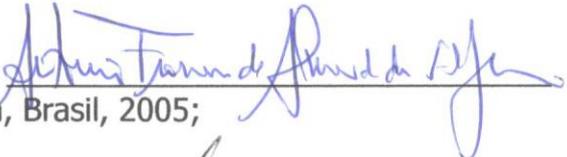
1. captura de CO2. 2. membrana. 3. absorção com  
aminas. 4. avaliação econômica. I. Célio Silveira  
Andrade, José. II. Bello Neves, Sérgio. III. Título.

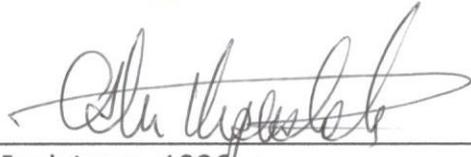
# AVALIAÇÃO TÉCNICA E ECONÔMICA DA CAPTURA DE CO<sub>2</sub> POR MEMBRANA, ABSORÇÃO E TECNOLOGIAS HÍBRIDAS

**DIEGO ENRIQUEZ TACHY**

Dissertação submetida ao corpo docente do programa de pós-graduação em Engenharia Industrial da Universidade Federal da Bahia como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de mestre em Engenharia Industrial.

Examinada por:

Prof. Antônio Francisco de Almeida da Silva Jr.   
Doutor em Engenharia Aeronáutica e Mecânica, Brasil, 2005;

Prof. Asher Kiperstok   
Doutor em Engenharia Química, Inglaterra, 1996;

Prof. George Augusto Batista Câmara   
Doutor em Engenharia Industrial, Brasil, 2012.

Salvador, BA - BRASIL  
novembro/2016

## AGRADECIMENTOS

São tantos, e tão especiais...

A minha família, por tudo: pelo companheirismo, as reflexões, a firmeza nas horas mais difíceis e ao apoio fundamental na infraestrutura doméstica.

A José Célio Silveira Andrade e Sérgio Bello Neves, orientadores queridos sempre tão atenciosos, receptivos, além dos grupos de pesquisa em Governança Ambiental Global, do professor José Célio, e de CCS, do professor George Câmara.

Ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Industrial (PEI), da UFBA, pelo apoio, a infraestrutura, a qualidade e a simpatia dos seus professores, pesquisadores e funcionários.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pela concessão da bolsa de mestrado.

Muito obrigado por possibilitarem essa experiência enriquecedora e gratificante, da maior importância para meu crescimento como ser humano e profissional.

## RESUMO

TACHY, Diego Enriquez. **Avaliação Técnica e Econômica da Captura de CO<sub>2</sub> por Membrana, Absorção e Tecnologias Híbridas**. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica da Universidade Federal da Bahia, Pós-Graduação em Engenharia Industrial, Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2016.

Existe a necessidade de mitigar efeito estufa porque este fenômeno ocasiona em mudanças climáticas, podendo provocar consequências críticas em diversas regiões do planeta. O gás que mais impacta nas mudanças climáticas é o CO<sub>2</sub> por ser subproduto das reações de combustão utilizadas nas indústrias e nos meios de transporte. Isso justifica a pesquisa de processo de captura de CO<sub>2</sub> a partir de gás de queima. O objetivo deste trabalho é apresentar estudo de viabilidade técnica e econômica, EVTE, de processos de captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão. As tecnologias selecionadas foram absorção com MEA e membrana. Também foram avaliados processos híbridos, que são fusão de membrana com absorção. O método utilizado para o estudo de viabilidade é a elaboração de dois fluxos de caixa de uma planta de produção de energia com cada processo de captura de CO<sub>2</sub>. Um dos fluxos de caixa apresenta o impacto da captura de CO<sub>2</sub> na produção de energia, e o outro apresenta o preço de CO<sub>2</sub> para que a captura de CO<sub>2</sub> não impacte na produção de energia. A planta de produção de energia considerada no trabalho é um ciclo convencional e depreciado que queima gás natural. O caso estudado vale para gás de queima oriundo do gás natural, produção de 1000 t/dia de CO<sub>2</sub>, 90% de captura, e 96% de pureza. A primeira etapa é a avaliação econômica da térmica, levando em consideração receita e custos fixos. Depois de elaborado o fluxo de caixa da planta de produção de energia e obtido o VPL, foi feito o estudo econômico de cada processo de captura de CO<sub>2</sub>. O investimento total do processo de absorção foi de 58,5 milhões de reais e produz CO<sub>2</sub> com preço de 152,00 R\$/t. Não considerando na receita o lucro da venda de CO<sub>2</sub>, este processo penaliza em 40,54 % no VPL da termoeletrica. Apesar de o processo de absorção ser economicamente viável, o preço do CO<sub>2</sub> de 152,00 R\$/t não é compatível com o do mercado, em torno de 35,00 R\$/t. Depois da avaliação econômica dos processos de captura, concluiu-se que os processos de membrana e híbridos estudados são inviáveis. Desta forma, foi estudada a influência da permeabilidade de CO<sub>2</sub> e seletividade de CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> na captura por membrana e se isso é viável. A conclusão deste estudo é que maiores permeabilidades reduzem o investimento, mas não o consumo de energia. Isso porque é inversamente proporcional à área. Enquanto isso, maiores seletividades reduzem o consumo de energia, mas não de forma linear. Levando em consideração uma separação com dois estágios de membrana com reciclo operando na pressão de 10 atm, para seletividades maiores que 200, não há como reduzir pressão de segundo estágio que viabilize economicamente a captura. Desta forma, esta configuração não é competitiva com absorção.

**Palavras-chave:** captura de CO<sub>2</sub>, membrana, absorção com aminas, avaliação econômica.

## ABSTRACT

TACHY, Diego Enriquez. **CO<sub>2</sub> Capture Technical and Economic Evaluation Using Membrane, Absorption and Hybrid Technologies**. Thesis (Master of Industrial Engineering) - Pos-Graduation Program in Industrial Engineering, Federal University of Bahia, UFBA, Salvador, Brazil,, 2016.

There is a need to mitigate greenhouse because this phenomenon causes climate change, these can cause critical consequences in many places on Earth. The gas most impact on climate change is CO<sub>2</sub> because it is produced by combustion reactions used in industries and means of transport. This justifies the CO<sub>2</sub> capture process from burning gas search. This paper aim is to present studies of technical and economic feasibility, EVTE, post-combustion CO<sub>2</sub> capture processes, with CO<sub>2</sub> price. The selected technologies were absorption with MEA, membrane, and hybrid. The hybrid process is the separation with membrane and absorption. The method used for the feasibility study is the development of two cash flows of a power generation plant with each CO<sub>2</sub> capture process. One cash flow statement shows the impact of CO<sub>2</sub> capture in energy production, and the other shows the minimum price of CO<sub>2</sub> for CO<sub>2</sub> capture not impact on energy production. Energy production plant considered in the work is a conventional cycle and depreciated burning natural gas. The case is worth studying for burning gas from natural gas producing 1000 tons/day CO<sub>2</sub> capturing 90% with 96% purity. This study evaluates post-combustion capture of CO<sub>2</sub> a simple natural gas energy plant. The first stage is the economic evaluation of this energy plant, taking into account income and fixed costs. After, capture processes are studied. In these studies, the energy plant is included in cash flow. The investment of the total absorption process 58.5 million and produces CO<sub>2</sub> with price of 152,00 R\$/t and penalty of 40.54 % in the VPL. Although the absorption process is economically feasible, the CO<sub>2</sub> price, 152.00 R\$/t, is not compatible with that of the market, around 35,00 R\$/t. After the economic evaluation of the capture processes, the conclusion is the membrane processes and the hybrids studied are not viable. Thus, the influence of CO<sub>2</sub> permeability and selectivity of CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> in the capture membrane was studied and if it is viable. This study conclusion of is that higher permeability reduce investment, but not in power consumption. This is because it is inversely proportional to the area. Meanwhile, higher selectivities reduce the power consumption, but not linearly. Taking into account a split two-stage membrane with recycle operating at pressure of 10 atm for higher selectivities than 200, there is no way reduce second stage pressure in order to enable the capture. Thus, this configuration is not competitive with absorption.

Keywords: CO<sub>2</sub> capture, membrane, absorption with amines, economic evaluation.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura	Página
Figura 1 – Projeto CCS .....	19
Figura 2 – Previsão do Preço do CO <sub>2</sub> (U\$/t) .....	19
Figura 3 – Captura de CO <sub>2</sub> Pós-Combustão .....	24
Figura 4 – Captura de CO <sub>2</sub> Pré-Combustão .....	24
Figura 5 – Captura de CO <sub>2</sub> Oxi-Combustão .....	25
Figura 6 – Pratos Valvulados .....	28
Figura 7 – Válvula padrão para pratos de coluna .....	28
Figura 8 – Pratos com furos .....	29
Figura 9 – Recheios para coluna .....	29
Figura 10 – Estrutura típica para recheio .....	29
Figura 11 – Fluxograma de captura de CO <sub>2</sub> por absorção .....	31
Figura 12 – Principais alcanolaminas .....	32
Figura 13 – Módulo de Membrana .....	33
Figura 14 – Fluxogramas de Processo de Separação por Membrana .....	35
Figura 15 – Fluxograma de Captura de CO <sub>2</sub> por Membrana .....	35
Figura 16 – Módulo Tubular .....	36
Figura 17 – Módulo quadro e placas .....	36
Figura 18 – Módulo em Espiral .....	36
Figura 19 – Módulo de Fibras Ocas .....	37
Figura 20 – Simulação de 1º estágio de captura de CO <sub>2</sub> .....	38
Figura 21 – Simulação de 2º estágio de captura de CO <sub>2</sub> .....	38
Figura 22 – Configurações de membranas .....	39
Figura 23 – Configurações de membranas .....	39
Figura 24 – Estrutura Molecular da Celulose .....	41
Figura 25 – Fluxograma de desidratação de ar de Pyles e Rader .....	42
Figura 26 – Fluxograma de desidratação de ar de Gifford .....	42
Figura 27 – Metodologia geral da pesquisa .....	47
Figura 28 – Captura de CO <sub>2</sub> por Absorção .....	50
Figura 29 – Metodologia de simulação e avaliação econômica do processo de absorção química .....	50
Figura 30 – Metodologia de simulação e avaliação econômica do processo de membrana ....	52
Figura 31 – Compressão e desidratação do gás de queima .....	52
Figura 32 – Separação por membrana com 2 estágios .....	53
Figura 33 – Separação por membrana com 3 estágios .....	53
Figura 34 – Gráfico para seleção do tipo de compressor .....	54
Figura 35 – Metodologia de simulação e avaliação econômica dos processos híbridos .....	56
Figura 36 – Fluxograma do processo híbrido (Caso 1) .....	57
Figura 37 – Fluxograma do processo híbrido (Caso 2) .....	57
Figura 38 – Estratégia de comparação entre os processos estudados .....	58

Figura 39 – Fluxograma da unidade de produção de energia sem captura .....	60
Figura 40 – Fluxograma da planta de produção de energia com captura de CO <sub>2</sub> por absorção .....	65
Figura 41 – Fluxograma do processo de absorção.....	67
Figura 42 – Fluxograma do sistema de compressão e desidratação dos processos de membrana .....	71
Figura 43 – Fluxograma do processo de membrana com dois estágios.....	71
Figura 44 – Fluxograma da separação por membrana com 3 estágios .....	73
Figura 45 – Seletividade e Permeabilidade de Membranas Ótimas .....	78
Figura 46 – Fluxograma de processo da separação por absorção do processo híbrido .....	84
Figura 47 – Influência da seletividade na pressão do 2º estágio .....	97
Figura 48 – Influência da Percentagem de Captura na Penalização Energética.....	98

Quadro	Página
Quadro 1 – Tecnologias de Captura de CO <sub>2</sub> .....	25
Quadro 2 – Estágio de teste para tecnologia pós-combustão .....	26

## LISTA DE TABELAS

Tabela	Página
Tabela 1 – Dados dos Gases de Efeito Estufa .....	17
Tabela 2 – Dados das unidades de captura de CO <sub>2</sub> por absorção com aminas .....	32
Tabela 3 – Permeabilidade e Seletividade em Materiais Poliméricos .....	40
Tabela 4 – ISBL.....	44
Tabela 5 – OSBL .....	44
Tabela 6 – Investimento Indireto .....	45
Tabela 7 – Materiais Auxiliares.....	45
Tabela 8 – Montagens Industriais.....	45
Tabela 9 – Custos Fixos .....	46
Tabela 10 – Composição de gás de queima .....	50
Tabela 11 – Dados da simulação do ciclo sem captura.....	61
Tabela 12 – Dados para elaboração do fluxo de caixa da térmica sem captura .....	61
Tabela 13 – Composição do gás na entrada da coluna de absorção .....	61
Tabela 14 – Vazão molar de CO <sub>2</sub> nas entradas e saídas das colunas.....	62
Tabela 15 – Vazão do solvente em kmol/h .....	62
Tabela 16 – Dados do balanço material do processo de absorção.....	62
Tabela 17 – Dados da coluna de absorção .....	63
Tabela 18 – Dados da coluna de regeneração .....	63
Tabela 19 – Dados dos trocadores de calor do processo de absorção .....	63
Tabela 20 – Dados das bombas do processo de absorção .....	64
Tabela 21 – Dados dos vasos do processo de absorção .....	64
Tabela 22 – Custo dos equipamentos do processo de absorção .....	68
Tabela 23 – Dados para elaboração do fluxo de caixa da térmica com captura de CO <sub>2</sub> por absorção química .....	68
Tabela 24 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo de membrana de acetato de celulose com dois estágios.....	70
Tabela 25 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios .....	70
Tabela 26 – Dados dos compressores e turbina do processo de separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios .....	70
Tabela 27 – Dados dos trocadores de calor do processo de separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios.....	70
Tabela 28 – Dados dos vasos do processo de separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios .....	70
Tabela 29 – Custo dos equipamentos do processo de separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios .....	72
Tabela 30 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo de membrana de acetato de celulose com três estágios .....	74

Tabela 31 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana de acetato de celulose com três estágios .....	74
Tabela 32 – Dados dos compressores e turbina do processo de separação por membrana de acetato de celulose com três estágios.....	74
Tabela 33 – Dados dos trocadores de calor do processo de separação por membrana de acetato de celulose com três estágios.....	75
Tabela 34 – Dados dos vasos do processo de separação por membrana de acetato de celulose com três estágios.....	75
Tabela 35 – Custo dos equipamentos do processo de separação por membrana de acetato de celulose com três estágios .....	76
Tabela 36 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo de membrana de polaris com dois estágios .....	77
Tabela 37 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana de polaris com dois estágios .....	77
Tabela 38 – Dados dos compressores e turbina do processo de separação por membrana de polaris com dois estágios.....	78
Tabela 39 – Dados dos trocadores de calor do processo de separação por membrana de polaris com dois estágios .....	78
Tabela 40 – Dados dos vasos do processo de separação por membrana de polaris com dois estágios.....	80
Tabela 41– Custo dos equipamentos do processo de separação por membrana de polaris com dois estágios.....	80
Tabela 42 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo híbrido (Caso 1) .....	81
Tabela 43 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana do processo híbrido (Caso 1) .....	81
Tabela 44 – Dados do balanço material da separação por absorção do processo híbrido (Caso 1) .....	81
Tabela 45 – Dados do compressor e turbina do processo híbrido (Caso 1) .....	82
Tabela 46 – Dados da coluna de absorção do processo híbrido (Caso 1) .....	82
Tabela 47 – Dados da coluna de regeneração do processo híbrido (Caso 1) .....	82
Tabela 48 – Dados dos trocadores de calor do sistema de compressão do processo híbrido (Caso 1) .....	82
Tabela 49 – Dados dos trocadores de calor da separação por absorção do processo híbrido (Caso1) .....	83
Tabela 50 – Dados das bombas da separação por absorção do processo híbrido (Caso 1).....	83
Tabela 51 – Dados dos vasos do processo híbrido (Caso 1) .....	85
Tabela 52 – Custo dos equipamentos do processo híbrido (Caso 1) .....	85
Tabela 53 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo híbrido (Caso 2) .....	86
Tabela 54 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana do processo híbrido (Caso 2) .....	87
Tabela 55 – Dados do balanço material da separação por absorção do processo híbrido (Caso 2) .....	87

Tabela 56 – Dados do compressor e turbina do processo híbrido (Caso 2).....	88
Tabela 57 – Dados da coluna de absorção do processo híbrido (Caso 2).....	88
Tabela 58 – Dados da coluna de regeneração do processo híbrido (Caso 2).....	88
Tabela 59 – Dados dos trocadores de calor do sistema de compressão do processo híbrido (Caso 2).....	88
Tabela 60 – Dados dos trocadores de calor da separação por absorção do processo híbrido (Caso 2).....	89
Tabela 61 – Dados das bombas da separação por absorção do processo híbrido (Caso 2).....	90
Tabela 62 – Dados dos vasos do processo híbrido (Caso 2).....	90
Tabela 63 – Custo dos equipamentos do processo híbrido (Caso 2).....	90
Tabela 64 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo híbrido (Caso 3).....	91
Tabela 65 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana do processo híbrido (Caso 3).....	92
Tabela 66 – Dados do balanço material da separação por absorção do processo híbrido (Caso 3).....	92
Tabela 67 – Dados do compressor e turbina do processo híbrido (Caso 3).....	93
Tabela 68 – Dados da coluna de absorção do processo híbrido (Caso 3).....	93
Tabela 69 – Dados da coluna de regeneração do processo híbrido (Caso 3).....	93
Tabela 70 – Dados dos trocadores de calor do sistema de compressão do processo híbrido (Caso 3).....	93
Tabela 71 – Dados dos trocadores de calor da separação por absorção do processo híbrido (Caso 3).....	93
Tabela 72 – Dados das bombas da separação por absorção do processo híbrido (Caso 3).....	94
Tabela 73 – Dados dos vasos do processo híbrido (Caso 3).....	94
Tabela 74 – Custo dos equipamentos do processo híbrido (Caso 3).....	95
Tabela 75 – Dados para elaboração do fluxo de caixa da térmica com captura de CO <sub>2</sub> pelo processo híbrido (Caso 3).....	95
Tabela 76 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo de membrana de seletividade = 200.....	98
Tabela 77 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana de seletividade = 200.....	99
Tabela 78 – Dados dos compressores e turbina do processo de separação por membrana de seletividade = 200.....	99
Tabela 79 – Dados dos trocadores de calor do processo de separação por membrana de seletividade = 200.....	99
Tabela 80 – Dados dos vasos do processo de separação por membrana de seletividade = 200.....	99
Tabela 81 – Custo dos equipamentos do processo de separação por membrana de seletividade = 200.....	99
Tabela 82 – Dados para elaboração do fluxo de caixa da termelétrica com captura de CO <sub>2</sub> pelo processo de separação por membrana de seletividade = 200.....	100

**LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS**

ANP	Agência Nacional do Petróleo
CCS	Armazenamento e Captura de Carbono
CFC	Compostos de Cloro, Fluor e Carbono
COP	Conferência do Clima
CH <sub>4</sub>	Metano
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono
EOR	Recuperação Avançada de Petróleo
EVTE	Estudo de Viabilidade Técnica e Econômica
GEE	Gás de Efeito Estufa
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
GPU	Unidade de Permeabilidade de Gás ( $GPU = 10^{-6} \text{ cm}^3 \text{ (STP)/}(\text{cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{cmHg})$ )
H <sub>2</sub> O	Água
ISBL	Investimento Direto Dentro dos Limites de Bateria
MEA	Mono Etanolamina
N <sub>2</sub>	Nitrogênio
O <sub>2</sub>	Oxigênio
ONG	Organização Não Governamental
ONU	Organizações das Nações Unidas
OSBL	Investimento Direto Fora dos Limites de Bateria
SRK	Soave Redlich Kwong
VAUE	Valor Anual Uniforme Equivalente
VPL	Valor Presente Líquido

## LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área
C	Sobreespessura de corrosão
D	Diâmetro da coluna
n	Vazão molar
$n_i$	Vazão molar de um componente
$n_{ip}$ ou $n_p^i$	Vazão molar de um componente no permeado
$n_p$	Vazão molar do permeado
$n_R$	Vazão molar do retido
$n_F$	Vazão molar de entrada
p	Pressão
$p_P$	Pressão do permeado
$p_F$	Pressão de entrada
$\Delta p_{iML}$ ou $\Delta p_{ML}^i$	Diferença de pressão média logarítmica de um componente
$P_i$	Permeabilidade de um componente
t	Espessura
TS	Tensão admissível do material
$x_p^i$	Fração molar de um componente no permeado
$x_F^i$	Fração molar de um componente na entrada
$x_F^j$	Fração molar do CO <sub>2</sub> na entrada
$\alpha$	Seletividade
$\alpha_{ij}$	Seletividade de CO <sub>2</sub> para um componente

Observação: Utilizar unidades SI; algumas equações estão com definição dos símbolos no parágrafo anterior ou posterior, seguir a simbologia do respectivo parágrafo.

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>17</b>
1.1	JUSTIFICATIVA.....	20
1.2	OBJETIVO .....	20
1.2.1	<b>Objetivo Geral.....</b>	<b>20</b>
1.2.2	<b>Objetivos Específicos.....</b>	<b>21</b>
1.3	ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO .....	21
<b>2</b>	<b>REVISÃO DE LITERATURA .....</b>	<b>22</b>
2.1	MERCADO DE CARBONO E TECNOLOGIAS DE CAPTURA .....	22
2.1.1	<b>Efeito Estufa .....</b>	<b>22</b>
2.1.2	<b>Protocolo de Quioto e mercado de carbono.....</b>	<b>22</b>
2.1.3	<b>Tecnologias de captura e sequestro de carbono .....</b>	<b>24</b>
2.2	COMBUSTÃO E CICLO TÉRMICO .....	27
2.3	SEPARAÇÃO POR ABSORÇÃO QUÍMICA.....	27
2.3.1	<b>Tecnologia de Absorção .....</b>	<b>27</b>
2.3.2	<b>Absorção Química de CO<sub>2</sub> .....</b>	<b>30</b>
2.3.3	<b>Solventes .....</b>	<b>31</b>
2.4	SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS.....	33
2.4.1	<b>Tecnologia de Membranas .....</b>	<b>33</b>
2.4.2	<b>Limitação da Captura de CO<sub>2</sub> por Membranas.....</b>	<b>37</b>
2.4.3	<b>Materiais de Membranas para Captura de CO<sub>2</sub> Pós-Combustão .....</b>	<b>40</b>
2.4.4	<b>Processo de Desidratação .....</b>	<b>41</b>
2.5	AVALIAÇÃO ECONÔMICA.....	43
2.5.1	<b>Dimensionamento dos equipamentos principais de cada processo .....</b>	<b>43</b>
2.5.2	<b>Estimativa de investimento total.....</b>	<b>44</b>
2.5.3	<b>Elaboração do fluxo de caixa .....</b>	<b>45</b>
<b>3</b>	<b>METODOLOGIA .....</b>	<b>47</b>
3.1	UNIDADE TERMELÉTRICA SEM CAPTURA DE CO <sub>2</sub> .....	48
3.2	SEPARAÇÃO POR ABSORÇÃO QUÍMICA.....	49
3.3	SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS.....	51
3.4	PROCESSOS HÍBRIDOS (MEMBRANA + ABSORÇÃO QUÍMICA) .....	56
3.5	COMPARAÇÃO ENTRE OS PROCESSOS.....	57
<b>4</b>	<b>DESENVOLVIMENTO DO ESTUDO E RESULTADOS .....</b>	<b>59</b>
4.1	UNIDADE TERMELÉTRICA SEM CAPTURA DE CO <sub>2</sub> .....	59
4.2	SEPARAÇÃO POR ABSORÇÃO QUÍMICA.....	61
4.3	SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS.....	68
4.3.1	<b>Separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios.....</b>	<b>68</b>
4.3.2	<b>Separação por membrana de acetato de celulose com três estágios .....</b>	<b>72</b>
4.3.3	<b>Separação por membrana de polaris com dois estágios.....</b>	<b>76</b>
4.4	PROCESSOS HÍBRIDOS .....	79
4.4.1	<b>Processo híbrido (Caso 1).....</b>	<b>80</b>
4.4.2	<b>Processo híbrido (Caso 2).....</b>	<b>86</b>

<b>4.4.3</b>	<b>Processo híbrido (Caso 3)</b> .....	<b>90</b>
4.5	COMPARAÇÃO ENTRE OS PROCESSOS.....	96
<b>5</b>	<b>CONCLUSÕES E CONSIDERAÇÕES FINAIS</b> .....	<b>101</b>
5.1	ESTUDO DOS PROCESSOS DE CAPTURA .....	101
5.2	POSSÍVEIS SOLUÇÕES PARA REDUÇÃO DE CUSTO NA CAPTURA POR MEMBRANA 103	
5.3	CONTEXTUALIZAÇÃO DOS RESULTADOS.....	104
5.4	RECOMENDAÇÕES FINAIS .....	104
<b>6</b>	<b>REFERÊNCIAS</b> .....	<b>106</b>
	<b>APÊNDICE</b> .....	<b>110</b>

## 1 INTRODUÇÃO

Processos de captura de CO<sub>2</sub> a partir de gases de exaustão são estudados por causa de uma preocupação da sociedade civil atual. Essa preocupação é devido às mudanças climáticas e seus impactos ambientais nas gerações futuras. Os quatro gases que possuem maior capacidade de absorver raios ultravioletas são o CH<sub>4</sub>, o NO<sub>2</sub>, o CO<sub>2</sub> e o freons, composto de flúor, cloro e carbono. A Tabela 1 apresenta dados dos gases de efeito estufa GEE. (SONGOLZADEH et al., 2014).

Tabela 1 – Dados dos Gases de Efeito Estufa

Compostos	Concentração Pré Industrial (ppmv)	Concentração em 2011 (ppmv)	Tempo de Vida na Atmosfera (anos)	Principais Atividades Humanas	Potencial de Aquecimento Global
CO <sub>2</sub>	280	388,5	~100	Queima de combustível fóssil.	1
CH <sub>4</sub>	0,715	1,87 / 1,784	12	Combustíveis fósseis, plantação de arroz, aterros, pecuária.	25
NO <sub>2</sub>	0,27	0,323	114	Fertilizantes e processos de combustão industrial.	298
CFC	0	0,000018	279	Eletrônica e fluido refrigerante	11.700

Fonte: SONGOLZADEH et al., 2014

Tendo como objetivo reduzir este impacto, foi criado o mercado de carbono. Existem dois ambientes de mercado de crédito de carbono: o regulado, através do Protocolo de Quioto; e o voluntário. Os mercados de crédito de carbono são ambientes diretamente relacionados com os movimentos da economia mundial. Em virtude das recentes crises econômicas ao redor do mundo, o valor da tonelada de carbono vem sofrendo consecutivas quedas que podem fragilizar o uso deste instrumento econômico para a difusão das tecnologias de CCS (CÂMARA, 2012).

O mercado de carbono regulado surgiu em consequência do Protocolo de Quioto e as urgências em relação às mudanças climáticas. Assim, alguns dos principais países

responsáveis pelo aquecimento global comprometeram-se em reduzir suas emissões de gases de efeito estufa. Com este objetivo, esses países criaram obrigações legais para empresas dentro de seus territórios que incluem o limite de emissões e a possibilidade de compra de créditos de carbono. Esses créditos são obtidos através de mecanismos definidos em Quioto para compensar a emissão além da meta, no período de 2008 a 2012 (SUSTAINABLE CARBON, 2015).

Já o mercado voluntário surgiu de forma paralela ao protocolo de Quioto, com as Reduções Voluntárias de Emissões. Nele, qualquer empresa, pessoa, ONG ou governo pode gerar ou comprar créditos de carbono voluntários. Esses créditos também são auditados por uma entidade independente, mas não estão sujeitos a registros da ONU e por isso não valem como meta de redução para os países que fazem parte do pacto de Paris em 2012 (SUSTAINABLE CARBON, 2015).

Anualmente ocorre a Conferência do Clima, COP, sediada em uma determinada cidade, que varia a cada ano. Nesta conferência, representantes de países reúnem-se com o objetivo de apresentar soluções para redução de gases estufa. A COP-21 de 2015, em Paris, foi a primeira em que praticamente todos os países comprometeram-se a cumprir alguma meta de redução de gases estufa (SIRKIS, 2016). Nesta COP, foi divulgado o Acordo de Paris, que tem como objetivo reduzir o aumento da temperatura média global para menos de 2°C acima dos níveis pré-industriais (UNITED NATIONS, 2015).

Os instrumentos econômicos aplicados em projetos de redução de emissões de gases de efeito estufa no mundo são o mercado de carbono regulado e voluntário e os fundos monetários com participação governamental. O uso de instrumentos econômicos para projetos CCS no Brasil limitam-se ao incentivo dado pela ANP. Todavia, um projeto de CCS envolvendo as diversas etapas da tecnologia (captura, transporte e injeção) pode, por exemplo, ter o suporte financeiro do mercado de carbono. Um processo CCS que a indústria do petróleo pratica é a EOR, recuperação avançada de petróleo, que trata-se da utilização do CO<sub>2</sub> para ajudar a explorar petróleo, como mostra a Figura 1 (CÂMARA, 2012).

As tecnologias CCS em operação ou em estado avançado de desenvolvimento podem trazer as emissões globais de CO<sub>2</sub> para os níveis atuais até 2050. Emissões devem atingir o pico entre 2020 e 2030. Há uma ampla quantidade de tecnologias com preço de CO<sub>2</sub> até US\$ 50,00 quando totalmente comercializada (International Energy Agency, 2008). O problema é que o preço do CO<sub>2</sub> no mercado internacional está em torno de US\$ 10,00, como mostra a Figura 2 (SYNAPSE, 2016).

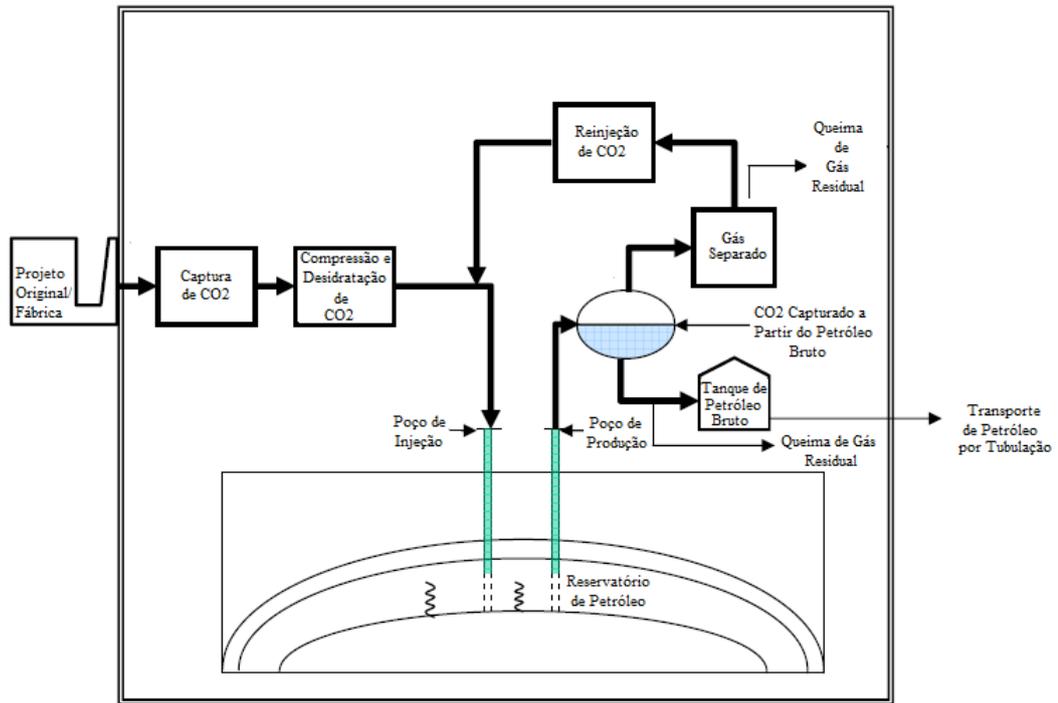


Figura 1 – Projeto CCS  
 Fonte: Adaptado de UNFCCC, 2005

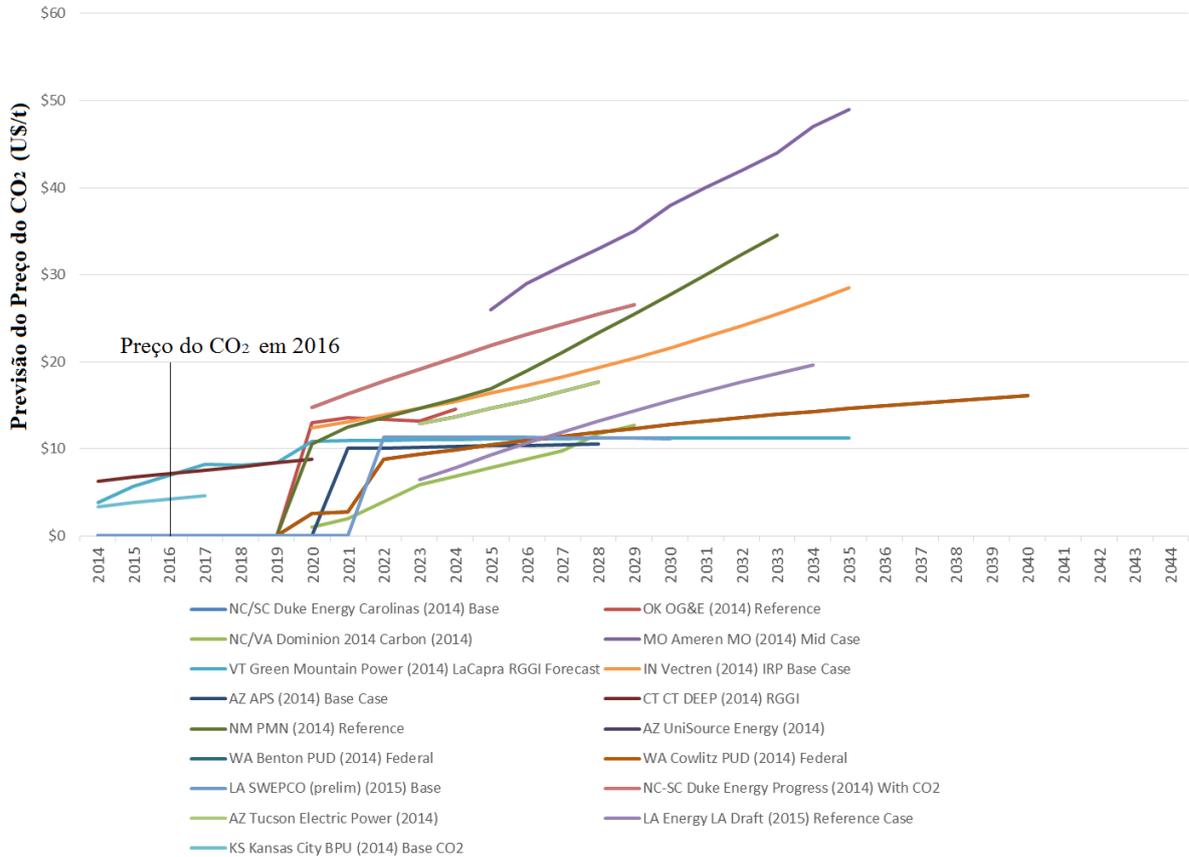


Figura 2 – Previsão do Preço do CO<sub>2</sub> (US\$/t)  
 Fonte: Adaptado de SYNAPSE, 2016

## 1.1 JUSTIFICATIVA

Este projeto propõe um processo de captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão. A justificativa é estudar processos que permite reduzir custo da captura CO<sub>2</sub> através de tecnologia de membrana. A importância deste trabalho no âmbito acadêmico e científico deve-se às seguintes justificativas:

- A captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão é uma solução para a redução do efeito estufa quando trata-se de fornos e caldeiras em plantas industriais existentes. Isto porque o CO<sub>2</sub> emitido para atmosfera através destes equipamentos é o gás que mais impacta nas mudanças climáticas;
- Existe uma necessidade no âmbito industrial de encontrar processos de captura de CO<sub>2</sub> de menor custo porque isso incentiva a implantação de processos de captura de CO<sub>2</sub>, e consequentemente, redução das emissões de CO<sub>2</sub> para a atmosfera;
- A indústria possui tecnologia consolidada de recuperação de petróleo utilizando CO<sub>2</sub>.

## 1.2 OBJETIVO

### 1.2.1 Objetivo Geral

Obter dados de estudo técnico e econômico de processos de captura pós-combustão de CO<sub>2</sub> por membrana, absorção química e a partir do emprego de um sistema híbrido com separação por membranas e por absorção química através de simulação. O combustível de trabalho é o gás natural e a finalidade do processo é reduzir emissão de CO<sub>2</sub> para atmosfera. Os casos de captura de CO<sub>2</sub> avaliados nesse processo objetivam atingir a percentagem de captura recomendada pelo IPCC. No relatório do IPCC de 2005, a recomendação é capturar 90% do CO<sub>2</sub> produzido através de queima de combustíveis fósseis. A fração molar do CO<sub>2</sub> produzido nesses processos é de 96%, conforme VISSER e outros em 2008, que permita seu uso comercial, no caso, recuperação avançada de petróleo em ciclo fechado.

### 1.2.2 Objetivos Específicos

1. Estudar processos de captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão por membrana, absorção química, e um híbrido utilizando membrana e absorção química:

- Simular os processos para uma determinada vazão e composição em todos os casos;
- Avaliar os processos simulados economicamente obtendo preço de CO<sub>2</sub> e percentagem de queda do VPL;

2. Avaliar soluções para redução de custo de captura por membrana e híbrido:

- Estudar custo máximo com sistema de compressão e área de membrana;
- Estudar seletividade e permeabilidade mínimas;

3. Contextualizar o menor preço de CO<sub>2</sub> obtido no trabalho.

### 1.3 ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

Esta dissertação está dividida em 6 capítulos:

O primeiro capítulo é a introdução. Este capítulo apresenta as justificativas, os objetivos e a estrutura da dissertação.

O segundo capítulo é o referencial da literatura. Este capítulo apresenta o referencial teórico, e é dividido em quatro partes: mercado de carbono e tecnologias de captura; separação por absorção química; separação por membrana; e avaliação econômica.

O terceiro capítulo é a metodologia. Este capítulo apresenta os métodos utilizados na pesquisa e as premissas e bases adotadas. Este capítulo é dividido em cinco partes: unidade termelétrica sem captura; separação por absorção química; separação por membrana; processos híbridos; e comparação entre os processos.

O quarto capítulo é desenvolvimento do estudo e resultados. Este capítulo apresenta os dados obtidos através da pesquisa. Esses dados são definidos na metodologia. Este capítulo é dividido nas mesmas partes da metodologia.

O quinto capítulo é a conclusão.

O sexto capítulo apresenta as referências citadas em toda a dissertação.

## **2 REVISÃO DE LITERATURA**

### **2.1 MERCADO DE CARBONO E TECNOLOGIAS DE CAPTURA**

#### **2.1.1 Efeito Estufa**

O CO<sub>2</sub> é o gás que mais contribui para elevar a temperatura da Terra. A maioria dos cientistas dizem que o acúmulo de gases do efeito estufa na atmosfera pode provocar um número cada vez maior de enchentes, secas, aumento de frequência e intensidade de tempestades, ondas de calor e elevação do nível dos oceanos. Outros gases também contribuem para o efeito estufa, como por exemplo: vapor d'água, óxidos de nitrogênio, metano e freons. A abundante presença de CO<sub>2</sub> na atmosfera é justificada por dois motivos, concentração natural de CO<sub>2</sub> na atmosfera e o aumento extensivo das atividades humanas na Terra (IPCC, 2013).

Este fenômeno é consequência do uso intensivo de combustíveis fósseis como os derivados do petróleo, o carvão mineral e o gás natural, e outras atividades humanas que emitem GEE. Essas fontes de energia abundantes e de baixo custo moldaram as sociedades modernas, que hoje dependem delas para gerar energia necessária para o funcionamento de indústrias, aviões, automóveis e aparelhos doméstico movidos a eletricidade (IPCC, 2013).

É certo que a temperatura média global tem aumentado desde o final do século XIX. As três últimas décadas foram mais quentes do que as décadas anteriores que tiveram a temperatura média global registrada, e que 2000 foi a mais quente. Entre 2000 e 2009, o aumento da taxa de emissão de CO<sub>2</sub> foi 3,2% (IPCC, 2013). Sendo que o acúmulo de dióxido de carbono na atmosfera, oriundo das emissões, chega a três bilhões de toneladas por ano, sem perspectiva, em curto prazo, de que a situação seja resolvida. Por ter uma base energética relativamente limpa (hidrelétricas), a contribuição do Brasil para a redução do efeito estufa é através da mitigação do desmatamento (MOUTINHO et al., 2000).

#### **2.1.2 Protocolo de Quioto e mercado de carbono**

A preocupação com o aquecimento global vem desde a década de 1970, mas foi intensificada na Eco-92. A Eco-92 foi a Conferência das Nações Unidas sobre o Meio Ambiente e Desenvolvimento, realizado no Rio de Janeiro, em junho de 1992. Essa conferência reuniu 100 chefes de Estado para debater sobre desenvolvimento sustentável. Um

dos temas debatidos nessa conferência foi mudança climática. Esse debate foi base para a criação do Protocolo de Quioto em 1997, resolução de vários países que visa reduzir as emissões de gases causadores do efeito estufa (PLANETA SUSTENTÁVEL, 2012).

Esse protocolo foi resultado de um encontro entre representantes de vários países em Quioto, no Japão, sendo que os países desenvolvidos assumiram metas de redução de emissão de GEE em pelo menos 5 % abaixo dos níveis de 1990 no período de compromisso de 2008 a 2012. Fontes renováveis de produção de energia e tecnologias de sequestro do CO<sub>2</sub> são reconhecidos pelo Protocolo de Quioto como meio de redução de emissões de Gases do Efeito Estufa. Nesse dispositivo os países em desenvolvimento implantam atividades que subtraem carbono da atmosfera e em troca recebem “Certificado das Emissões Reduzidas – CER” conhecidos como crédito de carbono que então devem ser comercializados com os países industrializados em um mercado internacional conhecido como “Mercado de Carbono” (UNITED NATIONS, 1998).

Entretanto, evidências de mudanças climáticas aumentaram depois do lançamento desse protocolo. Essas evidências são decorrentes de diversos fatores, um deles, o aumento de emissões de GEE entre 2005 e 2011 (IPCC, 2013). Desta forma, ficou evidente a necessidade de um acordo diferente do que houve em Quioto. Um acordo aceito por cientistas e ambientalistas foi o de Paris, na COP 21, em 2015. Segundo o IPCC, em 2013, este aumento, aparentemente insignificante, pode causar danos catastróficos ao ser humanos, a exemplo de inundação das cidades litorâneas e redução da oferta de alimento e água potável. Neste acordo, cada país, através de seus líderes, publicou seu plano de ação, e ficou responsável de monitorar suas ações a cada 5 anos a partir de 2020 (COP 21, 2015).

Quanto aos mercados de carbono, existem dois ambientes em que são comercializados créditos de carbono, oriundos da implantação e validação de tecnologias de menor emissão de GEE. Esses dois ambientes são: os Mercados Regulados de Crédito de Carbono, criados a partir do Protocolo de Quioto; e os Mercados Voluntários de Crédito de Carbonos. Os mercados de crédito de carbono são ambientes diretamente relacionados com os movimentos da economia mundial. Em virtude das recentes crises econômicas ao redor do mundo, o valor da tonelada de carbono vem sofrendo consecutivas reduções. Isso pode fragilizar o uso deste instrumento econômico para a difusão das tecnologias de CCS. As tecnologias CCS podem ser consideradas como tecnologias de transição entre as tecnologias de fim de tubo e as tecnologias mais limpas. Estas são divididas em três etapas: captura, transporte, e armazenamento (CÂMARA, 2012).

### 2.1.3 Tecnologias de captura e sequestro de carbono

O processo de captura de  $\text{CO}_2$  pode ser realizado de três formas: pós-combustão; pré-combustão e oxi-combustão. A Figura 3 apresenta a captura de  $\text{CO}_2$  pós-combustão, Figura 4 apresenta a captura de  $\text{CO}_2$  pré-combustão, e Figura 5 apresenta a captura de  $\text{CO}_2$  oxi-combustão. É possível capturar  $\text{CO}_2$  utilizando diversas tecnologias. Exemplos de tecnologias de captura de  $\text{CO}_2$  são apresentados no Quadro 1 (IPCC, 2005).

Várias tecnologias de captura pós-combustão estão em desenvolvimento, sendo que as mais estudadas são: absorção, adsorção, membrana e criogenia. O processo de absorção e o de adsorção dividem-se em separação química e física. A absorção química pode ser através de amônia, aminas, alcanolaminas e aminoácidos. As alcanolaminas, principalmente o MEA, monoetanolamina, tem sido usado comercialmente, sendo este o estado-de-arte para captura de  $\text{CO}_2$  pós-combustão (Global CCS Institute, 2014).

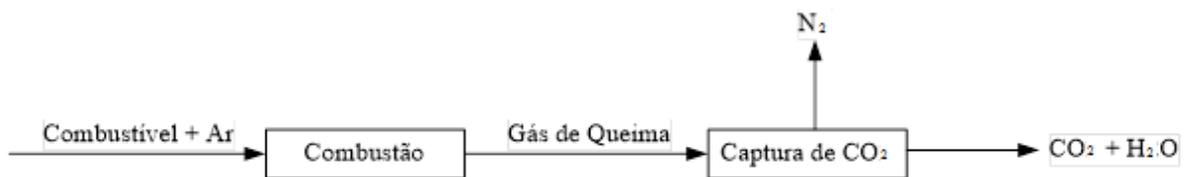


Figura 3 – Captura de  $\text{CO}_2$  Pós-Combustão

Fonte: IPCC, 2005

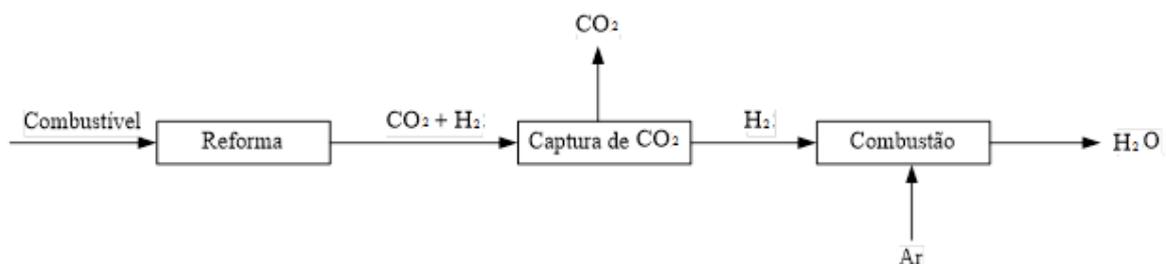


Figura 4 – Captura de  $\text{CO}_2$  Pré-Combustão

Fonte: IPCC, 2005

A absorção física, geralmente por glicóis, é bastante desenvolvida para pré-combustão. A adsorção química é através de óxidos metálicos, enquanto a adsorção física, por zeólitas. A tecnologia de membrana foi, inicialmente, desenvolvida para produção de gás natural, sendo que o material mais usado é o acetato de celulose, entretanto outros polímeros foram

desenvolvidos. A criogenia é uma tecnologia que produz  $\text{CO}_2$  através da separação com apenas uma coluna, e produz  $\text{CO}_2$  conforme o diagrama termodinâmico (Global CCS Institute, 2014).



Figura 5 – Captura de  $\text{CO}_2$  Oxi-Combustão  
Fonte: IPCC, 2005

Segundo relatório do Global CCS Institute de 2014, uma unidade de captura de  $\text{CO}_2$  pós-combustão em operação é a de Shell/Cansolv no Canadá. Esta utiliza a tecnologia de absorção com MEA e o combustível que produz o gás de queima é carvão mineral. Há, também, uma planta similar da Mitsubishi nos Estados Unidos e que está prevista para inaugurar no final de 2016 (PETRA NOVA, 2016).

Quadro 1 – Tecnologias de Captura de  $\text{CO}_2$

Processo de Separação	Gás Natural $\text{CO}_2/\text{CH}_4$		Pós-Combustão $\text{CO}_2/\text{N}_2$	
	Atual	Emergente	Atual	Emergente
Tecnologia de Captura				
Absorção	Solventes Físicos	Melhores Solventes	Solventes Químicos	Melhores Solventes
	Solventes Químicos	Novos Equipamentos		Novos Equipamentos
		Melhoria no Fluxograma		Melhoria no Fluxograma
Membranas	Poliméricas	Cerâmicas	Poliméricas	Cerâmicas
		Transporte Facilitado		Transporte Facilitado
		Carvão		Carvão
		Contactores		Contactores
Adsorção	Zeólitas		Zeólitas	Carbonatos
	Carvão Ativado		Carvão Ativado	Adsorventes a Base de Carvão
Criogenia	Processo Ryan-Homes		Liquefação	Processos Híbridos

Processo de Separação	Oxi-Combustão O <sub>2</sub> /N <sub>2</sub>		Pré-Combustão CO <sub>2</sub> /H <sub>2</sub>	
	Atual	Emergente	Atual	Emergente
Tecnologia de Captura				
Absorção	-	Solventes Biológicos	Solventes Físicos Solventes Químicos	Melhores Solventes Novos Equipamentos Melhoria no Fluxograma
Membranas	Poliméricas	Troca Iônica	Poliméricas	Cerâmicas Paládio Reator Contactores
Adsorção	Zeólitas Carvão Ativado	Transporte Facilitado Adsorventes para O <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> Looping-Químico	Zeólitas Carvão Ativado Alumina	Silicatos
Criogenia	Destilação	Destilação Modificada	Liquefação	Processos Híbridos

Fonte: IPCC, 2005

Outra unidade em planejamento avançado é também de absorção com amina, na Holanda. Entretanto, esta deve utilizar gás de queima de biomassa. Também há outras unidades de pós-combustão citadas no relatório do IPCC de 2005. O Quadro 2 apresenta o estado da arte para as diversas tecnologias pós-combustão do ponto de vista comercial (Global CCS Institute, 2014).

Quadro 2 – Estágio de teste para tecnologia pós-combustão

Tecnologia	Estado da Arte
Absorção com Amina	Industrial
Absorção com Aminoácido	Piloto
Absorção com Amônia	Demonstrativo
Líquido Iônico	Laboratório
Adsorção (TSA e PSA)	Piloto
Looping de Cálcio	Piloto
Membrana	Piloto
Criogenia	Piloto

Fonte: Global CCS Institute, 2014

## 2.2 COMBUSTÃO E CICLO TÉRMICO

A combustão pode ser definida como uma reação química exotérmica rápida entre duas substâncias, um combustível e um comburente. As reações exotérmicas são as que liberam energia térmica. O combustível é a substância que oxida-se, contendo em sua composição, principalmente, carbono e hidrogênio, e, eventualmente e em menores teores, outros elementos reagentes, como oxigênio e enxofre, ou ainda outros elementos ou compostos que não participam da reação de combustão, como a água. Comburente é o componente da reação de combustão que fornece o oxigênio. Em geral, é usado o ar atmosférico, que apresenta a grande vantagem de não ter custo de fornecimento. Entretanto, o ar contém relativamente pouco oxigênio, existindo 3,76 volumes de nitrogênio por volume de oxigênio (21% em percentagem volumétrica ou 23% em percentagem por peso atômico), além de trazer sempre alguma umidade (PROCEL, ELETROBRÁS, 2005).

Os produtos da combustão são tipicamente gasosos. Contudo, os elementos do combustível que não oxidam-se ou já estão oxidados vão constituir as cinzas. Os combustíveis podem ser classificados de acordo com seu estado físico nas condições ambientes em:

- Sólidos: madeira, bagaço de cana, turfa, carvão mineral, carvão vegetal, coque de carvão, coque de petróleo, etc.
- Líquidos: líquidos derivados de petróleo, óleo de xisto, alcatrão, licor negro (lixívia celulósica), álcool, óleos vegetais, etc.; ou
- Gasosos: metano, hidrogênio, gases siderúrgicos (gás de coqueria, gás de alto forno, gás de aciaria), gás de madeira, biogás, etc.

Alguns combustíveis podem situar-se em uma ou outra classificação, dependendo da pressão. Por exemplo, o gás liquefeito de petróleo (GLP), uma mistura de butano e propano, sob pressões relativamente baixas, pode estar no estado líquido (PROCEL, ELETROBRÁS, 2005).

## 2.3 SEPARAÇÃO POR ABSORÇÃO QUÍMICA

### 2.3.1 Tecnologia de Absorção

A tecnologia de absorção é um processo de separação de mistura de gases na qual utiliza-se um solvente líquido para remover um ou mais componentes da mistura. Este

processo pode ser classificado de duas formas: absorção física e absorção química. Na absorção química, o solvente reage quimicamente com um dos componentes da mistura gasosa. Esta reação pode ser tanto exotérmica como endotérmica. Na absorção física, o solvente não reage com nenhum componente da mistura gasosa, mas tem mais afinidade para determinados componentes em detrimento de outros. Desta forma, esta separação ocorre exclusivamente mediante condensação das espécies químicas atraídas pelo solvente, ou seja, o processo é exotérmico. Entretanto, sempre é reversível, enquanto que na absorção química, a depender da reação, o processo pode ser irreversível (KOHL; NIELSEN, 1997).

Devido ao equilíbrio líquido-vapor existente nos processos de absorção, este processo assemelha-se ao de destilação quando trata-se de equipamento de separação. Assim como as colunas de destilação, as de absorção também podem ser projetadas com pratos ou recheio (KOHL; NIELSEN, 1997). Os pratos podem ser valvulados ou com furos conforme Figuras 6, 7 e 8. Um exemplo de recheios para colunas está apresentado na Figura 9 que pode ser estrutura conforme Figura 10.

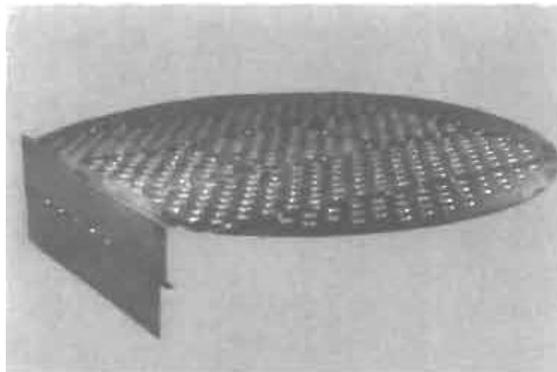


Figura 6 – Pratos Valvulados  
Fonte: KOHL; NIELSEN, 1997

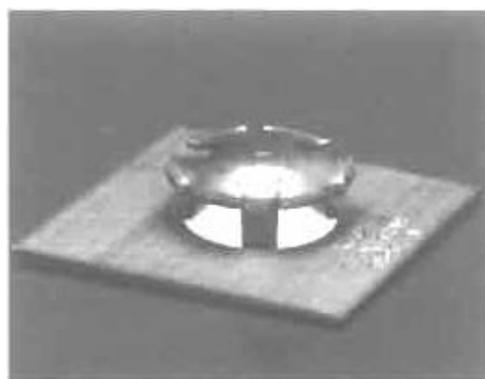


Figura 7 – Válvula padrão para pratos de coluna  
Fonte: KOHL; NIELSEN, 1997

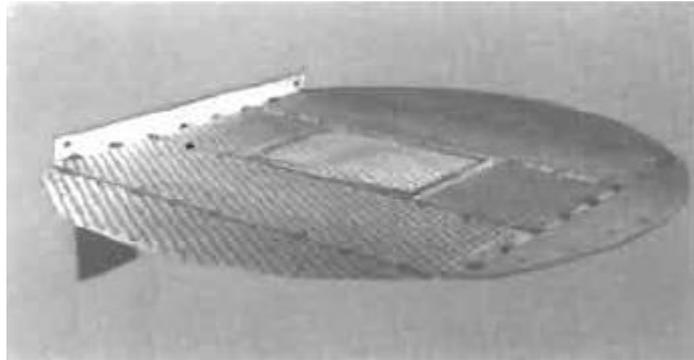


Figura 8 – Pratos com furos  
Fonte: KOHL; NIELSEN, 1997



Figura 9 – Recheios para coluna  
Fone: KOHL; NIELSEN, 1997

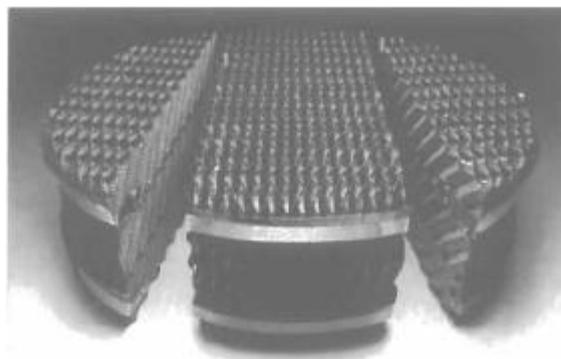


Figura 10 – Estrutura típica para recheio  
Fonte: KOHL; NIELSEN, 1997

### 2.3.2 Absorção Química de CO<sub>2</sub>

Tecnologia de absorção química de CO<sub>2</sub> é um processo que ocorre através da reação de neutralização entre o CO<sub>2</sub>, óxido ácido, com uma base. As bases mais estudadas para capturar CO<sub>2</sub> são as alcanolaminas, sendo que há desenvolvimento de projeto de absorção química de CO<sub>2</sub> utilizando a amônia com um aminoácido como solvente. Neste processo, há duas colunas, uma de absorção e outra de regeneração (SONGOLZADEH et al, 2014).

Dois fluidos alimentam a coluna de absorção: o gás de queima, no fundo e o solvente líquido com MEA, no topo. Essa absorção produz dois fluidos de saída: O CO<sub>2</sub> misturado com o solvente vai para o fundo e o ar com 10 % molar do CO<sub>2</sub> presente no gás de queima vai para o topo. Na regeneração, o fluido que alimenta a coluna é o produto de fundo da coluna absorvedora. O processo de regeneração, assim como a coluna de absorção, produz dois fluidos de saída: O CO<sub>2</sub> para desidratação e especificação vai para o topo e o solvente que alimenta a coluna de absorção vai para o fundo. A coluna de absorção opera entre 40 e 60°C, e a de regeneração em torno de 100 e 140°C (IPCC, 2005). O fluxograma deste processo utilizando alcanolamina como solvente é apresentada na Figura 11.

A reação entre o CO<sub>2</sub> e a alcanolamina ocorre em quatro etapas: a ionização da água; a hidrólise e ionização do CO<sub>2</sub> dissolvido; a protonação da amina e a formação do carbamato (KOHL; NIELSEN, 1997). As Equações 2.1 a 2.4 apresentam a equação química correspondente às respectivas etapas.



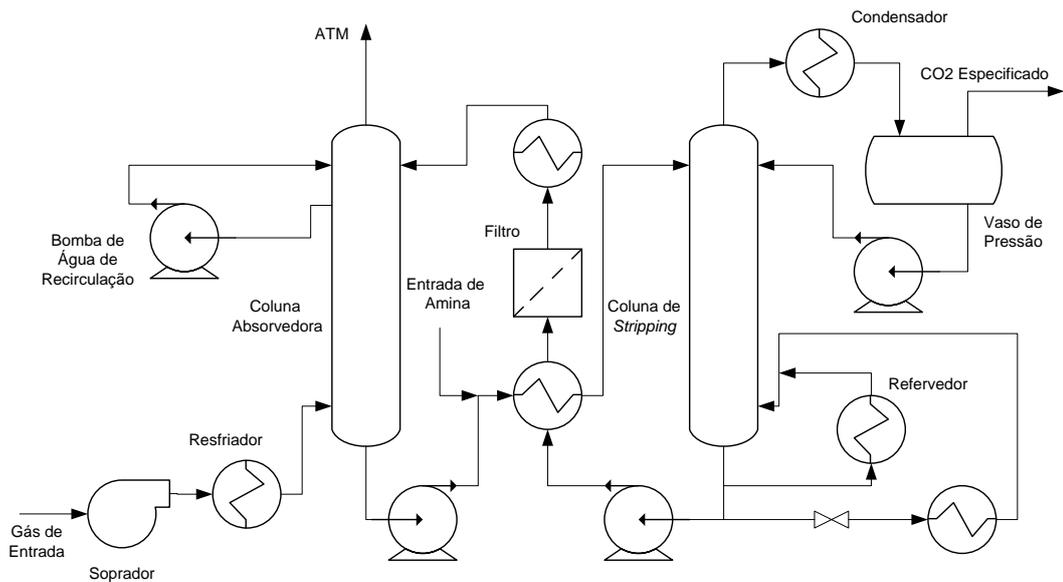


Figura 11 – Fluxograma de captura de CO<sub>2</sub> por absorção  
Fonte: IPCC, 2005

### 2.3.3 Solventes

As substâncias químicas mais estudadas para captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão por absorção são as alcanolaminas. Todavia, outros compostos também estão em estudo, como os aminoácidos e a amônia. Os aminoácidos não volatilizam, possuem alta tensão superficial, são mais resistentes a degradação do que as aminas, entretanto sua performance diminui em presença de oxigênio. A amônia não degrada na presença de SO<sub>2</sub> e O<sub>2</sub>, não corrói, requer menos energia do que as aminas na *stripper*, e possui menor custo. As dificuldades de utilizar-se amônia neste processo de absorção é a sua regeneração à baixa temperatura. Na regeneração, ocorre produção de um sólido que ocasiona problemas de operação. Além disso, a absorção com amônia pode provocar explosão em altas concentrações de CO<sub>2</sub> (SONGOLZADEH et al, 2014).

Três projetos são os pioneiros da captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão por absorção com amina: Lummus, Fluor Daniel e a Mitsubishi. A Lummus utiliza solução aquosa de MEA, monoetanolamina, entre 15 e 20% mássico; a Fluor Daniel utiliza solução aquosa de MEA 30% mássico, e a Mitsubishi utiliza solução aquosa com três solventes: K1, K2 e K3. (IPCC, 2005). Através da Tabela 2, é possível inferir que a unidade da Fluor Daniel consome menos energia.

Devido à alta penalização energética do processo de captura utilizando este processo, estudos de viabilidade econômica utilizaram como consideração que 65% do CO<sub>2</sub> podem ser capturados tendo como premissa composição de gás de queima de 10% de CO<sub>2</sub>, a exemplo de gás natural, e produção de 690 toneladas de CO<sub>2</sub> por hora. Estudos econômicos mostram que o custo de captura de CO<sub>2</sub> é de € 60,58 por tonelada de CO<sub>2</sub> capturado, considerando uma planta de produção de 3.575.826 toneladas de CO<sub>2</sub> por ano (ROMEIO; BOLEA; ESCOSA, 2008). Através dos dados de conversão de moeda entre Euro e Dólar presente no site do Portal do Brasil, este custo corresponde a US\$ 80,80 por tonelada de CO<sub>2</sub> capturado. Outras aminas também já foram estudadas para a captura de CO<sub>2</sub>. A Figura 12 apresenta a estrutura molecular das principais alcanolaminas (KOHL; NIELSEN, 1997).

Tabela 2 – Dados das unidades de captura de CO<sub>2</sub> por absorção com aminas

	Unidade	Lummus	Fluor Daniel	Mitsubish
Fração molar de CO <sub>2</sub> no gás de queima	%	13,3	13,2	15
Consumo de Energia Elétrica por CO <sub>2</sub> Capturado	kWh/tCO <sub>2</sub>	119	91,5	118,84
Consumo de calor por CO <sub>2</sub> Capturado	GJ/tCO <sub>2</sub>	2,76	3,95	-

Fonte: ROMEIO; BOLEA; ESCOSA, 2008

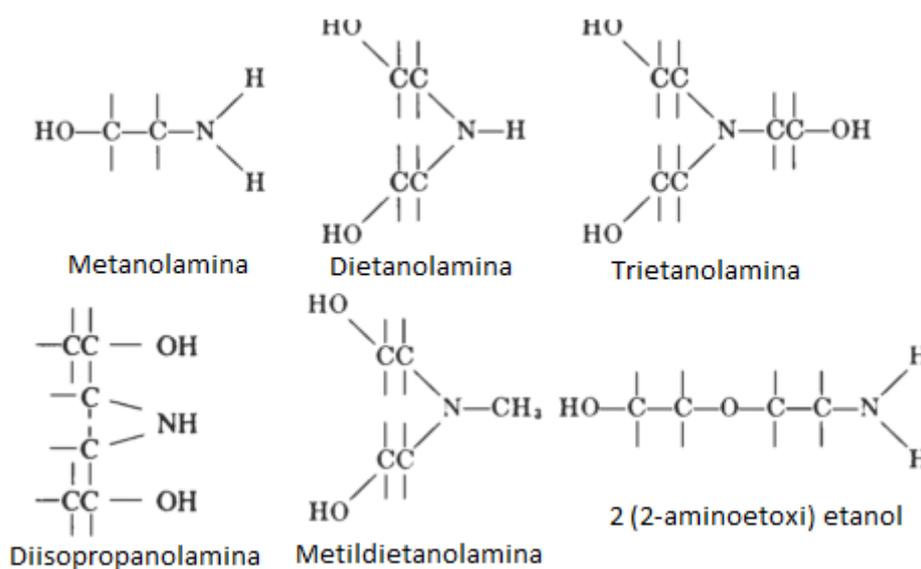


Figura 12 – Principais alcanolaminas

Fonte: KOHL; NIELSEN, 1997

## 2.4 SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

### 2.4.1 Tecnologia de Membranas

A tecnologia de membranas é um processo de separação de fluidos baseado na lei de *Fick* de transferência de massa, na qual a força motriz é a diferença de pressão parcial. Neste processo, a membrana é uma barreira semipermeável que restringe a passagem das moléculas permitindo que algumas espécies químicas atravessem a membrana em uma taxa de transferência de massa maior que as outras. A propriedade física que expressa esta taxa é a permeabilidade. A seletividade é a razão entre permeabilidade de dois compostos de uma mistura. A Figura 13 ilustra como funciona um módulo de membrana, e a Equação 2.5 representa este processo.

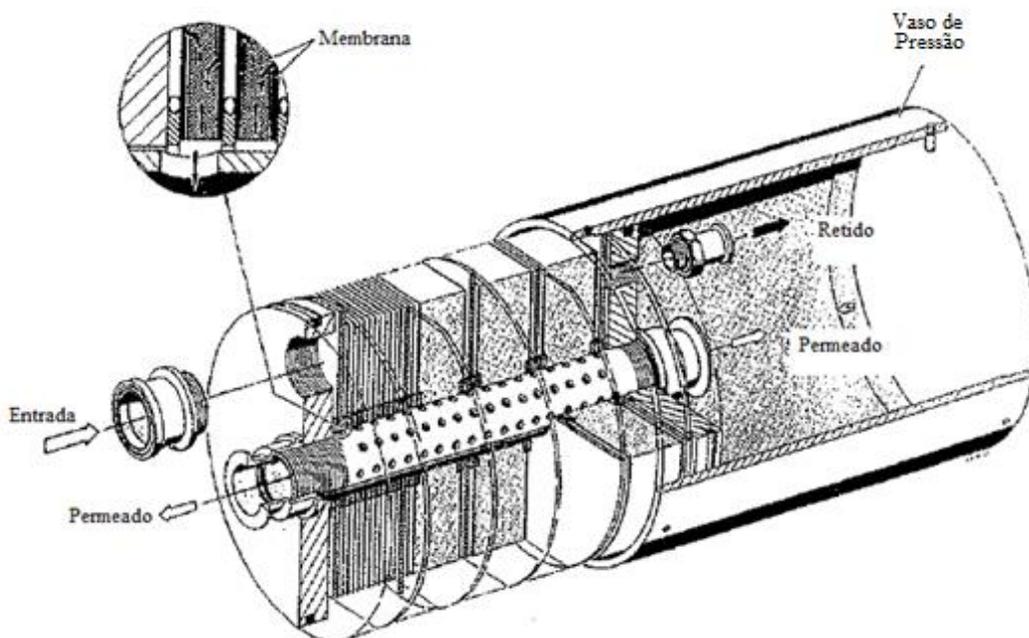


Figura 13 – Módulo de Membrana  
Fonte: NUNES; PEINEMAN, 2001

$$J_i = \frac{P_i}{\delta} Am(x_i P_f - y_i P_p) = \frac{P_i}{\delta} Am \Delta P$$

Equação 2.5

Nesta equação,  $J_i$  é o fluxo do componente  $i$  que permeia a membrana (kmol/s),  $P_i$  é a permeabilidade do componente  $i$  [kmol.m/(s.m<sup>2</sup>.bar)],  $\delta$  é a espessura da membrana (m),  $A_m$  é a área da membrana (m<sup>2</sup>),  $x_i$  é a fração molar do componente  $i$  no tubo de entrada,  $y_i$  é a fração molar do componente  $i$  no permeado os lados,  $P_f$  é a pressão do tubo de entrada e  $P_p$  é a pressão do permeado. A permeabilidade  $P_i$  é também vulgarmente expressa em barrer (HO et al., 2008). Barrer é igual a  $10^{-10}$  cm<sup>3</sup>.cm/(cm<sup>2</sup>.s.mmHg) (NUNES; PEINEMAN, 2001).

Apesar de a captura de CO<sub>2</sub> a partir de gás de queima por absorção ser realizada em escala comercial, outros processos podem apresentar vantagens em alguns casos. Processo de captura de CO<sub>2</sub> por membrana pode apresentar as seguintes vantagens:

- Alta eficiência energética para separação devido ao equilíbrio do processo (quando utiliza-se materiais de alta seletividade);
- Processo industrialmente estabelecido, incluindo a separação de ar, recuperação de hidrogênio e remoção de dióxido de carbono a partir de gás natural;
- Densidade de compactação elevada, e, portanto, as instalações relativamente pequenas (BOUNACEUR et al., 2006);
- Este processo não gera resíduo (SONGLOLZADEH et al., 2014).

A diferença de pressão necessária para a separação com membrana pode ser obtida de duas formas: o sistema de compressão a montante do equipamento de separação ou descompressão do permeado através de bomba a vácuo (BOUNACEUR et al., 2006), (HO et al., 2008) e (HE et al., 2011). Os respectivos fluxogramas são apresentados na Figura 14. Estudos apontaram que a separação por membrana utilizando vácuo com um estágio de membrana é mais vantajoso do que o processo que utiliza sistema de compressão, apesar de necessitar de mais área para separação. Isto acontece devido ao baixo consumo energético para fazer vácuo em relação ao consumo energético do sistema de compressão (HO et al., 2008).

O fluxograma apresentado na Figura 15 não considera a necessidade de pré-tratamento do gás a montante dos módulos de membrana. Este pré-tratamento depende das características do gás e do material da membrana. A captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão utilizando membrana comercial de acetato de celulose, por exemplo, exige processo de desidratação devido ao teor de água no gás que não é suportado pela membrana. Isto porque o acetato de celulose é um material hidrofílico. A depender do material, deve-se fazer também a remoção de enxofre (HO et al., 2008). A Figura 9 apresenta um fluxograma com esses tratamentos.

Atualmente, há quatro tipos de módulo de membrana de uso comercial na indústria, nas quais destacam-se: módulo tubular, módulo quadro e placas, módulo espiral e módulo de

fibras ocas. A representação destes está nas Figuras 16 a 19, respectivamente. Os módulos espiral e fibras ocas impactam menos custo de fabricação e necessitam de menos área para instalação, entretanto, são mais susceptíveis à incrustação. No caso da captura de CO<sub>2</sub>, os módulos de fibra oca ou em espiral são os mais indicados para a captura de CO<sub>2</sub>. A membrana de fibra oca foi a escolhida por ser utilizada comercialmente no pré-sal para especificação de gás natural (NAKAO, 2010) e (CARAMELLO, 2002).

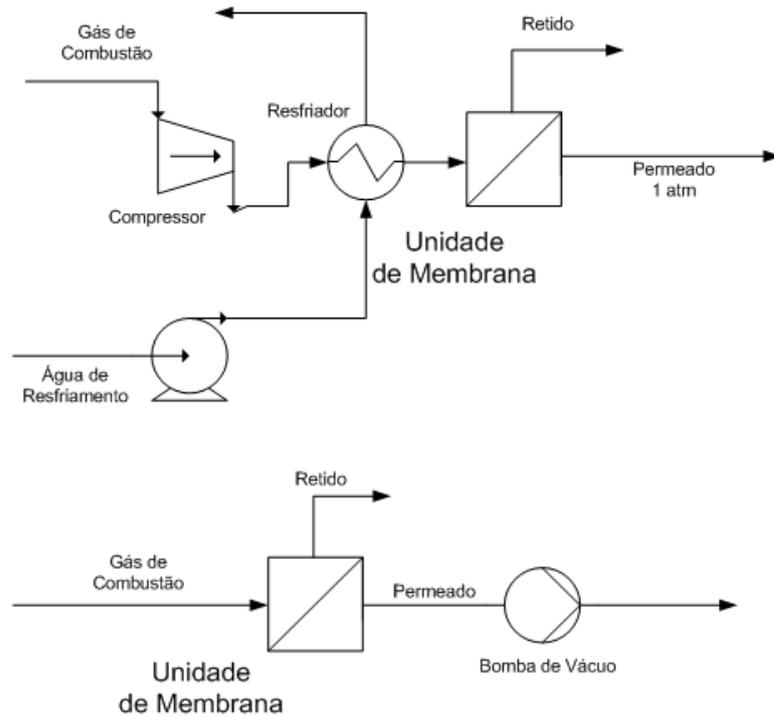


Figura 14 – Fluxogramas de Processo de Separação por Membrana  
Fonte: Adaptado de HE et al, 2011

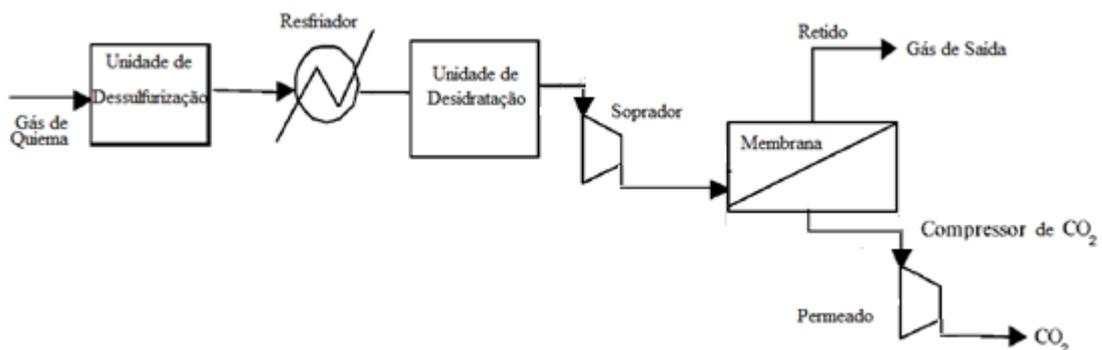


Figura 15 – Fluxograma de Captura de CO<sub>2</sub> por Membrana  
Fonte: Adaptado de HO et al., 2008

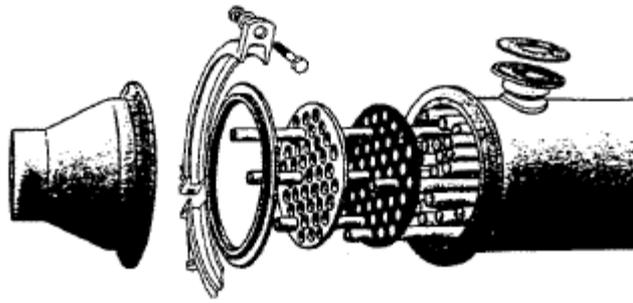


Figura 16 – Módulo Tubular  
Fonte: CARMELLO, 2002

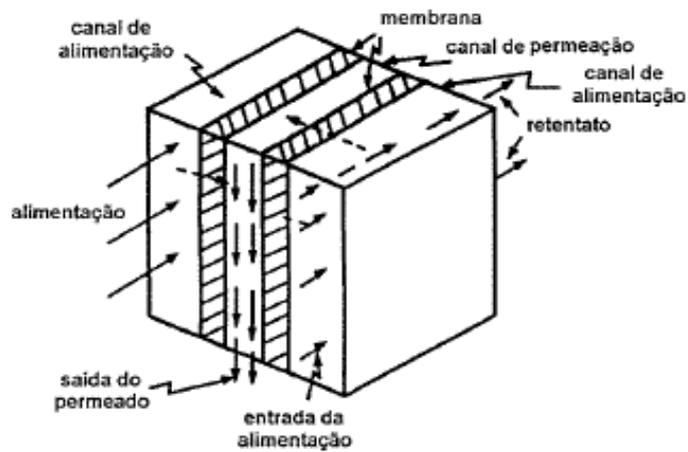


Figura 17 – Módulo quadro e placas  
Fonte: CARMELLO, 2002

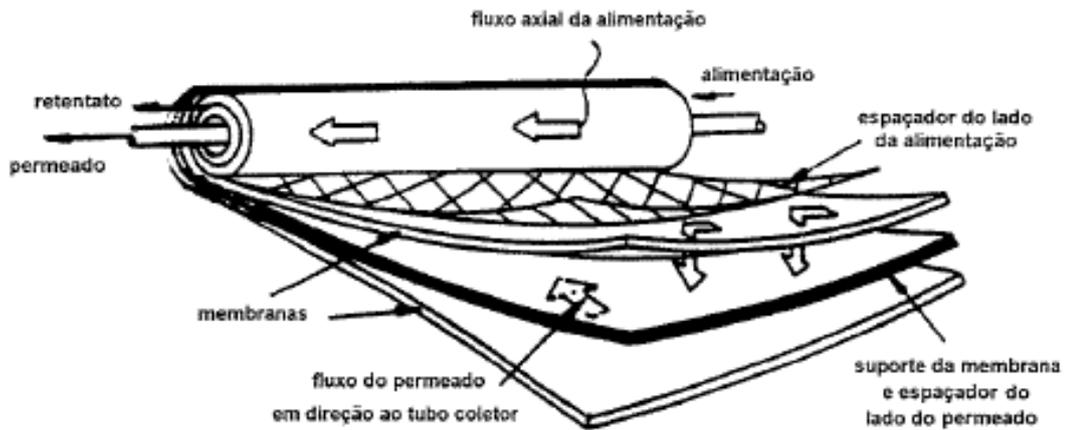


Figura 18 – Módulo em Espiral  
Fonte: CARMELLO, 2002

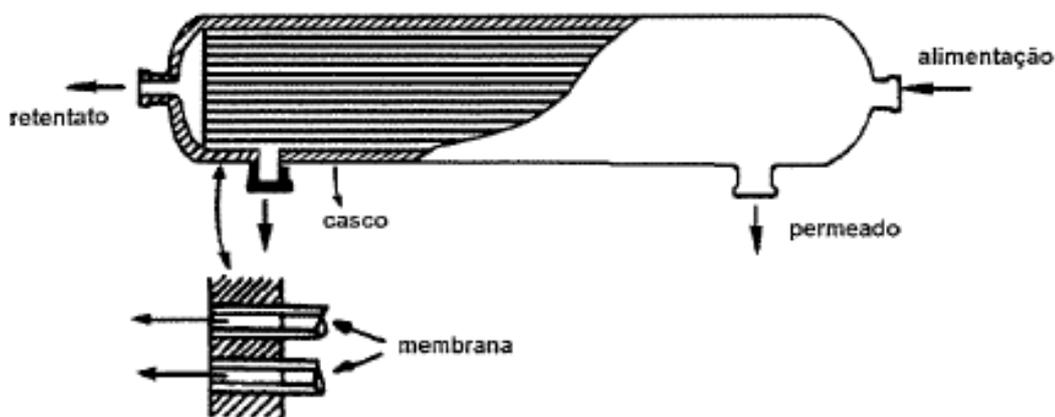


Figura 19 – Módulo de Fibras Ocas  
Fonte: CARMELLO, 2002

#### 2.4.2 Limitação da Captura de CO<sub>2</sub> por Membranas

Estudos apontam que é impossível capturar mais 90% do CO<sub>2</sub> obtendo uma pureza de 90% através de gás de queima com concentrações de CO<sub>2</sub> menores que 10% utilizando membrana de acetato de celulose com apenas um estágio (BRUNETTI et al., 2014). Esta informação é bem representada na Figura 20. Entretanto, é possível obter alta pureza de CO<sub>2</sub> através de um segundo estágio, conforme Figura 21. Nestas Figuras,  $y$  é a fração molar de CO<sub>2</sub> no permeado,  $x_{in}$  é a fração molar de CO<sub>2</sub> na entrada, e  $\alpha$  é a seletividade da membrana (BELAISSAOUI et al., 2012). Com relação a materiais de membrana, os mais estudados são os poliméricos.

Não é possível capturar 90% do CO<sub>2</sub> produzindo CO<sub>2</sub> 96% molar utilizando gás de queima visto que a composição de CO<sub>2</sub> neste gás é abaixo de 15%. Esta separação deve ser em mais de um estágio. Desta forma, várias configurações de membrana com reciclo foram propostas. As Figuras 22 e 23 apresentam algumas configurações.

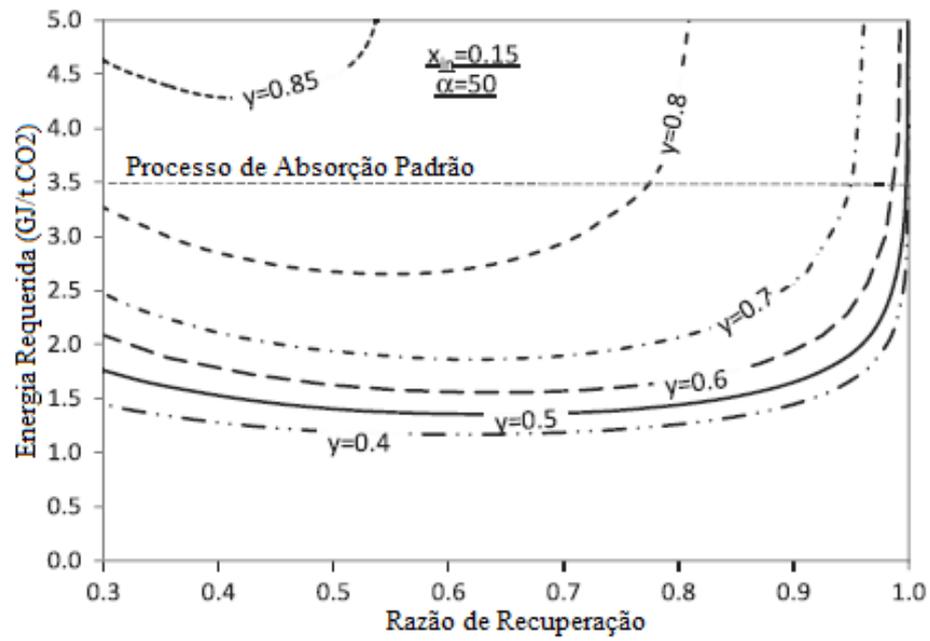


Figura 20 – Simulação de 1º estágio de captura de CO<sub>2</sub>  
 Fonte: Adaptado de BELAISSAOUI et al., 2012

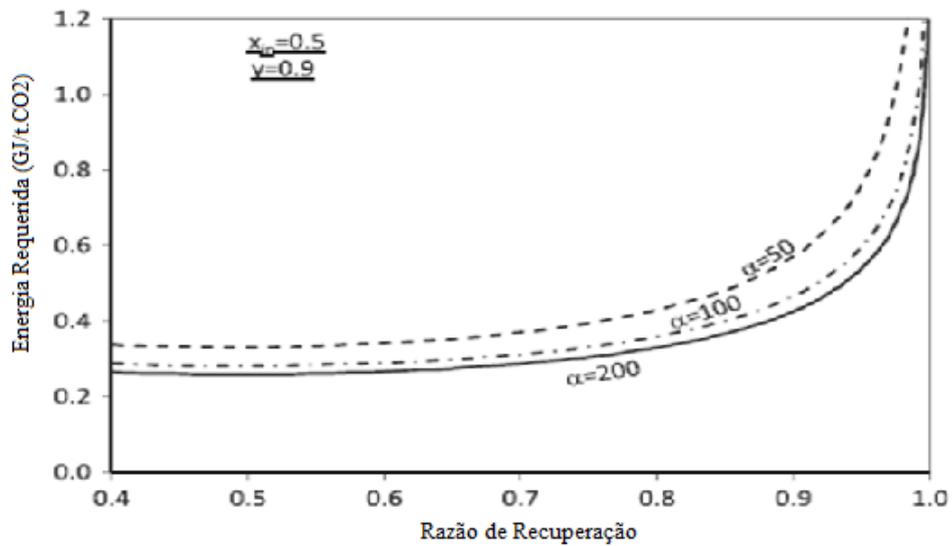


Figura 21 – Simulação de 2º estágio de captura de CO<sub>2</sub>  
 Fonte: Adaptado de BELAISSAOUI et al., 2012

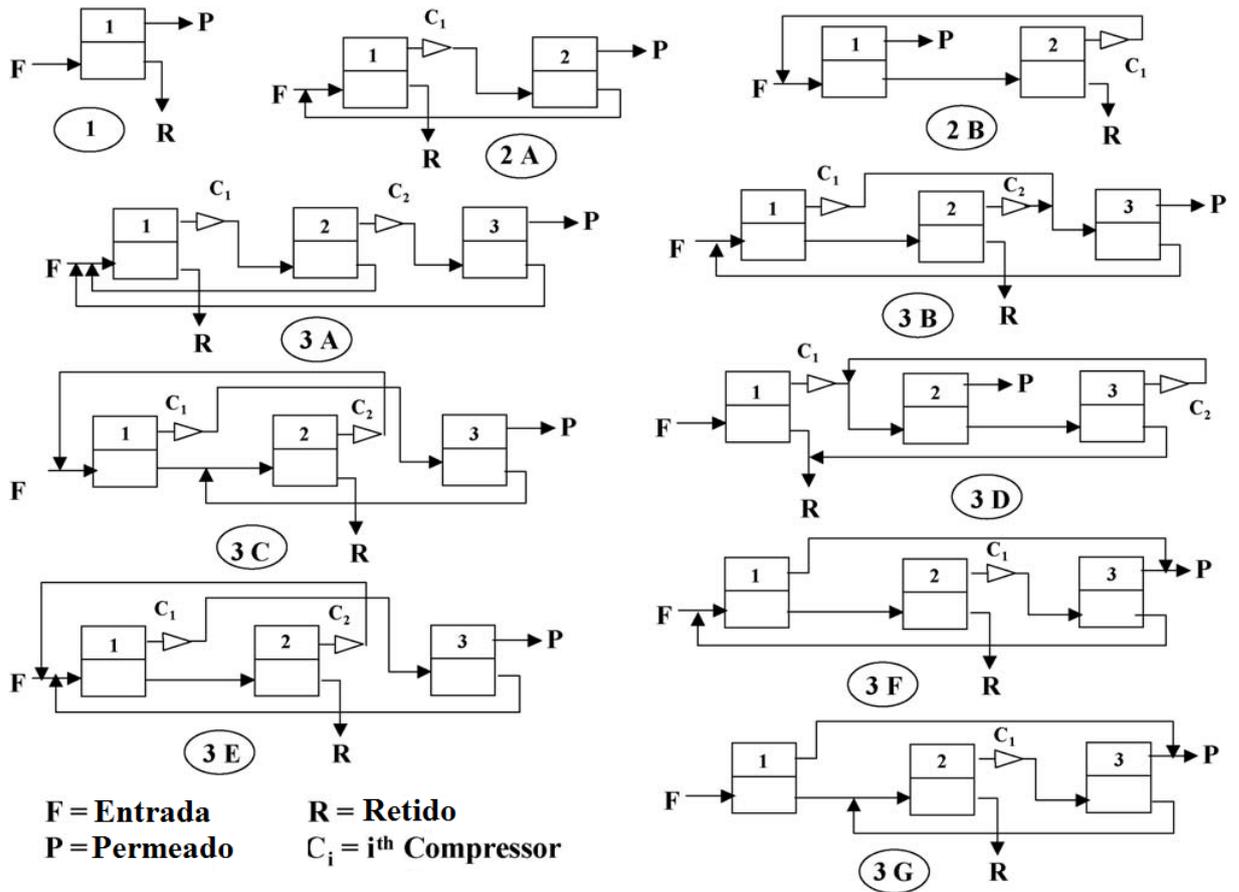


Figura 22 – Configurações de membranas  
 Fonte: DATA e SEN, 2006

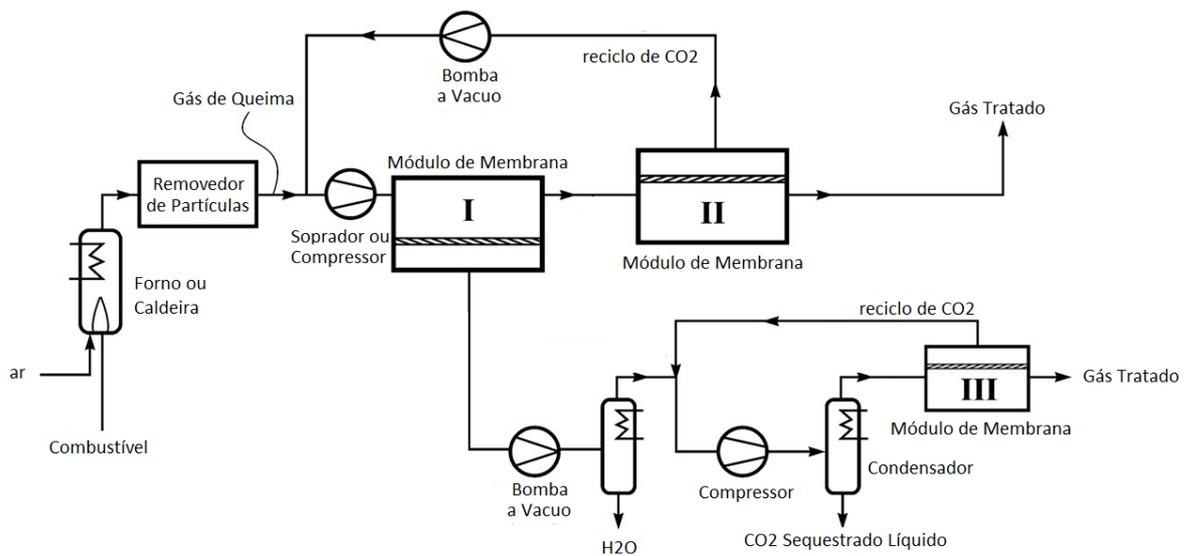


Figura 23 – Configurações de membranas  
 Fonte: MERKEL et al., 2010

### 2.4.3 Materiais de Membranas para Captura de CO<sub>2</sub> Pós-Combustão

As membranas comerciais são as poliméricas. Na Tabela 3, estão apresentadas as permeabilidades de CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, e CH<sub>4</sub> em alguns exemplos dessas membranas. Observa-se que as seletividades de CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> nestes materiais estão entre 3 e 34. O custo e preparação destes materiais na indústria ainda são os principais motivos para que sejam o estado da arte para captura de CO<sub>2</sub> por membrana. Outra informação importante obtida através desta Tabela é a seletividade de CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> no acetato de celulose, que é menor apenas do que a seletividade na poliamida. O preço do material é o fator que determina o material da membrana neste caso.

Tabela 3 – Permeabilidade e Seletividade em Materiais Poliméricos

Polímero	P do H <sub>2</sub> (Barrer)	P do N <sub>2</sub> (Barrer)	P do O <sub>2</sub> (Barrer)	P do CH <sub>4</sub> (Barrer)	P do CO <sub>2</sub> (Barrer)	α de CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub>
Acetato de Celulose	2,63	0,21	0,59	0,21	6,3	30
Etil Celulose	87	8,4	26,5	19	26,5	3,15
Policarbonato Brominado	-	0,18	1,36	0,13	4,23	23,5
Polidimetil Siloxane	550	250	500	800	2.700	10,8
Poliamida	28,1	0,32	2,13	0,25	10,7	33,44
Polidimetil Penteno	125	6,7	27	14,9	84,7	12,64
Óxido de Polifenil	113	3,81	16,8	11	75,8	19,90
Polisulfone	14	0,25	1,4	0,25	5,6	22,4

Observação: A unidade das permeabilidades na Tabela 3 é Barrer; Barrer = 10<sup>-10</sup>.cm<sup>3</sup>.cm/(cm<sup>2</sup>.s.cmHg).

Fonte: NUNES; PEINEMAN, 2001

O acetato de celulose possui uma estrutura molecular bastante rígida e pode formar ligações intermoleculares fortes entre grupos hidroxilas. O resultado disso é a celulose ser insolúvel em praticamente todos os solventes apolares. O método de preparação deste material envolve uma solução quimicamente modificada da celulose nativa. Atualmente, as membranas de celulose são preparadas a partir da hidrólise de membranas de acetato de celulose assimétricas em solução de bases forte (NUNES; PEINEMAN, 2001). A Figura 24 apresenta a fórmula molecular da celulose.

Segundo Songlolzadeh e outros, através de um artigo de revisão publicado em 2014, já foram desenvolvidos outros materiais que oferecem maiores permeabilidade e seletividade.

Exemplo de materiais são um de poliamina e outro de quitosana que apresentam alta seletividade. O material de poliamina é poli (fluoreto de vinil benzil trimetil amônio) com seletividade de  $\text{CO}_2/\text{N}_2$  que pode ser de 983, e o outro é o arginato de quitosana que oferece uma seletividade de 852. Segundo Louei et al., em 2008, a quitosana é um polissacarídeo catiônico produzido através da deacetilação da quitina, um polímero natural.

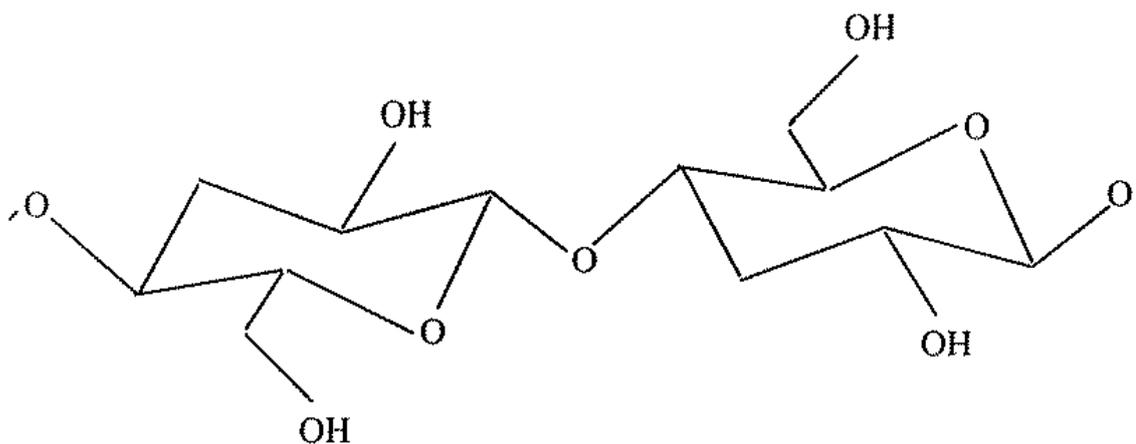


Figura 24 – Estrutura Molecular da Celulose  
Fonte: NUNES; PEINEMAN, 2001

#### 2.4.4 Processo de Desidratação

Alguns materiais de membrana, incluindo o acetato de celulose, são solúveis em água. Desta forma, é necessário separar a água até níveis de concentração abaixo do limite de tolerância da membrana com relação à água. Segundo Kohl e Nielsen, em 1997. Esta desidratação pode ser através da absorção com glicol, sistema de injeção e de salmoura.

Os glicóis estudados para o processo de absorção de glicol são: EG (etileno glicol); DEG (dietileno glicol); TEG (trietileno glicol) e T4EG (tetraetileno glicol). A desidratação do ar pode ser realizada através de dois processos diferentes. O fluxograma desses processos está apresentado nas Figuras 25 e 26, respectivamente. O TEG é o glicol mais indicado para esta separação (KOHL; NIELSEN, 1997).

O processo de desidratação com salmoura é através da aplicação de qualquer sal que ajude a desidratar um gás úmido. O cloreto de cálcio é o sal mais usado com esta finalidade. Entretanto, como a absorção de glicóis estava oferecendo melhores resultados, outros sais foram estudados para absorver água, tais como cloreto de lítio e brometo de lítio (KOHL; NIELSEN, 1997).

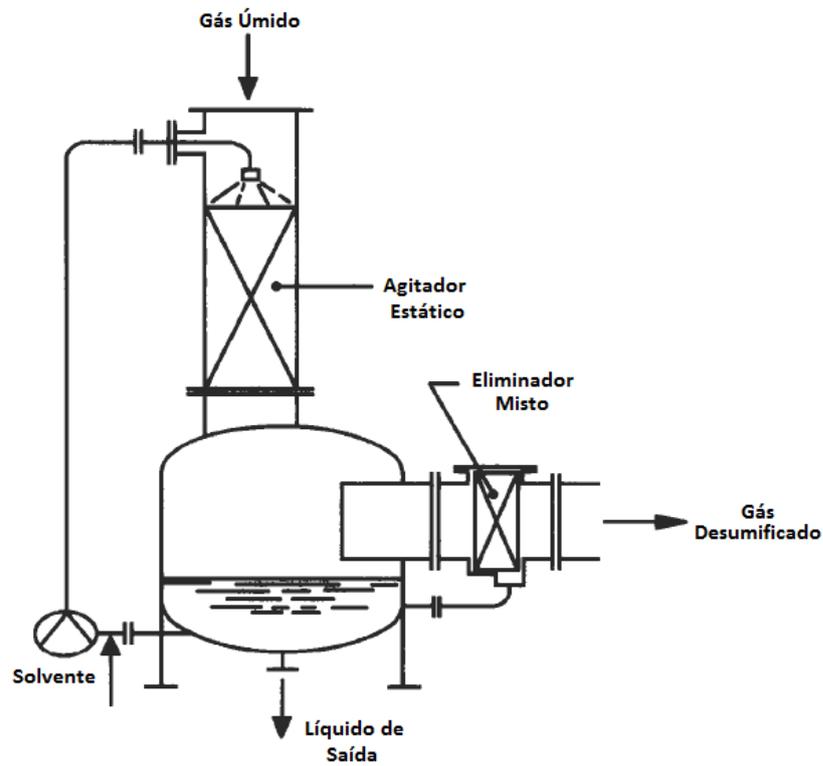


Figura 25 – Fluxograma de desidratação de ar de Pyles e Rader  
Fonte: KOHL; NIELSEN, 1997

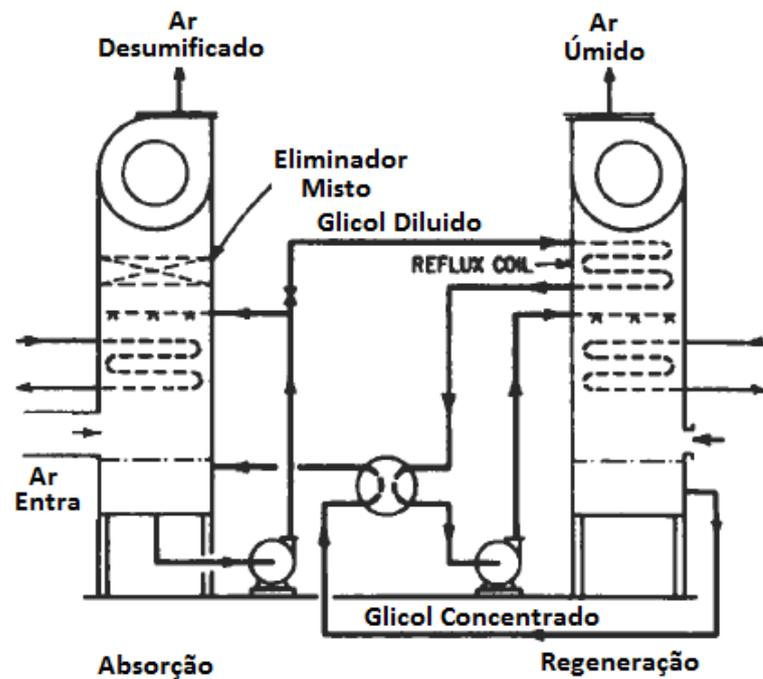


Figura 26 – Fluxograma de desidratação de ar de Gifford  
Fonte: KOHL; NIELSEN, 1997

Outro processo também utilizado para desidratar gás é peneira molecular. Este processo opera mediante as seguintes etapas: aquecimento, desidratação e superaquecimento, desidratação nos leitos de peneira molecular, condensação e resfriamento, regeneração dos leitos de peneira molecular, geração de flegma, retificação da flegma e retorno para o processo. Os leitos de peneira molecular são equipamentos onde ocorrem adsorção de líquido. Neste caso, zeólitas são aplicadas industrialmente como adsorvente neste processo (DEDINI, 2012).

## 2.5 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Um projeto de investimento é aplicação de recursos para a obtenção de rendimentos em função da geração de caixa do projeto. Dessa forma, ao longo do tempo há saída e entrada de recursos no projeto e o investidor espera que o resultado desse fluxo apresente vantagens econômicas. Os critérios tradicionais para a tomada de decisão de investimento são: valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno (TIR), e período de *payback* e taxa média de retorno contábil (SILVA, 2014).

O critério do VPL baseia-se no valor do dinheiro no tempo e é obtido através do cálculo dos valores presentes (VP) dos anos de atividade do projeto subtraído do investimento. O VP é obtido através da equação 2.6. Nessa equação, VF é o valor futuro de um recebimento,  $i$  é a taxa de desconto e  $n$  é o número de períodos de capitalização. O VPL é o valor presente líquido (VPL) de um projeto com fluxos de caixa (FC) tendo um investimento (I), como mostra a equação 2.7 (SILVA, 2014).

$$VP = \frac{VF}{(1+i)^n} \quad \text{Equação 2.6}$$

$$VPL = -I + \sum_{n=1}^N \frac{FC_n}{(1+i_n)^n} \quad \text{Equação 2.7}$$

### 2.5.1 Dimensionamento dos equipamentos principais de cada processo

O dimensionamento dos equipamentos faz parte da avaliação técnica, a precificação dos equipamentos depende de uma referência publicada em uma data específica, e da atualização desta referência. A referência para a precificação, incluindo atualização até 2004, de todos os equipamentos principais das tecnologias de capturas de CO<sub>2</sub> estudadas neste trabalho foram documentos do SRI Consulting de 2005 e 2006. A atualização de 2004 para

2014 está no site da Bureau of Labour Statistic.

### 2.5.2 Estimativa de investimento total

As considerações utilizadas para estimar o investimento dos processos estão demonstradas nesta seção. O investimento total é soma do investimento fixo com despesas financeiras durante a construção e capital de giro. O investimento fixo foi dividido em investimento direto e indireto; as despesas financeiras foram consideradas 10 % do investimento fixo e o capital de giro, 20% (MUSATAFA, 2009). Investimento direto foi dividido em ISBL e OSBL. Nas Tabelas 4, 5 e 6, estão as considerações para o ISBL, OSBL e investimento indireto, respectivamente.

Tabela 4 – ISBL

Item	Fatores
Terrenos e Melhorias	20 % do Investimento Fixo
Equipamentos Principais	Depende do Processo
Materiais Auxiliares	Ver Tabela 7
Fundações e Estrutura	15 % dos Equipamentos Principais
Obras Civas	10 % dos Equipamentos Principais
Montagens Industriais	Ver Tabela 8
Fretes, Seguros e Taxas	5 % dos Equipamentos Principais
Peças Sobressalentes	3 % dos Equipamentos Principais
Inventários iniciais	Depende do Processo

Fonte: MUSATAFA, 2009

Tabela 5 – OSBL

Item	Fatores
Edificações	1 % do Investimento Fixo
Subestação Elétrica	1,5 % do Investimento Fixo
Descarte de Rejeitos	1,1 % do Investimento Fixo
Sistema de Combate a Incêndio	0,7 % do Investimento Fixo

Fonte: MUSATAFA, 2009

Tabela 6 – Investimento Indireto

Item	Fatores
Estudo de viabilidade	R\$ 25000 * 3 = 75000
Gerenciamento	5 % do Investimento Fixo
Projeto básico	3 % do ISBL
Projeto de detalhamento	6 % do Investimento Direto
Serviços de procura, inspeção e de licenciamento	3 % do ISBL
Pré-operação	1 % do Investimento Direto
Contingências	15 % do Investimento Direto

Fonte: MUSATAFA, 2009

Na Tabela 6, o estudo de viabilidade foi estimado como sendo o triplo do salário médio de um engenheiro sênior.

Tabela 7 – Materiais Auxiliares

Item	Fatores
Tubulações	46 % de Equipamentos Principais
Instrumentação	15 % de Equipamentos Principais
Materiais Elétricos	7 % de Equipamentos Principais
Isolamentos	2 % de Equipamentos Principais
Pintura	1 % de Equipamentos Principais

Fonte: MUSATAFA, 2009

Tabela 8 – Montagens Industriais

Item	Fatores
Instalação de Equipamento	20 % de Equipamentos Principais
Instalação de Materiais	25 % de Equipamentos Principais
Instalações Provisórias	2 % de Equipamentos Principais

Fonte: MUSATAFA, 2009

### 2.5.3 Elaboração do fluxo de caixa

O fluxo de caixa é obtido através da diferença entre as receitas e os custos e foi projetado para 20 anos de operação da planta em todas as tecnologias estudadas neste trabalho. Os custos foram divididos em fixos e variáveis. Os custos variáveis dependem dos insumos de cada processo, tais como água de resfriamento, energia elétrica, e vapor de média pressão. A matéria-prima é o gás de queima, que é efluente das fábricas, portanto não tem custo. Os custos fixos referem-se a manutenção e mão de obra, e é estimado através de considerações conforme Tabela 9. A equipe de manutenção das unidades considerada no

projeto foi 3 turmas de 5 funcionários na manutenção para a termoeletrica e 2 turmas de 3 para as plantas de captura. O salário do funcionário de operação é a média para operadores industriais em Camaçari conforme agência de busca de emprego Adzuna atualizado em 2016.

Tabela 9 – Custos Fixos

Item	Fatores
Mão de obra de operação	R\$ 2.650/mês (inclui encargos sociais) / funcionário
Mão de obra de manutenção	1 % do investimento fixo
Mão de obra de laboratório	15 % da mão de obra de operação
Materiais de Manutenção	2% do investimento fixo
Materiais de Laboratório	3 % dos materiais de manutenção
Seguros e taxas	0,5 % do investimento fixo
Despesas gerais e administração da planta	80 % da mão de obra total
Comercialização	10 % da receita

Fonte: MUSATAFA, 2009

### 3 METODOLOGIA

A metodologia de pesquisa deste trabalho foi composta, basicamente, de pesquisa exploratória sobre o tema privilegiando a coleta de dados para a execução das etapas descritas na Figura 28. Antes da simulação da termoelétrica, foi feita a delimitação do processo. Nesta etapa, foram obtidos os dados para balanço material dos processos de captura.

Os dados do balanço material são vazão e composição do gás de queima, percentagem de captura e especificação de CO<sub>2</sub>. Para elaboração deste fluxo de caixa, foi necessária a simulação da termoelétrica para obter a receita e os custos variáveis. Os custos fixos foram estimados a partir do investimento de uma caldeira que opera em ciclo convencional queimando gás natural. O dado original consta no documento do SRI Consulting de 2006, mas foi atualizado. Os dados de investimento não foram levantados por tratar-se de planta depreciada.

Depois de obtidos os dados de entrada e elaborado o fluxo de caixa da termoelétrica, os processos de captura foram tratados na seguinte ordem: simulação do processo; elaboração do fluxograma e cálculo dos equipamentos; levantamento de preço dos equipamentos e dados de custo variável e energia elétrica; cálculo do investimento; e elaboração dos fluxos de caixa. Estes fluxos de caixa são: térmica com captura com percentagem de redução do VPL em relação ao da térmica sem captura; e térmica com captura com preço de CO<sub>2</sub> que iguala o VPL da térmica com captura ao da térmica sem captura.

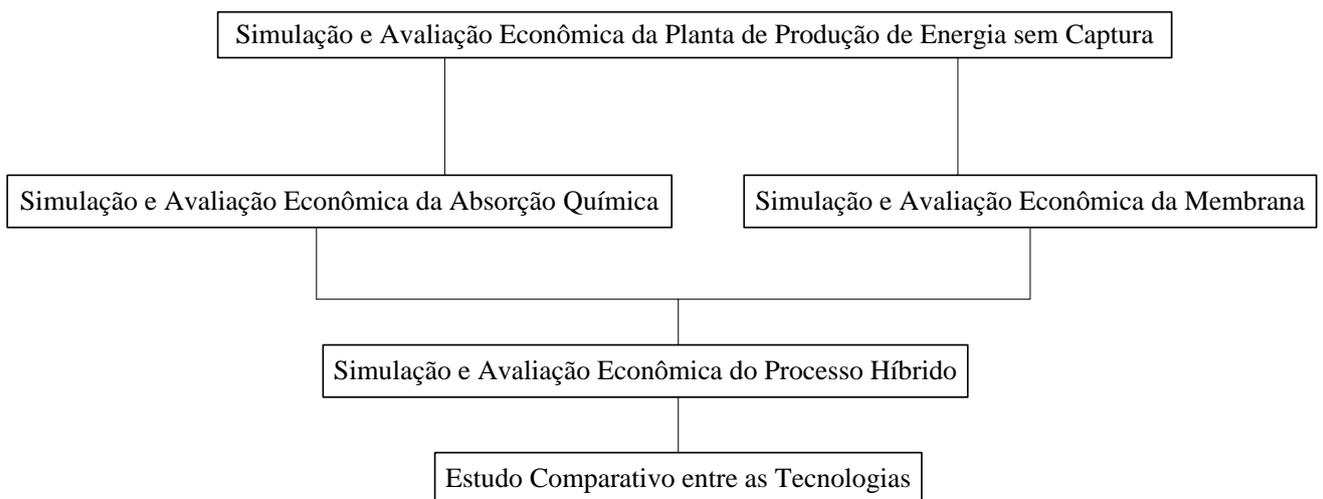


Figura 27 – Metodologia geral da pesquisa

Em todos os processos estudados neste trabalho, a composição do gás de queima

utilizada foi a obtida através da queima de gás natural em usina termoeétrica convencional. A composição do gás de queima utilizado no trabalho está apresentada na Tabela 10. Considerando que o gás natural tem o metano como seu componente em maior concentração, o balanço material da combustão foi feito considerando aproximadamente a queima de metano puro. As premissas utilizadas foram: composição molar de ar com 79% de N<sub>2</sub> e 21% de O<sub>2</sub>, excesso de ar considerado foi um pouco acima de 23% e combustão completa. A composição obtida foi a utilizada por Romeu em 2008. Para isto, foi alterado o excesso de ar. Neste caso, não houve alteração acima de 1%.

Outros dados de entrada importantes para as simulações são a vazão, a temperatura e a pressão. A vazão de gás utilizada neste trabalho é a necessária para obter 1.000 t/d de CO<sub>2</sub> no produto, que contém 90 % da vazão de CO<sub>2</sub> presente no gás de queima. Esta vazão corresponde a 10.847 kmol/h de gás de queima. A temperatura do gás de queima é de 150°C e a pressão é de 1 atm. Nas próximas sessões, os procedimentos de avaliação técnica de cada tecnologia estudada neste trabalho serão detalhados.

Tabela 10 – Composição de gás de queima

Componente	% Molar
CO <sub>2</sub>	9,7
H <sub>2</sub> O	19,40
N <sub>2</sub>	67,51
O <sub>2</sub>	3,40

### 3.1 UNIDADE TERMELÉTRICA SEM CAPTURA DE CO<sub>2</sub>

Depois de obtidos os dados de balanço material, uma unidade de produção de energia convencional e depreciada foi simulada. O objetivo desta simulação é obter a quantidade de energia produzida por esta unidade sem processo de captura de CO<sub>2</sub> e obter o VPL através da avaliação econômica.

O primeiro passo para a simulação desta unidade é o cálculo da carga térmica da caldeira. Os dados utilizados para o cálculo da carga térmica são: eficiência de caldeira de 95%, PCI do gás natural de 9.065 kcal/Nm<sup>3</sup> (AALBORG INDUSTRIES, 2016) e a vazão de combustível calculada na delimitação do processo. A carga térmica da caldeira e as condições de pressão e temperatura de saída da caldeira são os dados utilizados para o cálculo da vazão de vapor no ciclo.

Depois de obtida a carga térmica, a simulação do ciclo de *Rankine* foi realizada. Nesta

simulação, as condições de estado são as de um ciclo simples: pressão de trabalho do vapor na caldeira de 182 bara e temperatura de saída do vapor é de 538 °C na caldeira (PERRY et al, 1997). A turbina produz energia diminuindo a pressão que condensa o vapor até menos de 10% de líquido. A ferramenta utilizada para execução da simulação da térmica foi o Aspen Plus através da licença acadêmica disponível no Departamento de Engenharia Química da UFBA.

Depois da simulação, o fluxo da caixa para obter o VPL da térmica é feito. Neste fluxo de caixa, são contabilizados a receita, os custos fixos e os custos variáveis. A receita é obtida através da venda de energia elétrica, os custos variáveis referem-se ao consumo de combustível e água de resfriamento e os custos fixos da térmica são obtidos através do investimento de uma térmica a gás natural convencional, de 13 milhões de dólares (SRI, 2006). Esse valor atualizado corresponde 22,83 milhões de dólares equivalentes a 79,90 milhões de reais.

### 3.2 SEPARAÇÃO POR ABSORÇÃO QUÍMICA

A avaliação técnica deste processo é feita no simulador comercial Aspen Plus mediante fluxograma apresentado na Figura 28 utilizando a metodologia apresentada na Figura 29, sendo que o modelo termodinâmico utilizado nesta simulação foi o pacote amina baseado no trabalho de Kent e Eisenberg. O primeiro passo é a simulação do processo de resfriamento do gás de queima, no qual ocorre uma desidratação, alterando a composição do gás. A partir disso, através de um balanço material em uma planilha, a vazão de solvente é calculada. A composição do solvente considerada no trabalho é MEA 30% mássico, e a vazão atendem aos seguintes critérios: Razão de  $\text{CO}_2/\text{MEA}$  molar no fundo da absorvedora de 0,45 e no fundo da regeneradora de 0,25.

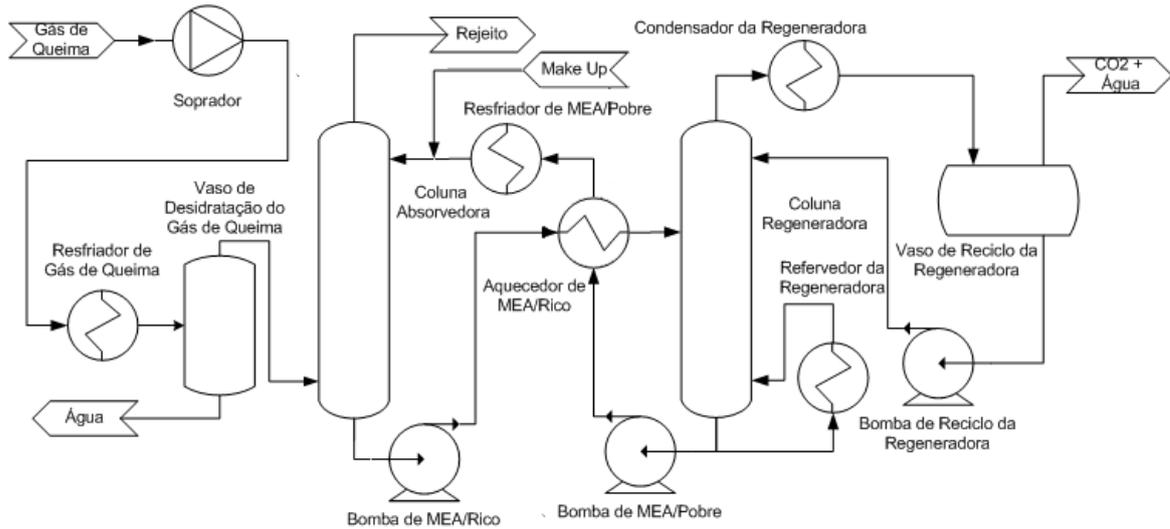


Figura 28 – Captura de CO<sub>2</sub> por Absorção



Figura 29 – Metodologia de simulação e avaliação econômica do processo de absorção química

Na simulação, os resfriadores e condensadores são projetados para as temperaturas de água de resfriamento de 30 °C na entrada e 40 °C na saída e temperatura do fluido de processo na saída de 55 °C. A exceção é o condensador de topo da regeneradora, onde o CO<sub>2</sub> sai à 60 °C. O projeto da torre de absorção atende a eficiência de *Murphree* 20 %, com redução desta eficiência no último estágio para garantir a percentagem de captura de 90 %. O projeto da torre de regeneração atende ao balanço material, à temperatura de saída do condensador e ao fluxo de entrada no 4º estágio. A eficiência de *Murphree* é de 70 % nos estágios.

As bombas não são incluídas na simulação porque não são projetadas para aumentar

pressão, e sim, para transportar os líquidos de fundo de uma coluna para o ponto de entrada da outra. Desta forma, a diferença de altura impacta mais no *Head* do que a diferença de pressão. O cálculo da potência foi feito em uma planilha, atendendo aos seguintes critérios: velocidade dos fluidos nas bombas de 1,5 m/s nas tubulações e perda de pressão de 0,2 atm em cada trocador de calor.

O comprimento das tubulações considerado para projeto de bomba é a altura da torre de absorção para a bomba de MEA/Pobre e a altura da torre de regeneração para as bombas de reciclo desta torre e para a bomba de MEA/Rico. O processo de absorção tem três bombas: a bomba 1 é a de solvente rico em CO<sub>2</sub>, a bomba 2 é a de solvente pobre em CO<sub>2</sub>, e a bomba 3 é a de reciclo do topo da coluna regeneradora.

Os métodos utilizados para o projeto dos equipamentos são: cálculo do número de estágios e do diâmetro das colunas no simulador; cálculo da espessura, da massa de material das colunas e volume de recheio em planilha e cálculo dos demais equipamentos como trocadores de calor, bombas e vasos em planilha. O dimensionamento dos trocadores de calor foi obtido através dos seguintes critérios: diâmetro de casco de 1ft; diâmetro de tubos de 1,5 in e 21 tubos.

Depois do dimensionamento dos equipamentos, foi feita a avaliação econômica do processo. Esta avaliação começa pelo investimento, que consta, além dos equipamentos principais, a aquisição do solvente como inventário inicial. O preço do MEA é US\$ 2.403/t, conforme *CEH Product Review*, 2006. Considerando que o MEA é fornecido ao processo de absorção em uma solução aquosa com concentração de 30 % mássico, o preço do solvente de US\$ 721/t. Depois disso, o fluxo de caixa foi elaborado para obter a redução do lucro da termoelétrica. Neste caso, os insumos são energia elétrica das bombas, água de resfriamento dos condensadores, e vapor de média do refeedor da coluna de regeneração.

### 3.3 SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

A captura de CO<sub>2</sub> por membrana é estudada mediante metodologia de pesquisa esquematizada na Figura 30. A avaliação técnica da tecnologia de membranas é obtida mediante simulador desenvolvido em planilha, que foi devidamente validada. Conforme revisão bibliográfica, não é possível atender às especificações de 90% de captura e 96% com apenas 1 estágio. Desta forma, todas as simulações começam com dois estágios e reciclo.

O processo de desidratação é a retirada de água a partir de condensação entre os estágios de compressão, conforme fluxograma apresentado na Figura 31. Inicialmente, a

captura por membrana é projetada para 2 estágios com reciclo, conforme Figura 32, utilizando o sistema de compressão apresentado na Figura 31, e membrana comercial, acetato de celulose. Neste caso, o sistema de compressão entre os dois estágios é necessário para garantir a especificação do CO<sub>2</sub>. Depois, outros processos são avaliados: um com terceiro estágio, conforme Figura 33 e um com outro material no qual permeabilidade e seletividade são maiores. O material de membrana alternativo avaliado nesta pesquisa foi o polaris no qual a permeabilidade de CO<sub>2</sub> é 1000 GPU, seletividade de CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> é 50 e preço é U\$ 50 / m<sup>2</sup> (MERKEL et al., 2010).

A equação da estimativa de preço do equipamento de separação por membrana é obtida através de dados do SRI (1990) e atualizado conforme os equipamentos. Esta equação é linear conforme HO e outros (2008), e PETERS e outros (2003). O número de estágios de compressão é o mínimo necessário para que a temperatura de descarga de qualquer dos estágios seja menor que 200°C e o tipo de compressor foi selecionado através de dados apresentados na Figura 34.

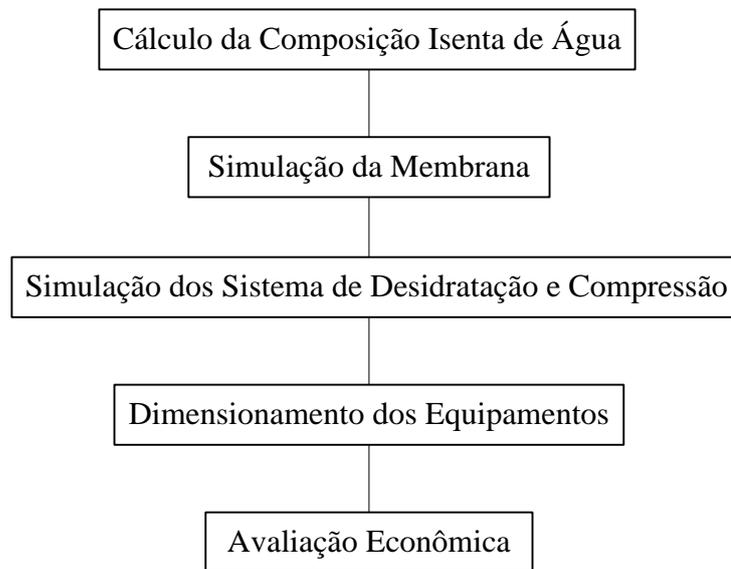


Figura 30 – Metodologia de simulação e avaliação econômica do processo de membrana

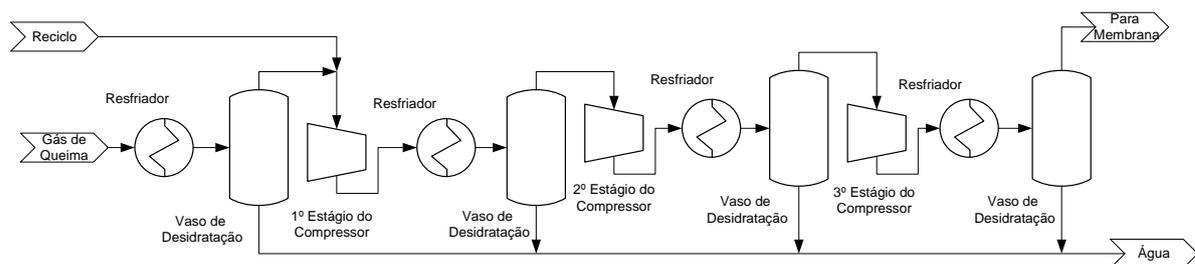


Figura 31 – Compressão e desidratação do gás de queima

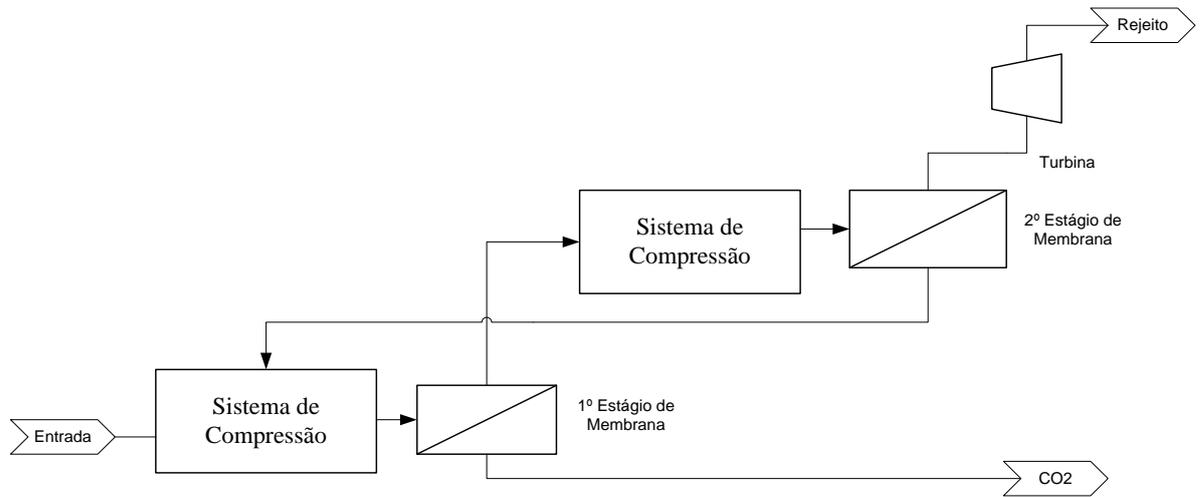


Figura 32 – Separação por membrana com 2 estágios

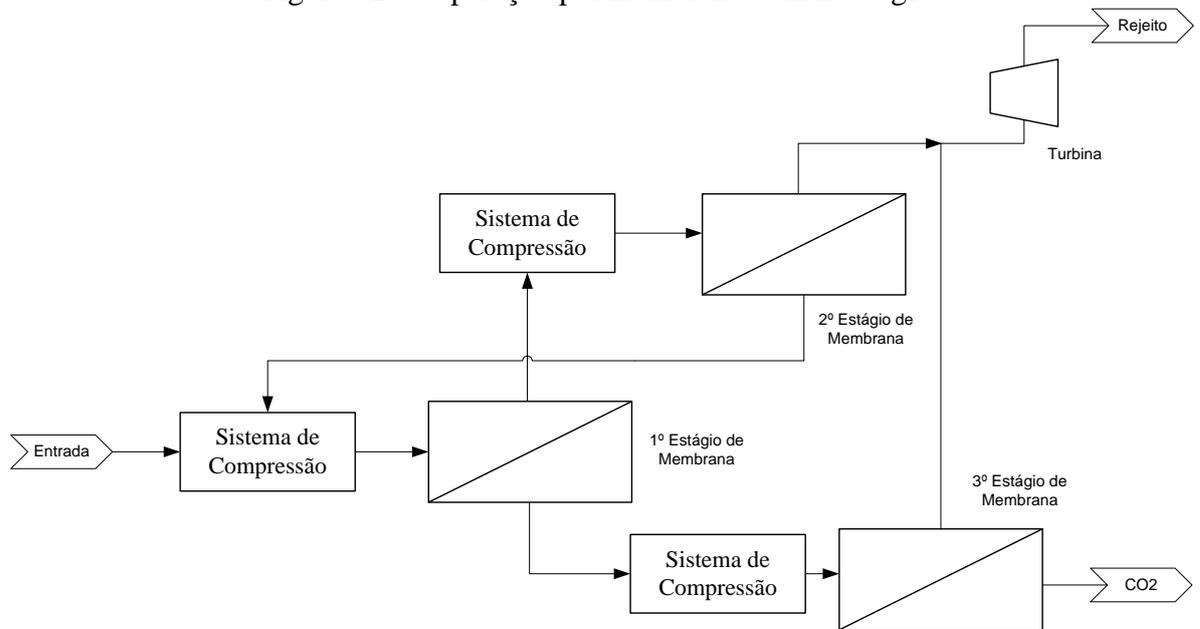


Figura 33 – Separação por membrana com 3 estágios

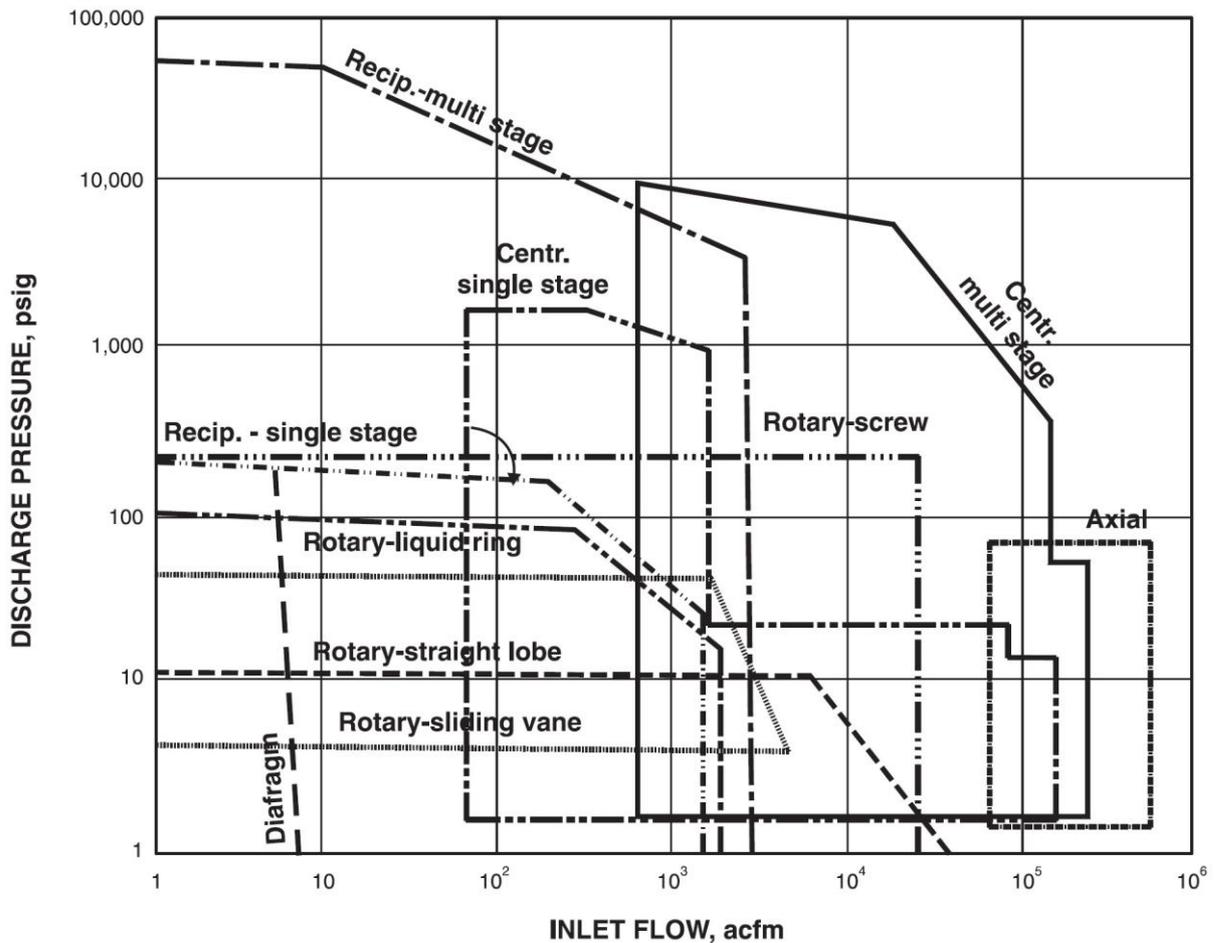


Figura 34 – Gráfico para seleção do tipo de compressor  
 Fonte: Adaptado de GPSA, 2004

Na simulação do sistema de membranas, a composição de entrada considerada é a do gás de queima seco, levando em consideração que deve haver um processo de desidratação do gás porque a membrana comercial, acetato de celulose, é hidrofílica. A pressão de entrada e retido é de 10 atm. Esta pressão é a necessária para obter o gás de queima com umidade abaixo de 1%. Os processos de membrana em estudo têm turbina na saída do retido, com o objetivo de aproveitar energia do gás de saída diminuindo a penalização energética.

A planilha de simulação da separação por membrana é desenvolvida e validada através de dados obtidos durante a revisão da literatura. Um exemplo de simulação utilizada para validação deste modelo foi apresentado por MEDEIROS e outros (2009), cujo estratégia de simulação está descrita nas equações 3.3 à 3.12.

Estimativa inicial da composição de permeado:

$$x_P^i = \left( \frac{x_F^i \alpha_{ij}}{x_F^i \alpha_{ij} + x_F^j} \right) \quad \text{Equação 3.3}$$

Estimativa inicial de vazão de cada componente na membrana:

$$n_P^i = A \cdot P_i \cdot (x_F^i p_F - x_P^i p_P) \quad \text{Equação 3.4}$$

Balço Material

$$n = \sum_i n_i \quad \text{Equação 3.5}$$

$$x_P^i = \frac{n_P^i}{n_P} \quad \text{Equação 3.6}$$

$$n_R = n_F - n_P \quad \text{Equação 3.7}$$

$$x_R^i = \frac{x_F^i \cdot n_F - x_P^i \cdot n_P}{n_R} \quad \text{Equação 3.8}$$

Cálculo das vazões de cada componente no permeado:

$$n_P^i = A \cdot P_i \cdot \Delta p_{ML}^i \quad \text{Equação 3.9}$$

$$\Delta p_{ML}^i = \frac{\Delta p_1^i - \Delta p_2^i}{\ln\left(\frac{\Delta p_1^i}{\Delta p_2^i}\right)} \quad \text{Equação 3.10}$$

$$\Delta p_1^i = x_F^i \cdot p_F - x_P^i \cdot p_P \quad \text{Equação 3.11}$$

$$\Delta p_2^i = x_R^i \cdot p_F - x_P^i \cdot p_P \quad \text{Equação 3.12}$$

Depois de validado o modelo, não é necessário repetir a etapa de estimativa inicial. O recomendável é utilizar a ferramenta “Atingir Meta” do Excel depois de alterar os dados de entrada para o processo que se deseja simular. No caso, são as composições e vazão de entrada, permeabilidade dos compostos, pressão de entrada e de permeado, e a área.

Depois da simulação do sistema de membrana, o sistema de compressão é simulado no Aspen Plus. O modelo termodinâmico utilizado foi o SRK, aceito para gases apolares. A eficiência isentrópica considerada para os compressores é de 80% e das turbinas é de 72%. A perda de carga dos resfriadores e dos condensadores entre os estágios considerados é de 0,2 atm. Depois da simulação dos sistemas de compressão, a avaliação econômica é feita.

### 3.4 PROCESSOS HÍBRIDOS (MEMBRANA + ABSORÇÃO QUÍMICA)

A metodologia aplicada para todos os casos de processo híbrido tratados neste trabalho é a apresentada na Figura 35. A simulação da etapa de membrana é similar ao dos processos de membrana, dando preferência aos casos de menor custo. O sistema de compressão é o mesmo do processo de membrana. A estimativa de balanço material das colunas é em conjunto com o balanço material do processo híbrido todo, isto porque parte do gás de queima sai na membrana. Esta diferença é considerada neste balanço material.

Três casos de processo híbrido foram estudados. No caso 1, a membrana captura 90 % do CO<sub>2</sub>, que é especificado no processo de absorção, conforme Figura 36. Neste caso, a corrente de entrada da coluna de absorção é o permeado da membrana. Nos casos 2 e 3, o CO<sub>2</sub> é especificado na membrana com 96 % molar de pureza sem capturar 90% de CO<sub>2</sub>, conforme Figura 37. Isto é para evitar aumento de área desnecessário para garantir 90% na membrana. Desta forma, a tecnologia híbrida selecionada é a mesma utilizada na produção de gás natural utilizado por Silva e outros (2014). A turbina no gás de retido tem duas funções: diminuir a penalização energética de compressão e diminuir a pressão, conseqüentemente a espessura da torre de absorção. A diferença do caso 3 em relação ao caso 2 é a presença de um terceiro estágio de membrana e a retirada do sistema de compressão entre os dois primeiros estágios de membrana. Desta forma, a pressão de entrada e retido de todos os estágios é de 10 atm.

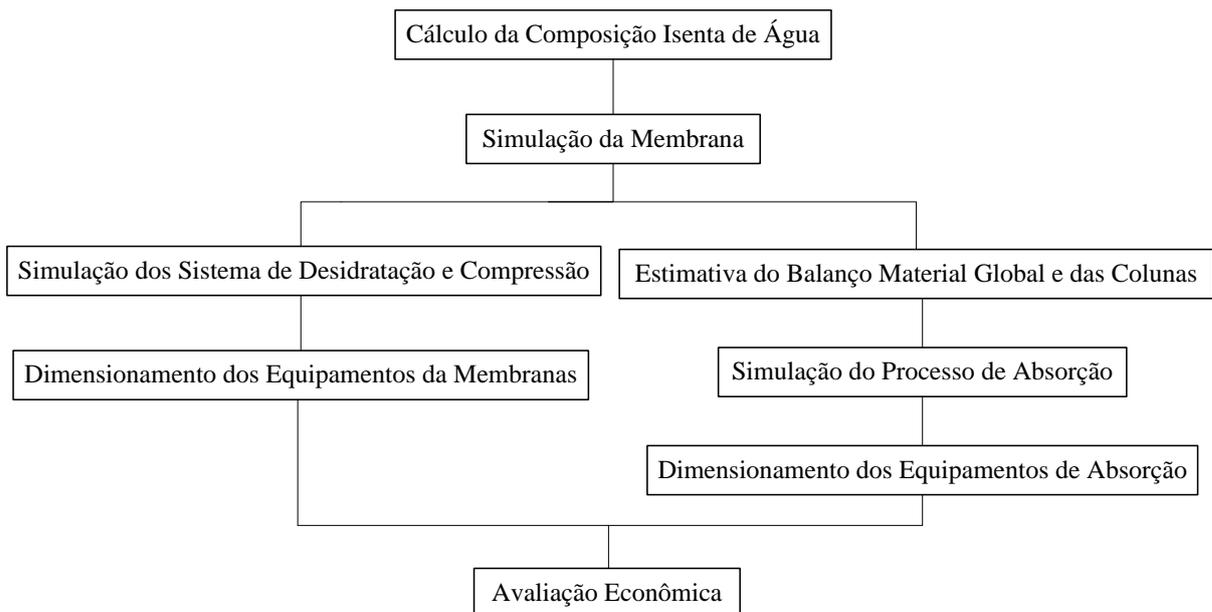


Figura 35 – Metodologia de simulação e avaliação econômica dos processos híbridos

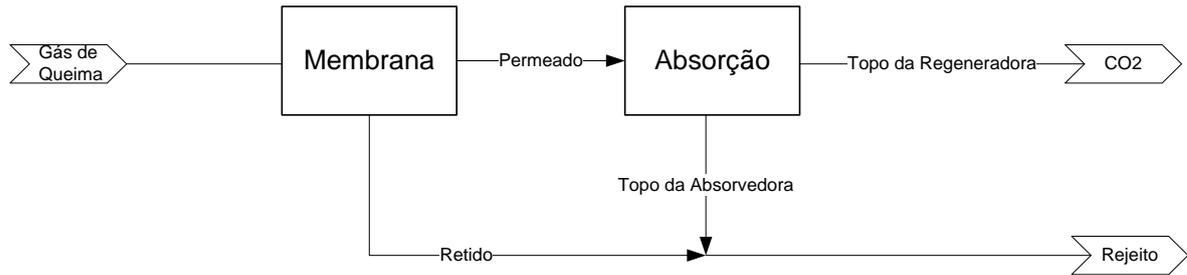


Figura 36 – Fluxograma do processo híbrido (Caso 1)

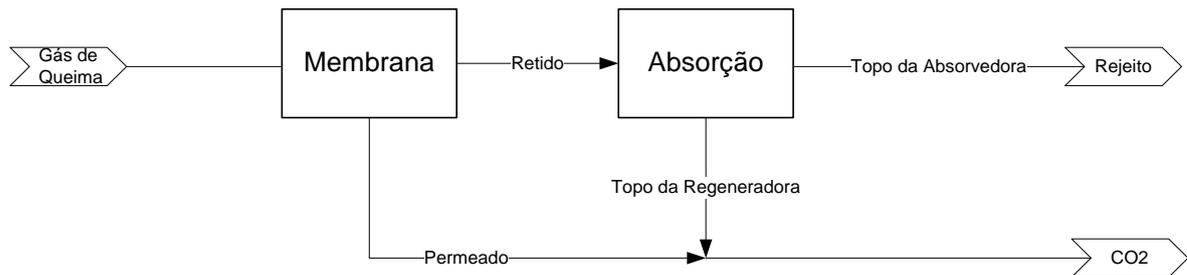


Figura 37 – Fluxograma do processo híbrido (Caso 2)

### 3.5 COMPARAÇÃO ENTRE OS PROCESSOS

O desenvolvimento do estudo comparativo entre os processos de absorção e o de membrana depende do resultado obtido através do estudo dessas tecnologias. Se o processo de absorção for o de menor custo, este continua sendo estado-de-arte. Assim, um estudo de combinação de pressão de carga, permeabilidade e seletividade que permite que a tecnologia de membrana possa competir com a de absorção é feito. Se algum processo membrana ou híbrido tiver um custo menor que o processo de absorção, este passa ser considerado uma tecnologia competitiva para captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão. A estratégia de comparação entre os processos está esquematizada na Figura 38.

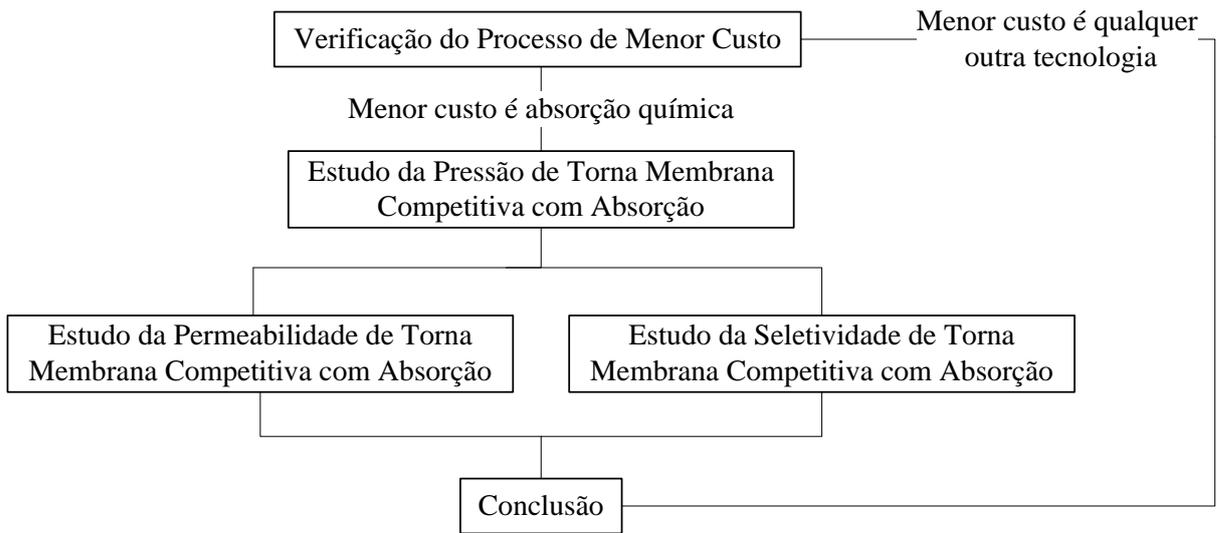


Figura 38 – Estratégia de comparação entre os processos estudados

## 4 DESENVOLVIMENTO DO ESTUDO E RESULTADOS

Conforme introdução e metodologia, três tecnologias foram estudadas neste trabalho. Em todos os casos, o estudo econômico considera a existência de uma unidade termelétrica simples, sem cogeração, de modo que o investimento já esteja pago e depreciado. Para esta unidade termelétrica, a viabilidade técnico-econômica de instalar processos de captura de CO<sub>2</sub> dos gases de combustão foi estudada. Na seção 4.1, os resultados da unidade termelétrica sem captura de CO<sub>2</sub> são apresentados. Na seção 4.2, os resultados da captura de CO<sub>2</sub> por absorção química com amina são apresentados. Os resultados da captura de CO<sub>2</sub> por membranas semipermeáveis de fibras ocas estão na seção 4.3. Os resultados da captura de CO<sub>2</sub> com uma tecnologia híbrida utilizando absorção química e membrana estão na seção 4.4. Na seção 4.5 estão os resultados da comparação entre os processos estudados.

### 4.1 UNIDADE TERMELÉTRICA SEM CAPTURA DE CO<sub>2</sub>

A unidade termelétrica sem captura de CO<sub>2</sub> tem sua capacidade estabelecida a partir de uma base adotada correspondente à produção de 1.000 t CO<sub>2</sub>/dia no processo de captura de CO<sub>2</sub>. A partir desta base foram definidas as principais características da unidade termelétrica através de três etapas:

- Balanço material de combustível;
- Simulação de uma térmica simples de gás natural operando no ciclo de *Rankine*;
- Estudo econômico.

Através desse balanço material, uma vazão de combustível foi obtida. As premissas desse balanço material foram: vazão de saída de CO<sub>2</sub> nos processos de captura de 1000 t/dia, percentagem de captura de CO<sub>2</sub> de 90%, composição de gás natural considerado foi metano puro, composição de ar com 79% molar de N<sub>2</sub> e 21% molar de O<sub>2</sub> e excesso de O<sub>2</sub> de 23% molar. Isto equivale a uma vazão de CO<sub>2</sub> no gás de queima de 1.052 kmol/h, sendo que 90% deste CO<sub>2</sub> será capturado nos processos de captura apresentados a seguir, ou seja, 947 kmol/h de CO<sub>2</sub> capturados. A vazão de gás natural considerada neste trabalho é a correspondente à geração de CO<sub>2</sub> no gás de queima, ou seja, 1.052 kmol/h. Isso resulta em uma caldeira gerando 223 MW de potência.

A simulação do ciclo foi realizada utilizando o simulador comercial Aspen Plus. Os blocos para simulação são compostos por quatro equipamentos. Dois trocadores de calor, um representando a caldeira e o outro o condensador, uma turbina e uma bomba. O fluxograma

deste processo está apresentado na Figura 39. Nessa simulação, as potências da turbina, a potência da bomba e a vazão de água de resfriamento foram obtidas. Estes resultados são apresentados na Tabela 11.

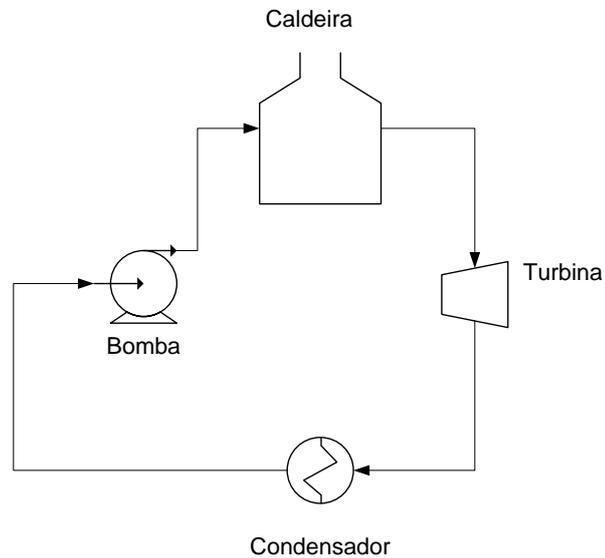


Figura 39 – Fluxograma da unidade de produção de energia sem captura

O estudo econômico da térmica sem captura neste trabalho envolve a receita de energia elétrica e os custos fixos e variáveis. Para estes últimos foram considerados apenas os consumos de combustível (gás natural) e água de resfriamento.

O preço da energia elétrica considerado foi o de venda da COELBA, de R\$ 59,11 a cada 100 kWh, divulgado no site da COELBA em 19 de Abril de 2016. O preço do gás natural fornecido pela BAHAGAS (2016) varia na faixa de 1.563,26 a 3.473,36 R\$/t e depende de fatores como volume de compra e de períodos de maior ou menor oferta de gás no mercado. O preço do gás consumido neste estudo é de 1.596 R\$/t.

A Tabela 12 apresenta a receita, quantidade de energia elétrica, os custos fixos e custos variáveis para a elaboração do fluxo de caixa. O resultado do VPL para um fluxo de caixa de 20 anos com taxa de desconto de 13% foi de 707 milhões de reais. O fluxo de caixa da planta de produção de energia sem captura está no Apêndice A.

Tabela 11 – Dados da simulação do ciclo sem captura

Vazão de Combustível (kmol/h)	1.052
Carga Térmica da Caldeira (MW)	223
Potência da Turbina (MW)	69,3
Potência da Bomba (MW)	1,66
Potência Gerada no Ciclo (MW)	67,6
Eficiência do Ciclo (%)	30,34
Carga Térmica de Condensador (kcal/h)	$1,33 \times 10^8$
Vazão de Água de Resfriamento (t/h)	$1,33 \times 10^4$

Tabela 12 – Dados para elaboração do fluxo de caixa da térmica sem captura

Itens	Quantidade	Unidade	Preço (R\$)	Total (R\$/ano)
Energia Elétrica	$5,92 \times 10^8$	kWh	0,5911	$3,50 \times 10^8$
Gás Natural	$1,17 \times 10^5$	t	1.596	$1,86 \times 10^8$
Água de Resfriamento	$1,17 \times 10^8$	t	0,06	$7,01 \times 10^6$

u → unidade: kWh para energia elétrica e gás natural, t para água de resfriamento.

#### 4.2 SEPARAÇÃO POR ABSORÇÃO QUÍMICA

A primeira etapa da simulação do processo de absorção química é a desidratação. O resultado dessa desidratação é a vazão de 9.776 kmol/h de gás entrando na coluna de absorção com a composição apresentada na Tabela 13. A partir deste dado, foi realizado o balanço material do CO<sub>2</sub> no processo. Os resultados deste balanço estão na Tabela 14. Depois, foi obtida a vazão de carga de solvente, conforme Tabela 15.

Tabela 13 – Composição do gás na entrada da coluna de absorção

Componente	Fração Molar
CO <sub>2</sub>	0,1076
O <sub>2</sub>	0,0376
N <sub>2</sub>	0,7491
H <sub>2</sub> O	0,1057

Obtidos os dados de entrada, o processo de absorção foi simulado. Após essa simulação, foram definidos os dados de balanço material e energético de todo o processo e dos equipamentos. Os dados do balanço material estão na Tabela 16. A numeração das correntes é conforme fluxograma apresentado na Figura 40. Os dados da coluna de absorção estão na Tabela 17, os da coluna de regeneração estão na Tabela 18, os dos trocadores estão na Tabela 19, os das bombas estão na Tabela 20, e os dos vasos estão na Tabela 21. Os internos de colunas são recheios do tipo *Cascade Mini-Ring* com 3 polegadas de diâmetro.

Tabela 14 – Vazão molar de CO<sub>2</sub> nas entradas e saídas das colunas

Nº	Corrente	Vazão (kmol/h)	Fórmula
M1	Entrada de Fundo da Absorvedora	1.052	Vazão de Gás x Composição de CO <sub>2</sub>
M2	Entrada de Topo da Absorvedora	1.184	M1 x 90% x CO <sub>2</sub> /MEA Pobre / (CO <sub>2</sub> /MEA Pobre - CO <sub>2</sub> /MEA Rico)
M3	Saída de Topo da Absorvedora	105	M1 x 10%
M4	Saída de Fundo da Absorvedora	2.131	M1 + M2 - M3
M5	Entrada da Regeneradora	2.131	M4
M6	Saída de Topo da Regeneradora	947	M1 - M3 = 1000 t/dia
M7	Saída de Fundo da Regeneradora	1.184	M5 - M6 = M2

Tabela 15 – Vazão do solvente em kmol/h

Componente	Vazão
CO <sub>2</sub>	1.184
H <sub>2</sub> O	37.465
MEA	4.735
Total	43.383

Tabela 16 – Dados do balanço material do processo de absorção

Corrente	1	2	3	4	5	6	7
n (kmol/h)	10.847	10.847	10.847	9.776	1.071	43.383	9.067
T (°C)	150,00	150,00	47,00	47,00	47,00	47,00	49,21
P (atma)	1	1,1	1,1	1,1	1,1	1	1
%n (CO <sub>2</sub> )	9,70	9,70	9,70	10,76	0,00	2,73	1,16
%n (O <sub>2</sub> )	3,39	3,39	3,39	3,76	0,00	0,00	4,06
%n (N <sub>2</sub> )	67,51	67,51	67,51	74,91	0,00	0,00	80,76
%n (H <sub>2</sub> O)	19,40	19,40	19,40	10,57	100,00	86,36	13,97
%n (MEA)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	10,91	0,05

Corrente	8	9	10	11	12	13	14
n (kmol/h)	44.092	44.092	44.092	1.877	1.877	1.183	694
T (°C)	60,39	60,39	77,60	60,00	60,00	60,00	60,00
P (atma)	1,1	1,3	1,1	1	1	1	1
%n (CO <sub>2</sub> )	4,83	4,83	4,83	19,85	19,85	19,85	19,85
%n (O <sub>2</sub> )	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	84,44	84,44	84,44	80,15	80,15	80,15	80,15
%n (MEA)	10,72	10,72	10,72	0,00	0,00	0,00	0,00

Corrente	15	16	17	18	19	20
n (kmol/h)	694	4.213	4.213	42.909	42.909	42.909
T (°C)	60,00	102,32	102,32	102,32	84,60	47,00
P (atma)	1	1,1	1,1	1,1	1,2	1
%n (CO <sub>2</sub> )	19,85	2,76	2,76	4,42	4,42	4,42
%n (O <sub>2</sub> )	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	80,15	86,22	86,22	84,56	84,56	84,56
%n (MEA)	0,00	11,02	11,02	11,02	11,02	11,02

Tabela 17 – Dados da coluna de absorção

Coluna de Absorção		
Altura	18	m
Diâmetro	5,97	m
Espessura	$6,20 \times 10^{-3}$	m
Massa	$1,77 \times 10^4$	kg
F.O.B.	$7,38 \times 10^4$	US\$
Recheio	$4,72 \times 10^5$	US\$

Tabela 18 – Dados da coluna de regeneração

Coluna de Regeneração		
Altura	18	m
Diâmetro	4,12	m
Espessura	$5,21 \times 10^{-3}$	m
Massa	$1,03 \times 10^4$	kg
F.O.B.	$5,07 \times 10^4$	US\$
Recheio	$2,26 \times 10^5$	US\$

Tabela 19 – Dados dos trocadores de calor do processo de absorção

Trocadores	P1	P2	P3	P4	P5
Q (kcal/h)	$1,94 \times 10^7$	$1,55 \times 10^7$	$7,40 \times 10^6$	$4,46 \times 10^7$	$3,20 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	49,81	24,46	24,66	44,37	28,62
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$7,14 \times 10^3$	$1,62 \times 10^3$	$4,83 \times 10^3$	$1,19 \times 10^4$
A (m <sup>2</sup> )	204,2	89,0	185,4	207,9	93,9
F.O.B. (US\$)	$8,54 \times 10^4$	$3,72 \times 10^4$	$7,75 \times 10^4$	$8,87 \times 10^4$	$3,92 \times 10^4$

Tabela 20 – Dados das bombas do processo de absorção

Bombas	B1	B2	B3
Vazão Mássica (kg/h)	1,05 x 10 <sup>6</sup>	1,01 x 10 <sup>6</sup>	2,26 x 10 <sup>6</sup>
Varição de Pressão (atm)	0,9	1,3	0,3
Massa Específica (kg/m <sup>3</sup> )	1.000	1.000	1.000
Velocidade (m/s)	1,5	1,5	1,5
Altura (m)	12	18	18
Potência (kW)	49,9	71,2	149
Vazão*Head (gpm*psi)	8,60 x 10 <sup>4</sup>	1,23 x 10 <sup>5</sup>	2,57 x 10 <sup>5</sup>
F.O.B. (US\$)	1,22 x 10 <sup>4</sup>	1,56 x 10 <sup>4</sup>	2,79 x 10 <sup>4</sup>

Tabela 21 – Dados dos vasos do processo de absorção

Vasos	V1	V2
Altura (m)	1,2	2,625
Diâmetro (m)	0,34	0,75
Espessura (m)	3,18 x 10 <sup>-3</sup>	3,40 x 10 <sup>-3</sup>
Massa (kg)	66	244
F.O.B. (US\$)	4,59 x 10 <sup>3</sup>	7,07 x 10 <sup>3</sup>

$$t = \frac{p \times D}{2(TS - 0,6p)} + C$$

Equação 4.1

Depois do dimensionamento dos equipamentos e elaborado o balanço de massa e energia e cálculo de insumos, foi feita a avaliação econômica do processo. A primeira etapa foi a precificação dos equipamentos, apresentada na Tabela 22. O preço dos equipamentos foi convertido de dólar para real considerando a cotação de dólar de 3,50. Nesta Tabela, os internos de colunas são a soma do recheio da absorvedora com o da regeneradora, atualizado conforme os demais equipamentos. Através do custo total dos equipamentos e de inventário inicial do solvente, foi obtido o investimento total de 58,5 milhões de reais.

Depois do investimento, foram elaborados dois fluxos de caixa de uma planta de energia com captura de CO<sub>2</sub> por absorção. Em um dos fluxos de caixa, são obtidos preços de CO<sub>2</sub>, e no outro, é obtida a redução do lucro da térmica com a captura. Devido ao consumo de vapor, o fluxograma tem uma diferença em relação a planta sem captura, como mostra a Figura 41. Os dados dos custos fixos e da receita estão apresentados na Tabela 23. O preço de CO<sub>2</sub> para não impactar a térmica é de 152,00 R\$/t, e o VPL de 420 milhões de reais impacta a planta de produção de energia em 40,54 %. O Apêndice B apresenta o fluxo de caixa da planta de produção de energia com captura de CO<sub>2</sub> por absorção incluindo a receita de CO<sub>2</sub>, e o Apêndice C apresenta o fluxo de caixa desta planta com a penalização no VPL.

O inventário inicial do solvente foi obtido através do preço do solvente e da vazão mássica mensal. O preço do solvente foi obtido através dos preços do MEA, 2.403 US\$/t equivalente a 8.410 R\$/t, e da água desmineralizada, 0,06 R\$/t, da composição do solvente, 30% mássico de MEA. A vazão de solvente, 43.383 kmol/h, corresponde a  $7,03 \times 10^5$  t/mês. O resultado disso é um inventário de 5,96 milhões de reais. O preço do solvente pode ser encontrado no livro de GREINER publicado em 2006. A quantidade de solvente a ser reposta no sistema é 1,6 kg de solvente por tonelada do CO<sub>2</sub> capturado, conforme CHAPEL, 1999. O custo com inibidor de corrosão é 20 % do custo com reposição de solvente, conforme CHAPEL, 1999. O preço da energia elétrica utilizada no projeto é o mesmo utilizado para o VPL da térmica sem captura.

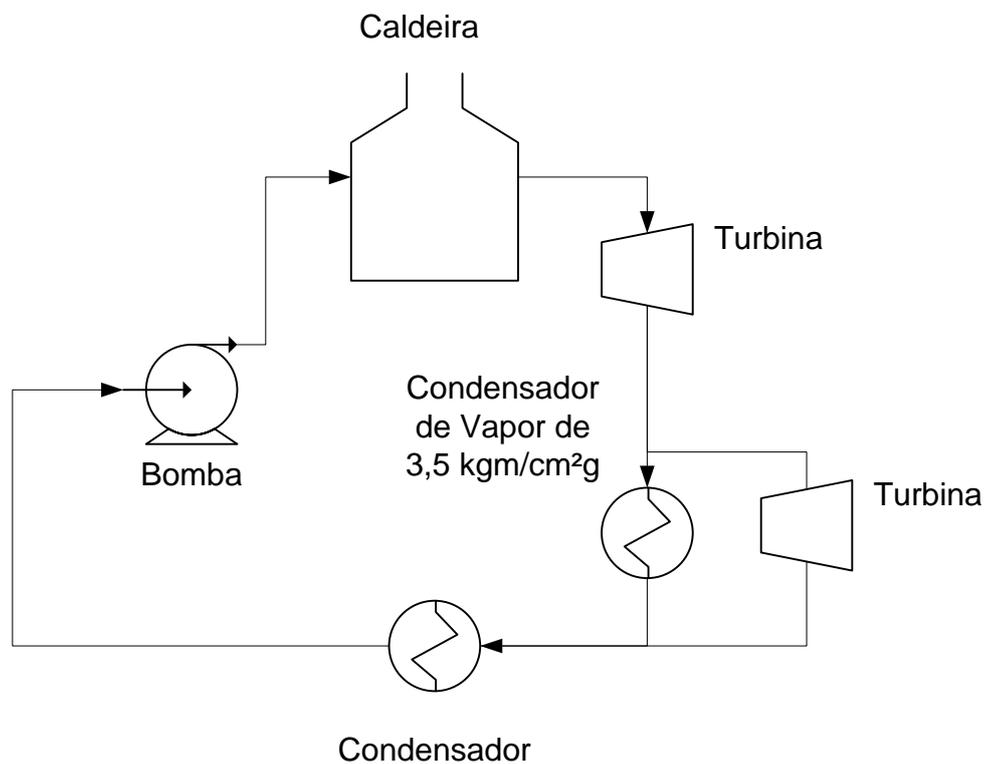


Figura 40 – Fluxograma da planta de produção de energia com captura de CO<sub>2</sub> por absorção



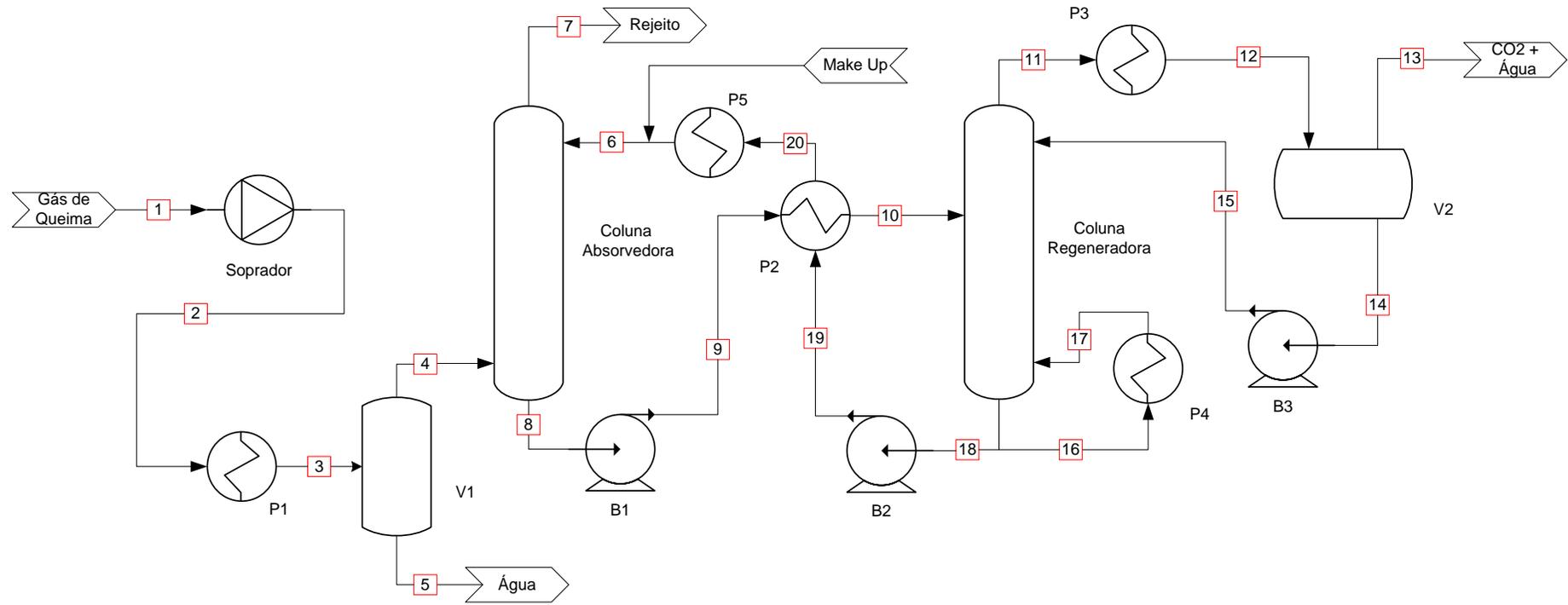


Figura 41 – Fluxograma do processo de absorção

Tabela 22 – Custo dos equipamentos do processo de absorção

Equipamento	Variável	Unidade	Valor	Material	Preço Atualizado R\$
Soprador	Vazão	ft <sup>3</sup> /min	178	CS	1,16 x10 <sup>4</sup>
Condensador de Gás	Área	m <sup>2</sup>	204	CS	5,77 x10 <sup>5</sup>
Aquecedor de MEA/Rico	Área	m <sup>2</sup>	89,0	CS	2,51 x10 <sup>5</sup>
Resfriador de MEA/Pobre	Área	m <sup>2</sup>	93,9	CS	2,65 x10 <sup>5</sup>
Condensador da Stripper	Área	m <sup>2</sup>	185	CS	5,24 x10 <sup>5</sup>
Refervedor da Stripper	Área	m <sup>2</sup>	208	CS	5,99 x10 <sup>5</sup>
Bomba de MEA/Rico	Q*h	gpm*psi	8,60 x 10 <sup>4</sup>	CS	8,25 x10 <sup>4</sup>
Bomba de Retorno de Solvente	Q*h	gpm*psi	2,57 x 10 <sup>5</sup>	CS	1,05 x10 <sup>5</sup>
Bomba da Stripper	Q*h	gpm*psi	6,75 x 10 <sup>3</sup>	CS	2,93 x10 <sup>4</sup>
Vaso de Desidratação do Gás	Massa	kg	4,59 x 10 <sup>3</sup>	CS	3,10 x10 <sup>4</sup>
Vaso da Stripper	Massa	kg	7,07 x 10 <sup>3</sup>	CS	4,78 x10 <sup>4</sup>
Internos de Coluna	Custo				4,72 x10 <sup>6</sup>
Coluna de Absorção	Massa	kg	2,57 x 10 <sup>4</sup>	CS	3,19 x10 <sup>6</sup>
Coluna de Stripper	Massa	kg	1,59 x 10 <sup>4</sup>	CS	4,63 x10 <sup>5</sup>
Total					1,09 x10 <sup>7</sup>

Tabela 23 – Dados para elaboração do fluxo de caixa da térmica com captura de CO<sub>2</sub> por absorção química

Insumo	Quantidade/ano	Unidade	R\$/Unidade	Total (R\$/ano)
Energia Elétrica	5,2952 x 10 <sup>8</sup>	kWh	0,5911	3,13 x 10 <sup>8</sup>
Água de Resfriamento	1,3476 x 10 <sup>8</sup>	t	0,06	2,70 x 10 <sup>6</sup>
Gás Natural	1,1665 x 10 <sup>5</sup>	t	1.596	1,86 x 10 <sup>8</sup>
Reposição de Solvente	105,24	t	2.523	2,66 x 10 <sup>5</sup>
Inibidor de Corrosão	-		-	5,31 x 10 <sup>4</sup>

### 4.3 SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

Os casos de membrana estudados foram acetato de celulose com 2 e com 3 estágios, e polaris com 2 estágios. Depois disso, foi feita uma comparação entre estes para definir uma rota mais econômica. Em todos os casos, o compressor desse sistema possui três estágios porque assim a temperatura não ultrapassa 200°C.

#### 4.3.1 Separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios

O balanço material do sistema de compressão e desidratação é apresentado na Tabela

24. A numeração das correntes do sistema de desidratação é conforme Figura 42. Depois do sistema de compressão, a separação por membrana foi simulada. O fluxograma do sistema de membrana é apresentado na Figura 43 e os dados do balanço material são apresentados na Tabela 25.

Tabela 24 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo de membrana de acetato de celulose com dois estágios

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8	9
n (kmol/h)	10.847	10.847	9.552	1.295	11.601	21.153	21.153	21.153	21.153
T (°C)	150,00	47,00	47,00	47,00	45,00	46,10	136,71	47,00	47,00
P (atma)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	2,27	2,07	2,07
%n (CO <sub>2</sub> )	9,70	9,70	11,01	0,00	80,23	48,98	48,98	48,98	48,98
%n (O <sub>2</sub> )	3,39	3,39	3,85	0,00	0,95	2,26	2,26	2,26	2,26
%n (N <sub>2</sub> )	67,51	67,51	76,66	0,02	18,82	44,94	44,94	44,94	44,94
%n (H <sub>2</sub> O)	19,40	19,40	8,48	99,98	0,00	3,83	3,83	3,83	3,83

Corrente	10	11	12	13	14	15	16	17	18
n (kmol/h)	0	21.153	21.153	20.748	405	20.748	20.748	20.513	235
T (°C)	-	143,57	47,00	47,00	47,00	144,05	45,00	45,00	45,00
P (atma)	-	4,70	4,50	4,50	4,50	10,21	10,01	10,01	10,01
%n (CO <sub>2</sub> )	-	48,98	48,98	49,93	0,02	49,93	49,93	50,50	0,03
%n (O <sub>2</sub> )	-	2,26	2,26	2,30	0,00	2,30	2,30	2,33	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	-	44,94	44,94	45,82	0,00	45,82	45,82	46,34	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	-	3,83	3,83	1,95	99,98	1,95	1,95	0,83	99,97

Tabela 25 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios

Corrente	1	2	3	4	5	6
n (kmol/h)	20.513	986	19.527	19.527	11.653	7.874
T (°C)	45,00	45,00	45,00	47,00	47,00	47,00
P (atma)	10,01	1,00	10,01	400,00	1,00	400,00
%n (CO <sub>2</sub> )	50,50	96,03	48,20	48,20	80,38	0,58
%n (O <sub>2</sub> )	2,33	0,19	2,44	2,44	0,94	4,65
%n (N <sub>2</sub> )	46,34	3,78	48,49	48,49	18,68	92,61
%n (H <sub>2</sub> O)	0,83	0,00	0,87	0,87	0,00	2,16

Depois do balanço material e energético, os equipamentos foram dimensionados com o objetivo de estimar o custo. A área dos estágios de membrana foi de 30 mil metros quadrados cada. Os dados dos compressores e da turbina estão na Tabela 26; os dos

trocadores de calor estão na Tabela 27 e os dos vasos estão na Tabela 28.

Tabela 26 – Dados dos compressores e turbina do processo de separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios

Equipamento	Potência	Unidade	Preço F.O.B. (US\$)
Compressor 1	73.434	hp	$9,71 \times 10^5$
Compressor 2	101.585	hp	$1,34 \times 10^6$
Turbina	7.383	hp	$6,72 \times 10^4$

Tabela 27 – Dados dos trocadores de calor do processo de separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios

Compressor 1				
Trocadores	P1	P2	P3	P4
Q (kcal/h)	$1,94 \times 10^7$	$1,48 \times 10^7$	$2,36 \times 10^7$	$2,23 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	49,81	45,85	47,91	45,98
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	204,2	169,6	259,0	255,2
F.O.B. (US\$)	$8,54 \times 10^4$	$7,09 \times 10^4$	$1,08 \times 10^5$	$1,07 \times 10^5$
Compressor 2				
Trocadores	1° Estágio	2° Estágio	3° Estágio	4° Estágio
Q (kcal/h)	$1,71 \times 10^7$	$1,95 \times 10^7$	$2,33 \times 10^7$	$2,40 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	49,25	50,65	50,56	47,43
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	182,8	202,6	242,2	265,3
F.O.B. (US\$)	$7,64 \times 10^4$	$8,47 \times 10^4$	$1,01 \times 10^5$	$1,11 \times 10^5$

Tabela 28 – Dados dos vasos do processo de separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios

Vasos	V1	V2	V3	V4
Altura (m)	1,2	-	1,2	1,2
Diâmetro (m)	0,34	-	0,34	0,34
Espessura (m)	$3,18 \times 10^{-3}$	-	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$
Massa (kg)	66	-	66	66
F.O.B. (US\$)	$4,59 \times 10^3$	-	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$

Depois do dimensionamento dos equipamentos, o processo foi avaliado economicamente. O custo dos equipamentos está na Tabela 29. O investimento total é de 165 milhões de reais. Os dados da Tabela 26 mostram que esta planta tem um consumo de energia de 125 MW, enquanto a térmica produz 67,6 MW, inviabilizando o processo.

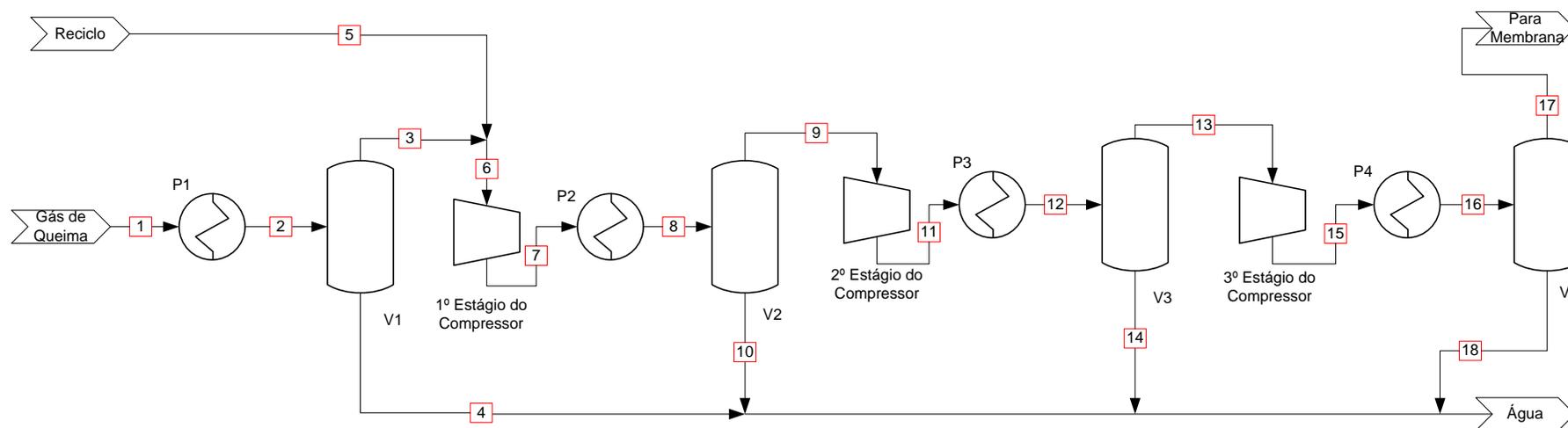


Figura 42 – Fluxograma do sistema de compressão e desidratação dos processos de membrana

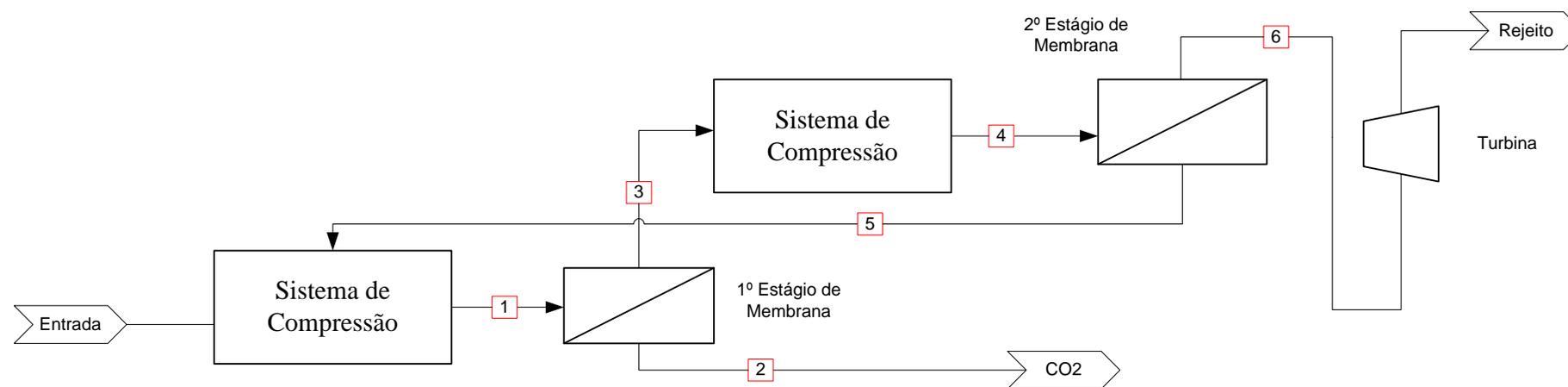


Figura 43 – Fluxograma do processo de membrana com dois estágios

Tabela 29 – Custo dos equipamentos do processo de separação por membrana de acetato de celulose com dois estágios

Equipamento	Variável	Unidade	Valor	Material	Preço Atualizado R\$
Vaso de Desidratação do Gás	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 1 do Compressor 1	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 3 do Compressor 1	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Condensador de Gás	Área	m <sup>2</sup>	204	CS	$2,27 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	170	CS	$4,79 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	259	CS	$7,32 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	255	CS	$7,21 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	183	CS	$5,17 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	203	CS	$5,73 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	242	CS	$6,85 \times 10^5$
Resfriador 4 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	265	CS	$7,50 \times 10^5$
Compressor 1	Potência	hp	$7,34 \times 10^4$	CS	$9,55 \times 10^6$
Compressor 2	Potência	hp	$1,02 \times 10^5$	CS	$1,32 \times 10^7$
Turbina	Potência	hp	$7,38 \times 10^3$	CS	$6,61 \times 10^5$
Membrana	Área	m <sup>2</sup>	$6,00 \times 10^4$	AC	$7,45 \times 10^6$
Total	-	-	-	-	$3,57 \times 10^7$

#### 4.3.2 Separação por membrana de acetato de celulose com três estágios

O balanço material do sistema de compressão e desidratação é apresentado na Tabela 30. A numeração das correntes é conforme Figura 42. Depois do sistema de compressão, a separação por membrana foi simulada. O fluxograma detalhado é apresentado na Figura 44, e os dados do balanço material são apresentados na Tabela 31.

Depois do balanço material e energético, os equipamentos foram dimensionados com o objetivo de estimar o custo. A área do primeiro estágio de membrana foi de 120 mil metros quadrados; o do segundo foi de 240 mil e o do terceiro, 6 mil. Os dados dos compressores e da turbina estão na Tabela 32; os dos trocadores de calor estão na Tabela 33 e os dos vasos estão na Tabela 34.

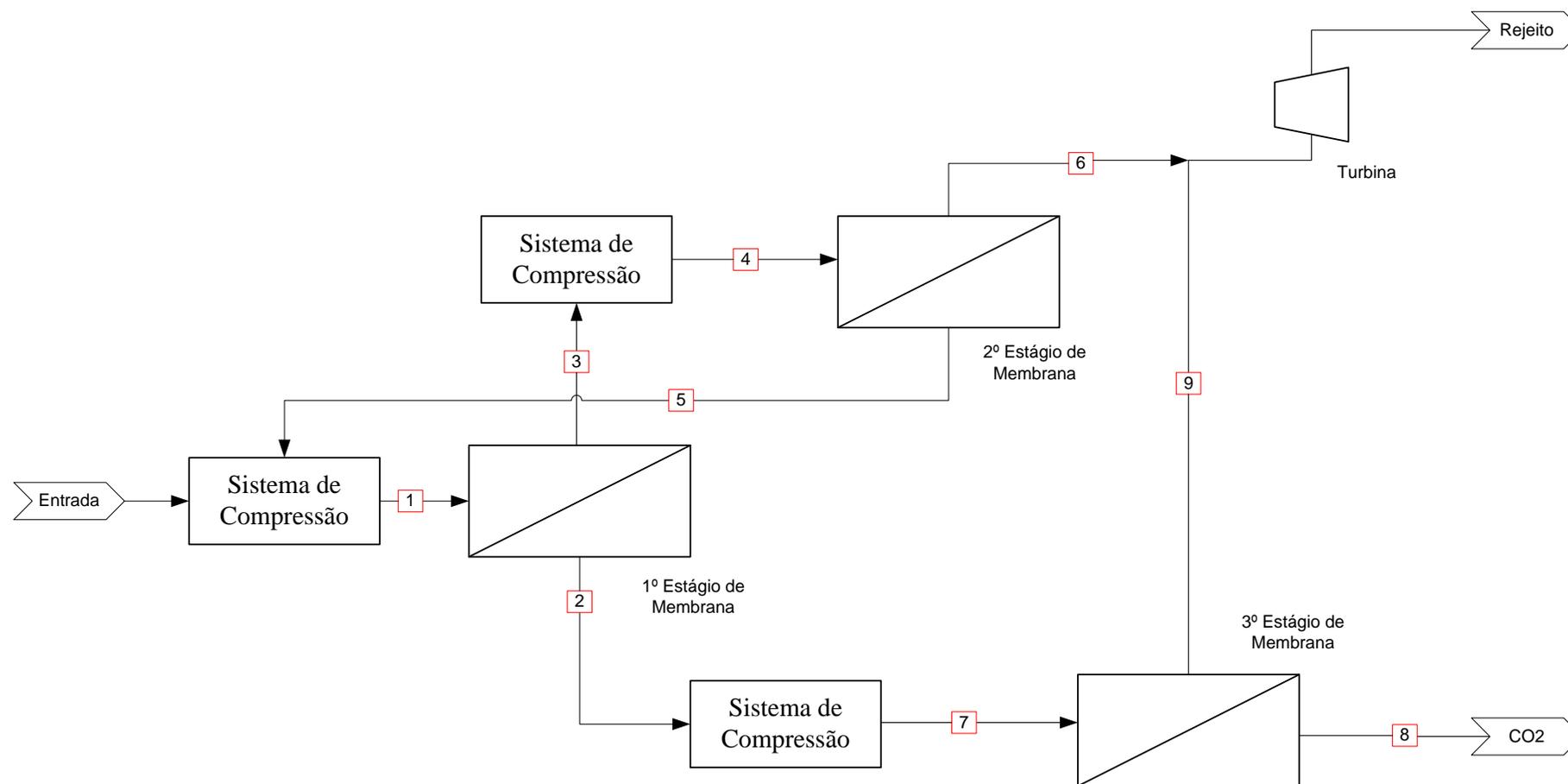


Figura 44 – Fluxograma da separação por membrana com 3 estágios

Tabela 30 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo de membrana de acetato de celulose com três estágios

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	7	9
n (kmol/h)	10.847	10.847	9.552	1.295	8.311	17.863	17.863	17.863	17.788
T (°C)	150,00	47,00	47,00	47,00	45,00	46,10	141,90	47,00	47,00
P (atma)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	2,27	2,07	2,07
%n (CO <sub>2</sub> )	9,70	9,70	11,01	0,00	31,51	20,55	20,55	20,55	20,64
%n (O <sub>2</sub> )	3,39	3,39	3,85	0,00	3,28	3,58	3,58	3,58	3,60
%n (N <sub>2</sub> )	67,51	67,51	76,66	0,02	65,21	71,33	71,33	71,33	71,63
%n (H <sub>2</sub> O)	19,40	19,40	8,48	99,98	0,00	4,53	4,53	4,53	4,13

Corrente	10	11	12	13	14	15	16	17	18
n (kmol/h)	75	17.788	17.788	17.390	398	17.390	17.390	17.194	197
T (°C)	47,00	143,19	47,00	47,00	47,00	143,47	45,00	45,00	45,00
P (atma)	2,07	4,70	4,50	4,50	4,50	10,21	10,01	10,01	10,01
%n (CO <sub>2</sub> )	0,00	20,64	20,64	21,11	0,01	21,11	21,11	21,35	0,02
%n (O <sub>2</sub> )	0,00	3,60	3,60	3,68	0,00	3,68	3,68	3,72	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	0,00	71,63	71,63	73,27	0,00	73,27	73,27	74,11	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	100,00	4,13	4,13	1,94	99,99	1,94	1,94	0,82	99,98

Tabela 31 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana de acetato de celulose com três estágios

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8	9
n (kmol/h)	17.194	1.277	15.917	15.917	8.311	7.606	1.277	967	310
T (°C)	45,00	45,00	45,00	47,00	47,00	47,00	47,00	47,00	47,00
P (atma)	10,01	1,00	10,01	100,00	1,00	100,00	10,00	1,00	10,00
%n (CO <sub>2</sub> )	21,35	80,57	16,60	16,60	31,51	0,31	80,57	97,98	26,29
%n (O <sub>2</sub> )	3,72	0,93	3,95	3,95	3,28	4,68	0,93	0,10	3,53
%n (N <sub>2</sub> )	74,11	18,50	78,57	78,57	65,21	93,17	18,50	1,92	70,18
%n (H <sub>2</sub> O)	0,82	0,00	0,88	0,88	0,00	1,84	0,00	0,00	0,00

Tabela 32 – Dados dos compressores e turbina do processo de separação por membrana de acetato de celulose com três estágios

Equipamento	Potência	Unidade	Preço F.O.B. (US\$)
Compressor 1	60.154	hp	7,96 x 10 <sup>5</sup>
Compressor 2	52.078	hp	6,89 x 10 <sup>5</sup>
Compressor 3	4.046	hp	5,35 x 10 <sup>4</sup>
Turbina	6.667	hp	6,49 x 10 <sup>4</sup>

Tabela 33 – Dados dos trocadores de calor do processo de separação por membrana de acetato de celulose com três estágios

Compressor 1				
Trocadores	P1	P2	P3	P4
Q (kcal/h)	$1,94 \times 10^7$	$1,37 \times 10^7$	$1,74 \times 10^7$	$1,53 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	49,81	47,41	47,79	45,81
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	204,2	151,9	191,3	175,5
F.O.B. (US\$)	$8,54 \times 10^4$	$6,35 \times 10^4$	$8,00 \times 10^4$	$7,34 \times 10^4$

Compressor 2			
Trocadores	1° Estágio	2° Estágio	3° Estágio
Q (kcal/h)	$1,12 \times 10^7$	$1,19 \times 10^7$	$1,27 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	46,43	47,25	47,24
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	126,5	132,5	141,4
F.O.B. (US\$)	$5,29 \times 10^4$	$5,54 \times 10^4$	$5,91 \times 10^4$

Compressor 3			
Trocadores	1° Estágio	2° Estágio	3° Estágio
Q (kcal/h)	$8,51 \times 10^5$	$8,89 \times 10^5$	$9,11 \times 10^5$
$\Delta T$ (°C)	40,74	41,54	41,69
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	11,0	11,2	11,5
F.O.B. (US\$)	$4,59 \times 10^3$	$4,70 \times 10^3$	$4,80 \times 10^3$

Tabela 34 – Dados dos vasos do processo de separação por membrana de acetato de celulose com três estágios

Vasos	V1	V2	V3	V4
Altura (m)	1,2	1,2	1,2	1,2
Diâmetro (m)	0,34	0,34	0,34	0,34
Espessura (m)	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$
Massa (kg)	66	66	66	66
F.O.B. (US\$)	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$

Depois do dimensionamento dos equipamentos, o processo foi avaliado economicamente. O custo dos equipamentos está na Tabela 35. O investimento total é de 264 milhões de reais. Os dados da Tabela 32 mostram que esta planta tem um consumo de energia de 81,4 MW, enquanto a térmica produz 67,6 MW, inviabilizando o processo.

Tabela 35 – Custo dos equipamentos do processo de separação por membrana de acetato de celulose com três estágios

Equipamento	Variável	Unidade	Valor	Material	Preço Atualizado R\$
Vaso de Desidratação do Gás	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 1 do Compressor 1	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 2 do Compressor 1	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 3 do Compressor 1	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Condensador de Gás	Área	m <sup>2</sup>	204	CS	$5,77 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	152	CS	$4,29 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	191	CS	$5,41 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	175	CS	$4,96 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	126	CS	$3,57 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	132	CS	$3,74 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	141	CS	$4,00 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 3	Área	m <sup>2</sup>	11,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Resfriador 2 do Compressor 3	Área	m <sup>2</sup>	11,2	CS	$3,18 \times 10^4$
Resfriador 3 do Compressor 3	Área	m <sup>2</sup>	11,5	CS	$3,24 \times 10^4$
Compressor 1	Potência	hp	$6,02 \times 10^4$	CS	$7,82 \times 10^6$
Compressor 2	Potência	hp	$5,21 \times 10^4$	CS	$6,77 \times 10^6$
Compressor 3	Potência	hp	$4,05 \times 10^3$	CS	$5,26 \times 10^5$
Turbina	Potência	hp	$6,67 \times 10^3$	CS	$6,38 \times 10^5$
Membrana	Área	m <sup>2</sup>	$3,66 \times 10^5$	AC	$4,55 \times 10^7$
Total	-	-	-	-	$6,46 \times 10^7$

### 4.3.3 Separação por membrana de polaris com dois estágios

Polaris é um material mais eficiente que o acetato de celulose para captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão por membrana. Isto porque as propriedades físicas seletividade de CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> e permeabilidade de CO<sub>2</sub> neste material são maiores, conforme Figura 45. O balanço material do sistema de compressão e desidratação é apresentado na Tabela 36. A numeração das correntes do sistema de desidratação é conforme Figura 42. Depois do sistema de compressão, a separação por membrana foi simulada. O fluxograma do sistema de membrana é apresentado na Figura 43 e os dados do balanço material, na Tabela 37.

Tabela 36 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo de membrana de polaris com dois estágios

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8	9
n (kmol/h)	10.847	10.847	9.553	1.295	6.403	15.956	15.956	15.956	15.801
T (°C)	150,00	47,00	47,00	47,00	45,00	46,10	135,17	47,00	47,00
P (atma)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	2,27	2,07	2,07
%n (CO <sub>2</sub> )	9,70	9,70	11,01	0,00	85,16	40,77	40,77	40,77	41,17
%n (O <sub>2</sub> )	3,39	3,39	3,85	0,00	0,71	2,59	2,59	2,59	2,62
%n (N <sub>2</sub> )	67,51	67,51	76,66	0,00	14,13	51,57	51,57	51,57	52,07
%n (H <sub>2</sub> O)	19,40	19,40	8,48	100,00	0,00	5,07	5,07	5,07	4,14

Corrente	10	11	12	13	14	15	16	17	18
n (kmol/h)	155	15.801	15.801	15.447	354	15.447	15.447	15.272	175
T (°C)	47,00	136,41	47,00	47,00	47,00	136,63	45,00	45,00	45,00
P (atma)	2,07	4,70	4,50	4,50	4,50	10,21	10,01	10,01	10,01
%n (CO <sub>2</sub> )	0,01	41,17	41,17	42,11	0,01	42,11	42,11	42,59	0,03
%n (O <sub>2</sub> )	0,00	2,62	2,62	2,68	0,00	2,68	2,68	2,71	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	0,00	52,07	52,07	53,27	0,00	53,27	53,27	53,87	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	99,99	4,14	4,14	1,95	99,99	1,95	1,95	0,83	99,97

Tabela 37 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana de polaris com dois estágios

Corrente	1	2	3	4	5	6
n (kmol/h)	15.272	988	14.284	14.284	6.426	7.858
T (°C)	45,00	45,00	45,00	45,00	45,00	45,00
P (atma)	10,01	1,00	10,01	200,00	1,00	200,00
%n (CO <sub>2</sub> )	42,59	96,41	38,87	38,87	85,21	0,98
%n (O <sub>2</sub> )	2,71	0,17	2,88	2,88	0,71	4,66
%n (N <sub>2</sub> )	53,87	3,42	57,36	57,36	14,08	92,76
%n (H <sub>2</sub> O)	0,83	0,00	0,88	0,88	0,00	1,61

Depois do balanço material e energético, os equipamentos foram dimensionados com o objetivo de estimar o custo. A área dos estágios de membrana foi de 2,7 mil metros quadrados cada. Os dados dos compressores e da turbina estão na Tabela 38; os dos trocadores de calor estão na Tabela 39; e os dos vasos estão na Tabela 40.

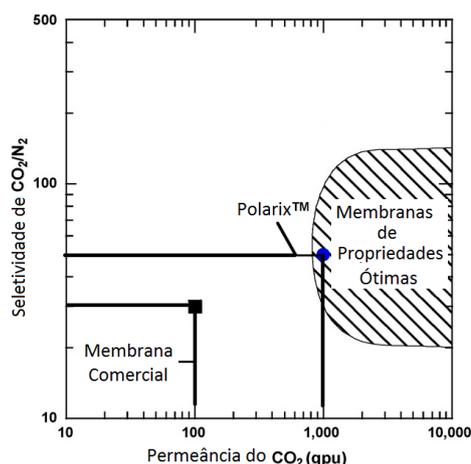


Figura 45 – Seletividade e Permeabilidade de Membranas Ótimas  
 Fonte: Adaptado de MERKEL, 2009

Tabela 38 – Dados dos compressores e turbina do processo de separação por membrana de polaris com dois estágios

Equipamento	Potência	Unidade	Preço F.O.B. (US\$)
Compressor 1	53.113	hp	$7,02 \times 10^5$
Compressor 2	62.017	hp	$8,20 \times 10^5$
Turbina	6.962	hp	$6,58 \times 10^4$

Tabela 39 – Dados dos trocadores de calor do processo de separação por membrana de polaris com dois estágios

Trocadores	Compressor 1			
	P1	P2	P3	P4
Q (kcal/h)	$1,94 \times 10^7$	$1,32 \times 10^7$	$1,54 \times 10^7$	$1,36 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	49,81	45,38	45,76	43,82
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	204,2	152,3	177,1	163,3
F.O.B. (US\$)	$8,54 \times 10^4$	$6,37 \times 10^4$	$7,40 \times 10^4$	$6,83 \times 10^4$

Trocadores	Compressor 2		
	1° Estágio	2° Estágio	3° Estágio
Q (kcal/h)	$1,37 \times 10^7$	$1,56 \times 10^7$	$1,85 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	53,09	54,44	54,11
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	135,9	150,1	179,9
F.O.B. (US\$)	$5,68 \times 10^4$	$6,27 \times 10^4$	$7,52 \times 10^4$

Tabela 40 – Dados dos vasos do processo de separação por membrana de polaris com dois estágios

Vasos	V1	V2	V3	V4
Altura (m)	1,2	1,2	1,2	1,2
Diâmetro (m)	0,34	0,34	0,34	0,34
Espessura (m)	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$
Massa (kg)	66	66	66	66
F.O.B. (US\$)	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$

Depois do dimensionamento dos equipamentos, foi feita a avaliação econômica deste processo. O preço dos equipamentos está na Tabela 41. O investimento total é de 96,8 milhões de reais. Os dados da Tabela 38 mostram que esta planta tem um consumo de energia de 80,6 MW, enquanto a térmica produz 67,6 MW, inviabilizando o processo.

Tabela 41– Custo dos equipamentos do processo de separação por membrana de polaris com dois estágios

Equipamento	Variável	Unidade	Valor	Material	Preço Atualizado R\$
Vaso de Desidratação do Gás	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 1 do Compressor 1	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 2 do Compressor 1	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 3 do Compressor 1	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Condensador de Gás	Área	m <sup>2</sup>	204	CS	$5,77 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	152	CS	$4,30 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	177	CS	$5,00 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	163	CS	$4,62 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	136	CS	$3,84 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	150	CS	$4,24 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	180	CS	$5,09 \times 10^5$
Compressor 1	Potência	hp	$5,31 \times 10^4$	CS	$6,91 \times 10^6$
Compressor 2	Potência	hp	$6,20 \times 10^4$	CS	$8,07 \times 10^6$
Turbina	Potência	hp	$6,96 \times 10^3$	CS	$6,47 \times 10^5$
Membrana	Área	m <sup>2</sup>	$5,40 \times 10^3$	AC	$1,83 \times 10^6$
Total	-	-	-	-	$2,09 \times 10^7$

#### 4.4 PROCESSOS HÍBRIDOS

Três casos de processo híbrido foram avaliados neste trabalho. O caso 1 tem o permeado alimentando a coluna de absorção e dois estágios de membrana com reciclo. Neste caso, mais de 90% do CO<sub>2</sub> é capturado na membrana. Dessa forma, este CO<sub>2</sub> é capturado na

coluna absorvedora. Desta forma, a única saída de CO<sub>2</sub> especificado é o topo da regeneradora. No caso 2, o retido vai para a absorção. Neste segundo processo, o processo de membrana tem que produzir CO<sub>2</sub> especificado. O CO<sub>2</sub> produzido na membrana junta-se ao CO<sub>2</sub> produzido na regeneradora para compressão. Além disso, a separação por membrana é feita em dois estágios com reciclo. No caso 3, as diferenças em relação ao caso dois são: terceiro estágio de membrana e retirada do sistema de compressão entre os dois primeiros estágios de membrana.

Em todos os processos híbridos, o balanço material foi dividido em três: compressão e desidratação, separação por membrana, e separação por absorção. As correntes do sistema de compressão e desidratação são conforme a Figura 42, as do ciclo de produção de energia, na Figura 40 e as do sistema de separação por absorção, na Figura 41. Uma diferença em relação aos processos de membrana é a ausência do compressor entre os estágios de membrana.

#### **4.4.1 Processo híbrido (Caso 1)**

O balanço material do sistema de compressão e desidratação é apresentado na Tabela 42. Depois do sistema de compressão, a separação por membrana e por absorção foram simuladas. Os dados do balanço material da separação por membrana estão na Tabela 43 e os da separação por absorção estão na Tabela 44.

Depois do balanço material e energético, os equipamentos foram dimensionados com o objetivo de estimar o custo. A área dos estágios de membrana foi de 1 milhão de metros quadrados cada. Os dados do compressor e da turbina estão na Tabela 45; os da coluna absorvedora, na Tabela 46; os da coluna regeneradora são na Tabela 47; os dos trocadores de calor do sistema de compressão estão na Tabela 48; os da separação por absorção estão na Tabela 49; os das bombas estão na Tabela 50 e os dos vasos estão na Tabela 51. A numeração dos trocadores de calor do sistema de compressão é referente a Figura 42, e a numeração dos trocadores de calor do sistema de absorção é referente a Figura 46, exceto o P5, que fica entre o P4 e o P1 no sistema de absorção, e é usado para aquecer o gás que sai da turbina para 47 °C.

Tabela 42 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo híbrido (Caso 1)

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8	9
n (kmol/h)	10.847	10.847	9.552	1.295	2.526	12.079	12.079	12.079	11.754
T (°C)	150,00	47,00	47,00	47,00	45,00	46,59	146,05	47,00	47,00
P (atma)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	2,27	2,07	2,07
%n (CO <sub>2</sub> )	9,70	9,70	11,01	0,00	5,67	9,90	9,90	9,90	10,69
%n (O <sub>2</sub> )	3,39	3,39	3,85	0,00	3,09	3,69	3,69	3,69	4,07
%n (N <sub>2</sub> )	67,51	67,51	76,66	0,02	61,41	73,47	73,47	73,47	81,11
%n (H <sub>2</sub> O)	19,40	19,40	8,48	99,98	0,00	6,70	6,70	6,70	4,13

Corrente	10	11	12	13	14	15	16	17	18
n (kmol/h)	325	11.754	11.754	11.491	263	11.491	11.491	11.361	130
T (°C)	47,00	147,27	47,00	47,00	47,00	147,27	45,00	45,00	45,00
P (atma)	2,07	4,70	4,50	4,50	4,50	10,21	10,01	10,01	10,01
%n (CO <sub>2</sub> )	0,00	10,69	10,69	10,93	0,00	10,93	10,93	11,06	0,01
%n (O <sub>2</sub> )	0,00	4,07	4,07	4,17	0,00	4,17	4,17	4,22	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	0,00	81,11	81,11	82,97	0,00	82,97	82,97	83,92	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	100,00	4,13	4,13	1,93	100,00	1,93	1,93	0,81	99,99

Tabela 43 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana do processo híbrido (Caso 1)

Corrente	1	2	3	4	5	6
n (kmol/h)	11.361	3.257	8.104	8.104	2.527	5.577
T (°C)	45,00	45,00	45,00	45,00	45,00	45,00
P (atma)	10,01	1,00	10,01	10,00	1,00	10,00
%n (CO <sub>2</sub> )	11,06	30,93	3,07	3,07	8,10	0,80
%n (O <sub>2</sub> )	4,22	3,31	4,58	4,58	4,40	4,66
%n (N <sub>2</sub> )	83,92	65,77	91,21	91,21	87,50	92,89
%n (H <sub>2</sub> O)	0,81	0,00	1,14	1,14	0,00	1,65

Tabela 44 – Dados do balanço material da separação por absorção do processo híbrido (Caso 1)

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8
n (kmol/h)	3.257	43.383	2.578	44.062	44.062	44.092	1.877	1.877
T (°C)	45,00	47,00	47,52	60,21	60,21	77,60	60,00	60,00
P (atma)	1,1	1	1	1,1	1,3	1,1	1	1
%n (CO <sub>2</sub> )	30,93	2,73	2,34	4,84	4,84	4,83	19,85	19,85
%n (O <sub>2</sub> )	3,31	0,00	4,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	65,77	0,00	83,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	0,00	86,36	10,35	84,42	84,42	84,44	80,15	80,15
%n (MEA)	0,00	10,91	0,04	10,74	10,74	10,72	0,00	0,00

Corrente	9	10	11	12	13	14	15	16
n (kmol/h)	1.183	694	694	4.213	4.213	42.909	42.909	42.909
T (°C)	60,00	60,00	60,00	102,32	102,32	102,32	84,60	47,00
P (atma)	1	1	1	1,1	1,1	1,1	1,2	1
%n (CO <sub>2</sub> )	19,85	19,85	19,85	2,76	2,76	4,42	4,42	4,42
%n (O <sub>2</sub> )	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	80,15	80,15	80,15	86,22	86,22	84,56	84,56	84,56
%n (MEA)	0,00	0,00	0,00	11,02	11,02	11,02	11,02	11,02

Tabela 45 – Dados do compressor e turbina do processo híbrido (Caso 1)

Equipamento	Potência	Unidade	Preço F.O.B. (US\$)
Compressor	40.238	hp	$5,32 \times 10^5$
Turbina	4.907	hp	$5,84 \times 10^4$

Tabela 46 – Dados da coluna de absorção do processo híbrido (Caso 1)

Coluna de Absorção		
Altura	18	m
Diâmetro	4,00	m
Espessura	$5,14 \times 10^{-3}$	m
Massa	$9,81 \times 10^3$	kg
F.O.B.	$4,92 \times 10^4$	US\$
Recheio	$2,12 \times 10^5$	US\$

Tabela 47 – Dados da coluna de regeneração do processo híbrido (Caso 1)

Coluna de Regeneração		
Altura	18	m
Diâmetro	4,12	m
Espessura	$5,21 \times 10^{-3}$	m
Massa	$1,03 \times 10^4$	kg
F.O.B.	$5,07 \times 10^4$	US\$
Recheio	$2,26 \times 10^5$	US\$

Tabela 48 – Dados dos trocadores de calor do sistema de compressão do processo híbrido (Caso 1)

Trocadores	P1	P2	P3	P4
Q (kcal/h)	$1,94 \times 10^7$	$1,24 \times 10^7$	$1,15 \times 10^7$	$1,01 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	49,81	48,64	48,90	46,90
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	204,2	133,5	123,7	113,2
F.O.B. (US\$)	$8,54 \times 10^4$	$5,58 \times 10^4$	$5,17 \times 10^4$	$4,73 \times 10^4$

Tabela 49 – Dados dos trocadores de calor da separação por absorção do processo híbrido (Caso 1)

Trocadores	P1	P2	P3	P4
Q (kcal/h)	$1,55 \times 10^7$	$7,40 \times 10^6$	$4,46 \times 10^7$	$3,20 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	24,52	24,66	86,69	28,60
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$7,14 \times 10^3$	$1,62 \times 10^3$	$4,83 \times 10^3$	$1,19 \times 10^4$
A (m <sup>2</sup> )	88,8	185,5	106,5	93,9
F.O.B. (US\$)	$3,71 \times 10^4$	$7,75 \times 10^4$	$4,45 \times 10^4$	$3,93 \times 10^4$

Tabela 50 – Dados das bombas da separação por absorção do processo híbrido (Caso 1)

Bombas	B1	B2	B3
Vazão Mássica (kg/h)	$1,05 \times 10^6$	$1,01 \times 10^6$	$2,26 \times 10^6$
Varição de Pressão (atm)	0,9	1,3	0,3
Massa Específica (kg/m <sup>3</sup> )	1000	1000	1000
Velocidade (m/s)	1,5	1,5	1,5
Altura (m)	12	18	18
Potência (kW)	49,9	71,2	149
Vazão*Head (gpm*psi)	$8,60 \times 10^4$	$1,23 \times 10^5$	$2,57 \times 10^5$
F.O.B. (US\$)	$1,22 \times 10^4$	$1,56 \times 10^4$	$2,79 \times 10^4$

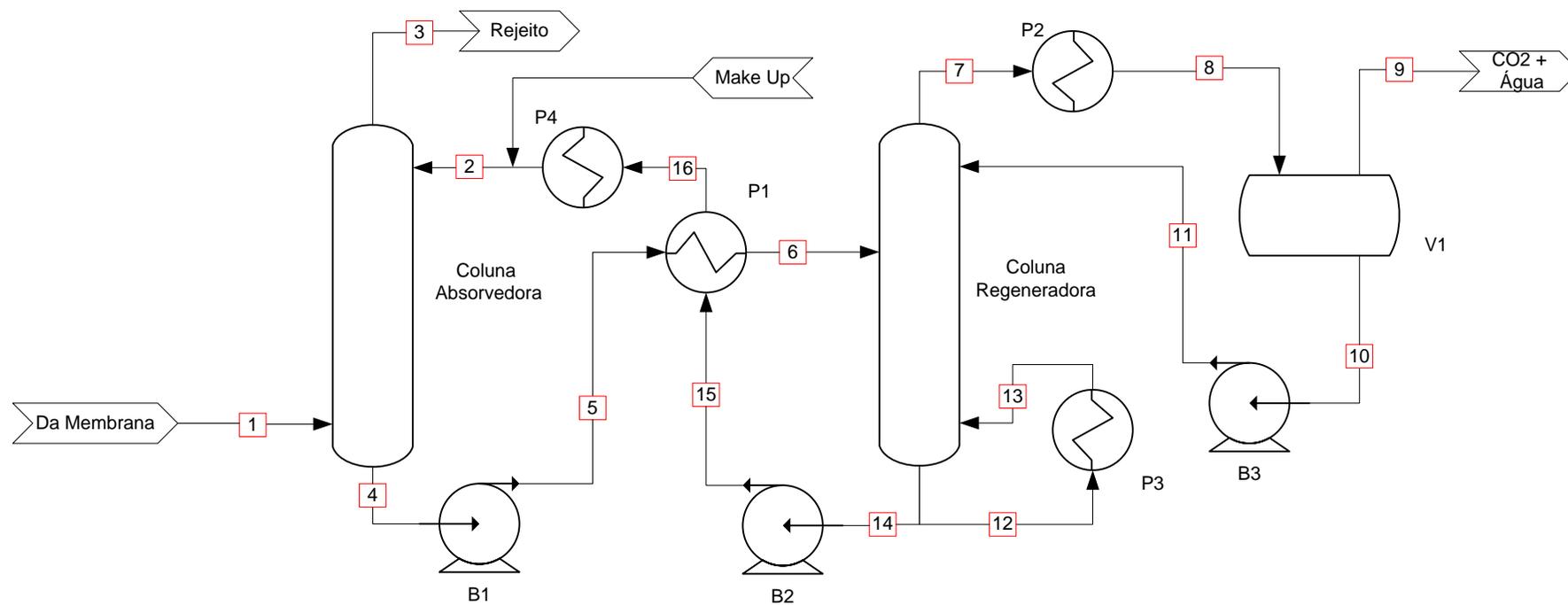


Figura 46 – Fluxograma de processo da separação por absorção do processo híbrido

Tabela 51 – Dados dos vasos do processo híbrido (Caso 1)

Vasos	V1 (fig. 42)	V2 (fig. 42)	V3 (fig. 42)	V4 (fig. 42)	V1 (fig. 46)
Altura (m)	1,2	1,2	1,2	1,2	2,625
Diâmetro (m)	0,34	0,34	0,34	0,34	0,75
Espessura (m)	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,40 \times 10^{-3}$
Massa (kg)	66	66	66	66	244
F.O.B. (US\$)	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$7,07 \times 10^3$

Depois do dimensionamento dos equipamentos, o processo foi avaliado economicamente. O custo dos equipamentos está na Tabela 52. O investimento total é de 1,22 bilhões de reais. Os dados da Tabela 45 mostram que o sistema de membrana desta planta tem um consumo de energia de 264 MW, enquanto a térmica sem captura produz 67,6 MW, inviabilizando o processo.

Tabela 52 – Custo dos equipamentos do processo híbrido (Caso 1)

Equipamento	Variável	Unidade	Valor	Material	Preço Atualizado R\$
Vaso de Desidratação do Gás	Massa	kg	660	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 1 do Compressor 1	Massa	kg	660	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 2 do Compressor 1	Massa	kg	660	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 3 do Compressor 1	Massa	kg	660	CS	$3,10 \times 10^4$
Condensador de Gás	Área	m <sup>2</sup>	204	CS	$5,77 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	133	CS	$3,77 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	124	CS	$3,50 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	1,3	CS	$3,20 \times 10^5$
Compressor	Potência	hp	$4,02 \times 10^4$	CS	$5,23 \times 10^6$
Turbina	Potência	hp	$4,91 \times 10^3$	CS	$5,74 \times 10^5$
Membrana	Área	m <sup>2</sup>	$2,00 \times 10^6$	AC	$2,48 \times 10^8$
Soprador	Vazão	ft <sup>3</sup> /min	41	CS	$6,16 \times 10^3$
Aquecedor de MEA/Rico	Área	m <sup>2</sup>	88,8	CS	$2,51 \times 10^5$
Resfriador de MEA/Pobre	Área	m <sup>2</sup>	93,9	CS	$2,66 \times 10^5$
Condensador da <i>Stripper</i>	Área	m <sup>2</sup>	185	CS	$5,24 \times 10^5$
Refervedor da <i>Stripper</i>	Área	m <sup>2</sup>	92,6	CS	$2,62 \times 10^5$
Bomba de MEA/Rico	Q*h	gpm*psi	$8,12 \times 10^4$	CS	$8,25 \times 10^4$
Bomba de Retorno de Solvente	Q*h	gpm*psi	$1,25 \times 10^5$	CS	$1,05 \times 10^5$
Bomba da <i>Stripper</i>	Q*h	gpm*psi	$6,64 \times 10^3$	CS	$1,89 \times 10^5$
Vaso da <i>Stripper</i>	Massa	kg	244	CS	$4,78 \times 10^4$
Pratos Valvulados Total	Preço				$2,96 \times 10^6$
Coluna de Absorção	Massa	kg	$9,82 \times 10^3$	CS	$3,32 \times 10^5$
Coluna de <i>Stripper</i>	Massa	kg	$1,03 \times 10^4$	CS	$3,43 \times 10^5$
Total					$2,61 \times 10^8$

#### 4.4.2 Processo híbrido (Caso 2)

O balanço material do sistema de compressão e desidratação está apresentado na Tabela 53. Depois do sistema de compressão, a separação por membrana e por absorção foram simuladas. Os dados do balanço material da separação por membrana estão na Tabela 54 e os da separação por absorção estão na Tabela 55. Uma diferença deste processo em relação ao outro processo é a inclusão da turbina no balanço material. Isso porque o retido alimenta a coluna de absorção. O resultado do balanço de massa e energia dessa turbina estão nas correntes 7 e 8 apresentadas na Tabela 54.

Tabela 53 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo híbrido (Caso 2)

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8	9
n (kmol/h)	10.847	10.847	9.552	1.295	12.116	21.669	21.669	21.669	21.669
T (°C)	150,00	47,00	47,00	47,00	45,00	46,59	130,52	47,00	47,00
P (atma)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	2,27	2,07	2,07
%n (CO <sub>2</sub> )	9,70	9,70	11,01	0,00	91,64	56,10	56,10	56,10	49,83
%n (O <sub>2</sub> )	3,39	3,39	3,85	0,00	0,40	1,92	1,92	1,92	2,24
%n (N <sub>2</sub> )	67,51	67,51	76,66	0,02	7,96	38,25	38,25	38,25	44,53
%n (H <sub>2</sub> O)	19,40	19,40	8,48	99,98	0,00	3,74	3,74	3,74	3,40

Corrente	10	11	12	13	14	15	16	17	18
n (kmol/h)	0	21.669	21.669	21.275	394	21.275	21.275	21.034	241
T (°C)	47,00	132,18	47,00	47,00	47,00	132,43	45,00	45,00	45,00
P (atma)	2,07	4,70	4,50	4,50	4,50	10,21	10,01	10,01	10,01
%n (CO <sub>2</sub> )	-	49,83	49,83	57,13	-344,32	57,13	57,13	57,79	0,04
%n (O <sub>2</sub> )	-	2,24	2,24	1,96	17,40	1,96	1,96	1,98	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	-	44,53	44,53	38,96	345,70	38,96	38,96	39,40	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	-	3,40	3,40	1,95	81,23	1,95	1,95	0,83	99,96

Depois do balanço material e energético, os equipamentos foram dimensionados com o objetivo de estimar o custo. A área do primeiro estágio de membrana foi de 10 mil de metros quadrados, enquanto a do segundo foi de 30 mil. Neste caso, é necessário um compressor entre o primeiro e o segundo estágio para comprimir o gás a 200 atm. Os dados dos compressores e da turbina estão na Tabela 56; os da coluna absorvedora estão na Tabela 57; os da coluna regeneradora estão na Tabela 58; os dos trocadores de calor do sistema de

compressão estão na Tabela 59; os da separação por absorção estão na Tabela 60; os das bombas estão na Tabela 61 e os dos vasos estão na Tabela 62. A numeração dos trocadores de calor do sistema de compressão é referente a Figura 42, e a numeração dos trocadores de calor do sistema de absorção é referente a Figura 47, exceto o P5, que fica entre o P4 e o P1 no sistema de absorção, e é usado para aquecer o gás que sai da turbina para 47 °C.

Tabela 54 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana do processo híbrido (Caso 2)

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8
n (kmol/h)	21.034	388	20.646	20.646	12.116	8 530	8.530	8.530
T (°C)	45,00	45,00	45,00	45,00	45,00	45,00	-127,24	40,00
P (atma)	10,01	1,00	10,01	200,00	1,00	200,00	1,00	1,00
%n (CO <sub>2</sub> )	57,79	97,17	57,05	57,05	91,64	7,91	7,91	7,91
%n (O <sub>2</sub> )	1,98	0,14	2,01	2,01	0,40	4,30	4,30	4,30
%n (N <sub>2</sub> )	39,40	2,70	40,09	40,09	7,96	85,73	85,73	85,73
%n (H <sub>2</sub> O)	0,83	0,00	0,85	0,85	0,00	2,05	2,05	2,05

Tabela 55 – Dados do balanço material da separação por absorção do processo híbrido (Caso2)

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8
n (kmol/h)	8.278	22.406	7.800	22.884	22.884	22.884	730	730
T (°C)	40,00	47,00	47,78	47,95	47,95	67,82	60,00	60,00
P (atma)	1,1	1	1	1,1	1,3	1,1	1	1
%n (CO <sub>2</sub> )	7,18	2,73	1,35	4,81	4,81	4,81	78,10	78,10
%n (O <sub>2</sub> )	4,44	0,00	4,72	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	88,38	0,00	93,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	0,00	86,36	0,15	84,51	84,51	84,51	21,89	21,89
%n (MEA)	0,00	10,91	0,00	10,68	10,68	10,68	0,01	0,01

Corrente	9	10	11	12	13	14	15	16
n (kmol/h)	684	45	45	2.491	2.491	23.691	23.691	23.691
T (°C)	60,00	60,00	60,00	102,32	102,32	102,32	102,32	72,45
P (atma)	1	1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,3	1,1
%n (CO <sub>2</sub> )	78,10	78,10	78,10	2,86	2,86	2,86	2,86	2,86
%n (O <sub>2</sub> )	0,00	0,00	0,00	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
%n (N <sub>2</sub> )	0,00	0,00	0,00	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58
%n (H <sub>2</sub> O)	21,89	21,89	21,89	85,29	85,29	85,29	85,29	85,29
%n (MEA)	0,01	0,01	0,01	11,24	11,24	11,24	11,24	11,24

Tabela 56 – Dados do compressor e turbina do processo híbrido (Caso 2)

Equipamento	Potência	Unidade	Preço F.O.B. (US\$)
Compressor 1	72.288	hp	$9,56 \times 10^5$
Compressor 2	86.836	hp	$1,15 \times 10^6$
Turbina	16.500	hp	$8,89 \times 10^4$

Tabela 57 – Dados da coluna de absorção do processo híbrido (Caso 2)

Coluna de Absorção		
Altura	13,5	m
Diâmetro	5,89	m
Espessura	$6,16 \times 10^{-3}$	m
Massa	$1,32 \times 10^4$	kg
F.O.B.	$6,03 \times 10^4$	US\$
Recheio	$1,69 \times 10^5$	US\$

Tabela 58 – Dados da coluna de regeneração do processo híbrido (Caso 2)

Coluna de Regeneração		
Altura	18	m
Diâmetro	4,84	m
Espessura	$5,60 \times 10^{-3}$	m
Massa	$1,29 \times 10^4$	kg
F.O.B.	$5,93 \times 10^4$	US\$
Recheio	$1,52 \times 10^5$	US\$

Tabela 59 – Dados dos trocadores de calor do sistema de compressão do processo híbrido (Caso 2)

Trocadores	Compressor 1			
	P1	P2	P3	P4
Q (kcal/h)	$1,94 \times 10^7$	$1,54 \times 10^7$	$2,01 \times 10^7$	$1,88 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	49,81	43,96	44,47	42,58
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	204,2	184,4	237,9	232,1
F.O.B. (US\$)	$8,54 \times 10^4$	$7,71 \times 10^4$	$9,95 \times 10^4$	$9,70 \times 10^4$

Trocadores	Compressor 2		
	1° Estágio	2° Estágio	3° Estágio
Q (kcal/h)	$4,00 \times 10^5$	$5,67 \times 10^5$	$8,73 \times 10^5$
$\Delta T$ (°C)	47,93	49,96	46,56
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	4,4	6,0	9,8
F.O.B. (US\$)	$1,83 \times 10^3$	$2,49 \times 10^3$	$4,12 \times 10^3$

Tabela 60 – Dados dos trocadores de calor da separação por absorção do processo híbrido (Caso 2)

Trocadores	P1	P2	P3	P4
Q (kcal/h)	$1,02 \times 10^7$	$5,07 \times 10^5$	$2,63 \times 10^7$	$1,59 \times 10^7$
$\Delta T$ (°C)	34,66	24,66	99,69	27,37
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$7,14 \times 10^3$	$1,62 \times 10^3$	$4,83 \times 10^3$	$1,19 \times 10^4$
A (m <sup>2</sup> )	41,4	12,7	54,6	48,9
F.O.B. (US\$)	$1,73 \times 10^4$	$5,31 \times 10^3$	$2,28 \times 10^4$	$2,04 \times 10^4$

Tabela 61 – Dados das bombas da separação por absorção do processo híbrido (Caso 2)

Bombas	B1	B2	B3
Vazão Mássica (kg/h)	$5,46 \times 10^5$	$5,22 \times 10^5$	$1,36 \times 10^5$
Variação de Pressão (atm)	0,9	1,3	0,3
Massa Específica (kg/m <sup>3</sup> )	1000	1000	1000
Velocidade (m/s)	1,5	1,5	1,5
Altura (m)	12	13,5	18
Potência (kW)	25,9	28,3	9,08
Vazão*Head (gpm*psi)	$4,46 \times 10^4$	$4,89 \times 10^4$	$1,57 \times 10^4$
F.O.B. (US\$)	$8,29 \times 10^3$	$8,71 \times 10^3$	$5,31 \times 10^3$

Tabela 62 – Dados dos vasos do processo híbrido (Caso 2)

Vasos	V1 (fig. 42)	V2 (fig. 42)	V3 (fig. 42)	V4 (fig. 46)
Altura (m)	1,2	1,2	1,2	2,625
Diâmetro (m)	0,34	0,34	0,34	0,75
Espessura (m)	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,40 \times 10^{-3}$
Massa (kg)	66	66	66	244
F.O.B. (US\$)	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$7,07 \times 10^3$

Depois do dimensionamento dos equipamentos, o processo foi avaliado economicamente. O custo dos equipamentos está na Tabela 63. O investimento total é de 156 milhões de reais. Os dados da Tabela 56 mostram que o sistema de membrana desta planta tem um consumo de energia de 106 MW, enquanto a térmica sem captura produz 67,6 MW, inviabilizando o processo.

Tabela 63 – Custo dos equipamentos do processo híbrido (Caso 2)

Equipamento	Variável	Unidade	Valor	Material	Preço Atualizado R\$
Vaso de Desidratação do Gás	Massa	kg	660	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 2 do Compressor 1	Massa	kg	660	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 3 do Compressor 1	Massa	kg	660	CS	$3,10 \times 10^4$
Condensador de Gás	Área	m <sup>2</sup>	204	CS	$5,77 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	184	CS	$5,21 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	238	CS	$6,72 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	232	CS	$6,56 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	4,38	CS	$1,24 \times 10^4$
Resfriador 2 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	5,96	CS	$1,69 \times 10^4$
Resfriador 3 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	9,85	CS	$2,78 \times 10^4$
Compressor 1	Potência	hp	$7,23 \times 10^4$	CS	$9,40 \times 10^6$
Compressor 2	Potência	hp	$8,68 \times 10^4$	CS	$1,13 \times 10^7$
Turbina	Potência	hp	$1,64 \times 10^4$	CS	$8,74 \times 10^5$
Membrana	Área	m <sup>2</sup>	$4,00 \times 10^4$	AC	$4,97 \times 10^6$
Aquecedor de MEA/Rico	Área	m <sup>2</sup>	41,4	CS	$1,17 \times 10^5$
Resfriador de MEA/Pobre	Área	m <sup>2</sup>	48,9	CS	$1,38 \times 10^5$
Condensador da <i>Stripper</i>	Área	m <sup>2</sup>	12,7	CS	$3,59 \times 10^4$
Refervedor da <i>Stripper</i>	Área	m <sup>2</sup>	54,6	CS	$1,54 \times 10^5$
Bomba de MEA/Rico	Q*h	gpm*psi	$4,49 \times 10^4$	CS	$5,62 \times 10^4$
Bomba de Retorno de Solvente	Q*h	gpm*psi	$4,81 \times 10^4$	CS	$5,83 \times 10^4$
Bomba da <i>Stripper</i>	Q*h	gpm*psi	$6,64 \times 10^3$	CS	$2,92 \times 10^4$
Vaso da <i>Stripper</i>	Massa	kg	244	CS	$4,78 \times 10^4$
Pratos Valvulados Total	Preço				$2,77 \times 10^6$
Coluna de Absorção	Massa	kg	$1,32 \times 10^4$	CS	$3,65 \times 10^5$
Coluna de <i>Stripper</i>	Massa	kg	$1,29 \times 10^4$	CS	$2,67 \times 10^5$
Total					$3,31 \times 10^7$

#### 4.4.3 Processo híbrido (Caso 3)

O balanço material do sistema de compressão e desidratação está apresentado na Tabela 64. Depois do sistema de compressão, a separação por membrana e por absorção foram simuladas. Os dados do balanço material da separação por membrana está na Tabela 65 e os da separação por absorção estão na Tabela 66. Uma diferença deste processo em relação ao outro processo é a inclusão da turbina no balanço material. Isso porque o retido alimenta a coluna de absorção. Este caso também tem uma diferença no fluxograma em relação ao outro caso com retido alimentando a absorvedora. A diferença é o terceiro estágio de membrana,

como mostra a Figura 43.

Tabela 64 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo híbrido (Caso 3)

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8	9
n (kmol/h)	10.847	10.847	9.552	1.295	768	10.321	10.321	10.321	9.921
T (°C)	150,00	47,00	47,00	47,00	45,00	46,59	155,84	47,00	47,00
P (atma)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	2,27	2,07	2,07
%n (CO <sub>2</sub> )	9,70	9,70	11,01	0,00	40,28	13,19	13,19	13,19	13,72
%n (O <sub>2</sub> )	3,39	3,39	3,85	0,00	2,86	3,78	3,78	3,78	3,93
%n (N <sub>2</sub> )	67,51	67,51	76,66	0,02	56,86	75,19	75,19	75,19	78,22
%n (H <sub>2</sub> O)	19,40	19,40	8,48	99,98	0,00	7,85	7,85	7,85	4,13

Corrente	10	11	12	13	14	15	16	17	18
n (kmol/h)	400	9.921	9.921	9.698	222	9.698	9.698	9.589	110
T (°C)	47,00	156,52	47,00	47,00	47,00	156,81	45,00	45,00	45,00
P (atma)	2,07	4,70	4,50	4,50	4,50	10,21	10,01	10,01	10,01
%n (CO <sub>2</sub> )	0,00	13,72	13,72	14,04	0,00	14,04	14,04	14,20	0,01
%n (O <sub>2</sub> )	0,00	3,93	3,93	4,02	0,00	4,02	4,02	4,06	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	0,00	78,22	78,22	80,01	0,00	80,01	80,01	80,93	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	100,00	4,13	4,13	1,93	100,00	1,93	1,93	0,81	99,99

Depois do balanço material e energético, os equipamentos foram dimensionados com o objetivo de estimar o custo. A área dos dois primeiros estágios de membrana, que operam em reciclo, foi de 20 mil de metros quadrados cada, enquanto a do terceiro foi de 10 mil. Os dados do compressor e da turbina estão na Tabela 67; os da coluna absorvedora estão na Tabela 68; os da coluna regeneradora estão na Tabela 69; os dos trocadores de calor do sistema de compressão, estão na Tabela 70; os da separação por absorção estão na Tabela 71; os das bombas estão na Tabela 72 e os dos vasos estão na Tabela 73. A numeração dos trocadores de calor do sistema de compressão é referente a Figura 42, e a numeração dos trocadores de calor do sistema de absorção é referente a Figura 47, exceto o P5, que fica entre o P4 e o P1 no sistema de absorção, e é usado para aquecer o gás que sai da turbina para 47 °C.



Tabela 67 – Dados do compressor e turbina do processo híbrido (Caso 3)

Equipamento	Potência	Unidade	Preço F.O.B. (US\$)
Compressor 1	34.069	hp	$4,51 \times 10^5$
Compressor 2	3.841	hp	$5,08 \times 10^4$
Turbina	9.289	hp	$7,28 \times 10^4$

Tabela 68 – Dados da coluna de absorção do processo híbrido (Caso 3)

Coluna de Absorção		
Altura	13,5	m
Diâmetro	5,89	m
Espessura	$6,16 \times 10^{-3}$	m
Massa	$1,32 \times 10^4$	kg
F.O.B.	$6,03 \times 10^4$	US\$
Recheio	$1,69 \times 10^5$	US\$

Tabela 69 – Dados da coluna de regeneração do processo híbrido (Caso 3)

Coluna de Regeneração		
Altura	18	m
Diâmetro	4,84	m
Espessura	$5,60 \times 10^{-3}$	m
Massa	$1,29 \times 10^4$	kg
F.O.B.	$5,93 \times 10^4$	US\$
Recheio	$1,52 \times 10^5$	US\$

Tabela 70 – Dados dos trocadores de calor do sistema de compressão do processo híbrido (Caso 3)

Trocadores	Compressor 1				Compressor 2	
	P1	P2	P3	P4	1º Estágio	2º Estágio
Q (kcal/h)	$1,94 \times 10^7$	$1,89 \times 10^7$	$2,32 \times 10^7$	$2,26 \times 10^7$	$1,39 \times 10^6$	$1,44 \times 10^6$
$\Delta T$ (°C)	49,81	51,51	51,70	49,60	60,14	60,98
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$1,90 \times 10^3$					
A (m <sup>2</sup> )	204,2	192,7	235,5	239,6	12,1	12,4
F.O.B. (US\$)	$8,54 \times 10^4$	$8,06 \times 10^4$	$9,85 \times 10^4$	$1,00 \times 10^5$	$5,06 \times 10^3$	$5,19 \times 10^3$

Tabela 71 – Dados dos trocadores de calor da separação por absorção do processo híbrido (Caso 3)

Trocadores	P1	P2	P3	P4	P5
Q (kcal/h)	$1,45 \times 10^7$	$5,07 \times 10^5$	$2,63 \times 10^7$	$5,48 \times 10^6$	$6,21 \times 10^6$
$\Delta T$ (°C)	30,05	24,66	146,69	23,90	65,20
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	$7,14 \times 10^3$	$1,62 \times 10^3$	$4,83 \times 10^3$	$1,19 \times 10^4$	$1,90 \times 10^3$
A (m <sup>2</sup> )	67,5	12,7	37,1	19,3	50,0
F.O.B. (US\$)	$2,82 \times 10^4$	$5,31 \times 10^3$	$1,55 \times 10^4$	$8,05 \times 10^3$	$2,09 \times 10^4$

Tabela 72 – Dados das bombas da separação por absorção do processo híbrido (Caso 3)

Bombas	B1	B2	B3
Vazão Mássica (kg/h)	$5,86 \times 10^5$	$5,60 \times 10^5$	$1,07 \times 10^5$
Varição de Pressão (atm)	0,9	1,5	0,3
Massa Específica (kg/m <sup>3</sup> )	1000	1000	1000
Velocidade (m/s)	1,5	1,5	1,5
Altura (m)	12	13,5	18
Potência (kW)	27,8	30,9	7,18
Vazão*Head (gpm*psi)	$4,79 \times 10^4$	$5,32 \times 10^4$	$1,24 \times 10^4$
F.O.B. (US\$)	$8,61 \times 10^3$	$9,12 \times 10^3$	$4,95 \times 10^3$

Tabela 73 – Dados dos vasos do processo híbrido (Caso 3)

Vasos	V1 (fig. 42)	V2 (fig. 42)	V3 (fig. 42)	V4 (fig. 42)	V1 (fig. 46)
Altura (m)	1,2	1,2	1,2	1,2	2,625
Diâmetro (m)	0,34	0,34	0,34	0,34	0,75
Espessura (m)	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,18 \times 10^{-3}$	$3,40 \times 10^{-3}$
Massa (kg)	66	66	66	66	244
F.O.B. (US\$)	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$4,59 \times 10^3$	$7,07 \times 10^3$

Depois do dimensionamento dos equipamentos, o processo foi avaliado economicamente. O custo dos equipamentos está na Tabela 74. O investimento total é de 289 milhões de reais. Depois do investimento, foram elaborados os dois fluxos de caixa, ambos com o objetivo de obter preços de CO<sub>2</sub>. Os dados dos custos fixos e da receita são apresentados na Tabela 75. Embora o consumo de energia seja menor que a produzida pela térmica, o VPL da térmica com este processo de captura sem venda de CO<sub>2</sub> é negativo, portanto este processo é inviável. Este resultado é apresentado no Apêndice D.

Tabela 74 – Custo dos equipamentos do processo híbrido (Caso 3)

Equipamento	Variável	Unidade	Valor	Material	Preço Atualizado R\$
Vaso de Desidratação do Gás	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 1 do Compressor 1	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 3 do Compressor 1	Massa	kg	66,0	CS	$3,10 \times 10^4$
Condensador de Gás	Área	m <sup>2</sup>	204	CS	$5,77 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	129	CS	$3,66 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	105	CS	$2,97 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	96,3	CS	$2,72 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	11,5	CS	$3,26 \times 10^4$
Resfriador 2 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	11,8	CS	$3,34 \times 10^4$
Compressor 1	Potência	hp	$3,41 \times 10^4$	CS	$4,43 \times 10^6$
Compressor 2	Potência	hp	$3,84 \times 10^3$	CS	$4,99 \times 10^5$
Turbina	Potência	hp	$9,29 \times 10^3$	CS	$7,15 \times 10^5$
Membrana	Área	m <sup>2</sup>	$4,10 \times 10^5$	AC	$5,09 \times 10^7$
Aquecedor de MEA/Rico	Área	m <sup>2</sup>	67,5	CS	$1,91 \times 10^5$
Resfriador de MEA/Pobre com gás	Área	m <sup>2</sup>	50,0	CS	$1,41 \times 10^5$
Resfriador de MEA/Pobre com AGR	Área	m <sup>2</sup>	19,3	CS	$5,44 \times 10^4$
Condensador da <i>Stripper</i>	Área	m <sup>2</sup>	12,7	CS	$3,59 \times 10^4$
Referevedor da <i>Stripper</i>	Área	m <sup>2</sup>	37,1	CS	$1,05 \times 10^5$
Bomba de MEA/Rico	Q*h	gpm*psi	$4,49 \times 10^4$	CS	$5,62 \times 10^4$
Bomba de Retorno de Solvente	Q*h	gpm*psi	$4,81 \times 10^4$	CS	$5,83 \times 10^4$
Bomba da <i>Stripper</i>	Q*h	gpm*psi	$6,64 \times 10^3$	CS	$2,92 \times 10^4$
Vaso da <i>Stripper</i>	Massa	kg	244	CS	$4,78 \times 10^4$
Pratos Valvulados Total	Preço				$2,77 \times 10^6$
Coluna de Absorção	Massa	kg	$1,13 \times 10^4$	CS	$3,65 \times 10^5$
Coluna de <i>Stripper</i>	Massa	kg	$7,02 \times 10^3$	CS	$2,67 \times 10^5$
Total					$6,24 \times 10^7$

Tabela 75 – Dados para elaboração do fluxo de caixa da térmica com captura de CO<sub>2</sub> pelo processo híbrido (Caso 3)

Insumo	Quantidade/ano	Unidade	R\$/Unidade	Total (R\$/ano)
Energia Elétrica	$3,7877 \times 10^8$	kWh	0,5911	$2,24 \times 10^8$
Água de Resfriamento	$5,5610 \times 10^8$	t	0,06	$9,37 \times 10^6$
Gás Natural	$1,1665 \times 10^5$	t	1.596	$1,86 \times 10^8$
Reposição de Solvente	105,24	t	2.523	$2,66 \times 10^5$
Inibidor de Corrosão	-		-	$5,31 \times 10^4$

## 4.5 COMPARAÇÃO ENTRE OS PROCESSOS

A etapa de comparação entre as tecnologias neste trabalho começa através do levantamento de dados econômicos dos processos apresentados. Os dados obtidos são investimento da planta de captura, o preço de CO<sub>2</sub> e o impacto da planta de captura na térmica.

Não foram obtidos preço de CO<sub>2</sub> para as tecnologias de membrana e híbridas porque os processos apresentados neste trabalho são inviáveis. Todos os processos de membranas estudados têm o consumo de energia maior do que a energia produzida pela planta de produção de energia. Dentre os processos híbridos, apenas um consome menos energia, mas o custo operacional é maior do que a receita obtida com a venda de energia. Desta forma, não é possível comparar a tecnologia de absorção com membrana e com híbrido quanto ao custo.

Devido a inviabilidade das tecnologias de membrana estudadas com acetato de celulose e polaris, foi feita uma análise de sistema de membrana com 2 estágios e reciclo para seletividades maiores. O objetivo desta análise foi obter a pressão mínima para a separação em função da seletividade.

Esta análise foi feita com os seguintes dados de entrada: composição de CO<sub>2</sub> na entrada igual 12 %, percentagem de captura de 90%, pureza de CO<sub>2</sub> no produto de 96% e pressão de entrada no primeiro estágio de 10 atm. Depois disso, foram feitas as simulações para as seletividades de 30, 50, 100, 200, e 300. Essas simulações foram através das Equações 4.2 à 4.7. A Figura 47 mostra a influência da seletividade na pressão mínima do 2º estágio para composição de reciclo com 80% de CO<sub>2</sub> e áreas iguais para os dois estágios.

$$n_{iP} = P_i \cdot A \cdot \Delta p_{iML} \quad \text{Equação 4.2}$$

$$\alpha = \frac{P_i}{P_j} \quad \text{Equação 4.3}$$

$$\alpha = \frac{A \cdot \Delta p_{iML} / n_{iP}}{A \cdot \Delta p_{jML} / n_{jP}} \quad \text{Equação 4.4}$$

$$\alpha = \frac{\Delta p_{iML} \cdot x_{jP} \cdot n_{jP}}{\Delta p_{jML} \cdot x_{iP} \cdot n_{iP}} \quad \text{Equação 4.5}$$

$$\alpha = \frac{\Delta p_{iML} \cdot x_{jP}}{\Delta p_{jML} \cdot x_{iP}} \quad \text{Equação 4.6}$$

$$P_i \cdot A = n_{iP} \cdot \Delta p_{iML} \quad \text{Equação 4.7}$$

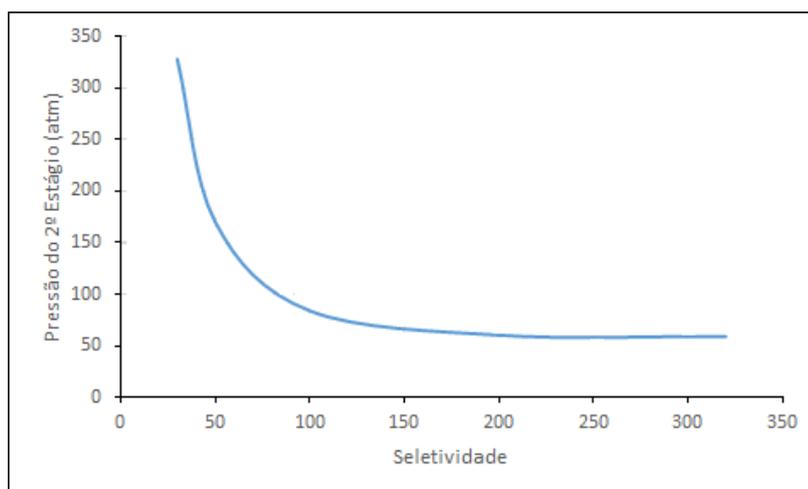


Figura 47 – Influência da seletividade na pressão do 2º estágio

Observa-se na Figura 47 que para seletividades maiores que 200, a pressão do segundo estágio é constante, 50 atm. Isso mostra que existe um limite para a redução na penalização energética ao desenvolver materiais mais seletivos. Entretanto, a Figura 48 mostra que o consumo para membranas com seletividade igual a 200 consome menos energia do que a energia produzida pela planta de produção de energia sem captura, diferentemente do polaris, no qual a seletividade igual a 50. Apesar de maiores seletividades permitirem a viabilidade da planta de produção de energia, a penalidade energética da captura de CO<sub>2</sub> com membranas mais seletivas é maior que o do processo de absorção, que consome 7,01 MW.

Através da Figura 48, observa-se que a captura de CO<sub>2</sub> por membranas de maiores seletividades consomem mais energia do que a absorção com aminas, mas consomem menos energia do que a energia produzida pela termelétrica. Isto justifica o estudo de viabilidade econômica a fim de verificar se membranas de maiores seletividades competem com absorção.

No estudo a seguir, a permeabilidade e o preço do metro quadrado considerados são a do polaris. O balanço material do sistema de compressão e desidratação é apresentado na Tabela 76. A numeração das correntes do sistema de desidratação está conforme Figura 42. Depois do sistema de compressão, a separação por membrana foi simulada. O fluxograma do sistema de membrana está apresentado na Figura 43, e os dados do balanço material estão apresentados na Tabela 77.

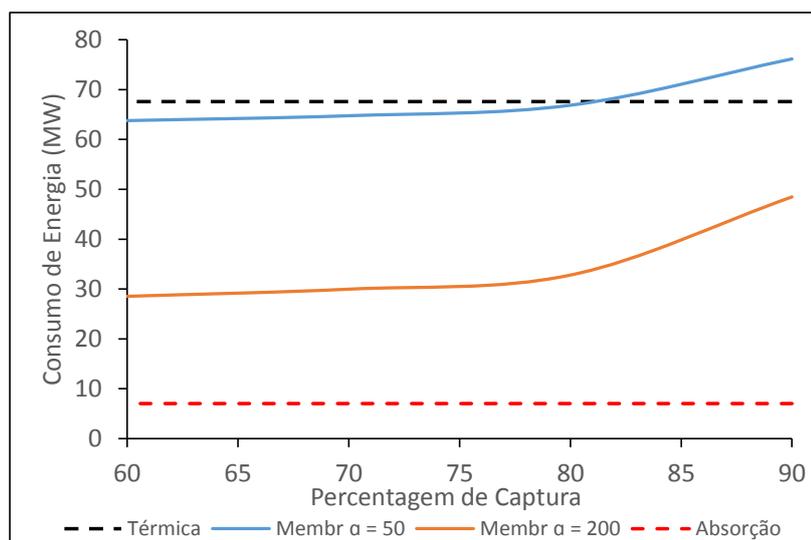


Figura 48 – Influência da Porcentagem de Captura na Penalização Energética

Tabela 76 – Dados do balanço material do sistema de compressão e desidratação do processo de membrana de seletividade = 200

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8	9
n (kmol/h)	10.847	10.847	9.553	1.295	1.949	11.502	11.502	11.502	11.153
T (°C)	150,00	47,00	47,00	47,00	45,00	46,10	140,99	47,00	47,00
P (atma)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	2,27	2,07	2,07
%n (CO <sub>2</sub> )	9,70	9,70	11,01	0,00	87,36	23,95	23,95	23,95	24,70
%n (O <sub>2</sub> )	3,39	3,39	3,85	0,00	0,61	3,30	3,30	3,30	3,40
%n (N <sub>2</sub> )	67,51	67,51	76,66	0,00	12,04	65,71	65,71	65,71	67,76
%n (H <sub>2</sub> O)	19,40	19,40	8,48	100,00	0,00	7,04	7,04	7,04	4,13

Corrente	10	11	12	13	14	15	16	17	18
n (kmol/h)	349	11.153	11.153	10.904	250	10.904	10.904	10.780	123
T (°C)	47,00	141,76	47,00	47,00	47,00	142,01	45,00	45,00	45,00
P (atma)	2,07	4,70	4,50	4,50	4,50	10,21	10,01	10,01	10,01
%n (CO <sub>2</sub> )	0,00	24,70	24,70	25,27	0,01	25,27	25,27	25,56	0,02
%n (O <sub>2</sub> )	0,00	3,40	3,40	3,48	0,00	3,48	3,48	3,52	0,00
%n (N <sub>2</sub> )	0,00	67,76	67,76	69,31	0,00	69,31	69,31	70,11	0,00
%n (H <sub>2</sub> O)	100,00	4,13	4,13	1,94	99,99	1,94	1,94	0,82	99,98

Depois do balanço material e energético, os equipamentos foram dimensionados com o objetivo de estimar o custo. A área dos estágios de membrana foi de 7 mil metros quadrados cada. Os dados dos compressores e da turbina estão na Tabela 78; os dos trocadores de calor estão na Tabela 79 e os dos vasos estão na Tabela 80.

Tabela 77 – Dados do balanço material do processo de separação por membrana de seletividade = 200

Corrente	1	2	3	4	5	6
n (kmol/h)	10.780	987	9.794	9.794	1.949	7.844
T (°C)	45,00	45,00	45,00	45,00	45,00	45,00
P (atma)	10,01	1,00	10,01	200,00	1,00	200,00
%n (CO <sub>2</sub> )	25,56	96,92	18,37	18,37	87,36	1,22
%n (O <sub>2</sub> )	3,52	0,15	3,86	3,86	0,61	4,67
%n (N <sub>2</sub> )	70,11	2,93	76,87	76,87	12,04	92,99
%n (H <sub>2</sub> O)	0,82	0,00	0,90	0,90	0,00	1,12

Tabela 78 – Dados dos compressores e turbina do processo de separação por membrana de seletividade = 200

Equipamento	Potência	Unidade	Preço F.O.B. (US\$)
Compressor 1	50.634	hp	6,70 x 10 <sup>5</sup>
Compressor 2	26.412	hp	3,49 x 10 <sup>5</sup>
Turbina	12.061	hp	7,97 x 10 <sup>4</sup>

Tabela 79 – Dados dos trocadores de calor do processo de separação por membrana de seletividade = 200

Compressor 1				
Trocadores	P1	P2	P3	P4
Q (kcal/h)	1,94 x 10 <sup>7</sup>	1,22 x 10 <sup>7</sup>	1,09 x 10 <sup>7</sup>	9,60 x 10 <sup>6</sup>
ΔT (°C)	49,81	47,14	47,37	45,39
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	1,90 x 10 <sup>3</sup>			
A (m <sup>2</sup> )	204,2	135,6	121,0	111,1
F.O.B. (US\$)	8,54 x 10 <sup>4</sup>	5,67 x 10 <sup>4</sup>	5,06 x 10 <sup>4</sup>	4,64 x 10 <sup>4</sup>

Compressor 2			
Trocadores	1° Estágio	2° Estágio	3° Estágio
Q (kcal/h)	5,60 x 10 <sup>6</sup>	6,06 x 10 <sup>6</sup>	6,48 x 10 <sup>6</sup>
ΔT (°C)	41,35	42,59	42,42
U (kcal/(m <sup>2</sup> .°C))	1,90 x 10 <sup>3</sup>	1,90 x 10 <sup>3</sup>	1,90 x 10 <sup>3</sup>
A (m <sup>2</sup> )	71,2	74,8	80,2
F.O.B. (US\$)	2,98 x 10 <sup>4</sup>	3,13 x 10 <sup>4</sup>	3,35 x 10 <sup>4</sup>

Tabela 80 – Dados dos vasos do processo de separação por membrana de seletividade = 200

Vasos	V1	V2	V3	V4
Altura (m)	1,2	1,2	1,2	1,2
Diâmetro (m)	0,34	0,34	0,34	0,34
Espessura (m)	3,18 x 10 <sup>-3</sup>			
Massa (kg)	66	66	66	66
F.O.B. (US\$)	4,59 x 10 <sup>3</sup>			

Depois do dimensionamento dos equipamentos, o processo foi avaliado economicamente. O custo dos equipamentos está na Tabela 81. O investimento total é de 83,2 milhões de reais. Depois do investimento, foram elaborados os dois fluxos de caixa, ambos com o objetivo de obter preços de CO<sub>2</sub>. Os dados dos custos fixos e da receita estão apresentados na Tabela 82. Embora o consumo de energia seja menor que a produzida pela térmica, o VPL da térmica com este processo de captura sem venda de CO<sub>2</sub> é negativo, portanto este processo é inviável. Este resultado é apresentado no Apêndice E.

Tabela 81 – Custo dos equipamentos do processo de separação por membrana de seletividade = 200

Equipamento	Variável	Unidade	Valor	Material	Preço Atualizado R\$
Vaso de Desidratação do Gás	Massa	kg	66	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 1 do Compressor 1	Massa	kg	66	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 2 do Compressor 1	Massa	kg	66	CS	$3,10 \times 10^4$
Vaso 3 do Compressor 1	Massa	kg	66	CS	$3,10 \times 10^4$
Condensador de Gás	Área	m <sup>2</sup>	204	CS	$5,77 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	136	CS	$3,83 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	121	CS	$3,42 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 1	Área	m <sup>2</sup>	111	CS	$3,14 \times 10^5$
Resfriador 1 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	71,2	CS	$2,01 \times 10^5$
Resfriador 2 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	74,8	CS	$2,11 \times 10^5$
Resfriador 3 do Compressor 2	Área	m <sup>2</sup>	80,2	CS	$2,27 \times 10^5$
Compressor 1	Potência	hp	$5,06 \times 10^4$	CS	$6,58 \times 10^6$
Compressor 2	Potência	hp	$2,64 \times 10^4$	CS	$3,43 \times 10^6$
Turbina	Potência	hp	$1,21 \times 10^4$	CS	$7,84 \times 10^5$
Membrana	Área	m <sup>2</sup>	$1,40 \times 10^4$	α = 200	$4,73 \times 10^6$
Total	-	-	-	-	$1,79 \times 10^7$

Tabela 82 – Dados para elaboração do fluxo de caixa da termelétrica com captura de CO<sub>2</sub> pelo processo de separação por membrana de seletividade = 200

Insumo	Quantidade/ano	Unidade	R\$/Unidade	Total (R\$/ano)
Energia Elétrica	$1,6760 \times 10^8$	kWh	0,5911	$9,91 \times 10^7$
Água de Resfriamento	$1,4461 \times 10^8$	t	0,06	$8,68 \times 10^6$
Gás Natural	$1,1665 \times 10^5$	t	1.596	$1,86 \times 10^8$

## 5 CONCLUSÕES E CONSIDERAÇÕES FINAIS

A conscientização ambiental da sociedade civil adquirida nos últimos anos despertou interesse em pesquisas referentes a fenômenos da natureza ao que se refere aos impactos das atividades humanas. Um desses fenômenos é o efeito estufa, que trata-se de gases lançados na atmosfera e retém calor na atmosfera, provocando assim, o aquecimento global, e conseqüentemente, mudanças climáticas. O maior responsável por este fenômeno é o CO<sub>2</sub>, produzido naturalmente pelos seres vivos, entretanto, as atividades industriais aumentaram a emissão desse gás por conta da queima de combustíveis fósseis. Uma solução para evitar parte dessa emissão nas indústrias existentes é a captura de CO<sub>2</sub> a partir do gás de exaustão.

Neste trabalho, foram estudados processos de captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão. A pós-combustão é um processo interessante para a indústria por não requerer modificações nos equipamentos de planta de produção de energia. Dentre as tecnologias possíveis, as escolhidas para este trabalho foram absorção química, membrana e processos híbridos envolvendo as duas tecnologias.

### 5.1 ESTUDO DOS PROCESSOS DE CAPTURA

Neste trabalho, foram estudadas a captura de CO<sub>2</sub> por absorção com MEA, por membrana e por processos híbridos com membrana e absorção com MEA. Três processos de captura por membrana foram avaliados: dois estágios de membrana de acetato de celulose com reciclo; três estágios de membrana de acetato de celulose, sendo que os dois primeiros são com reciclo, e dois estágios de membrana de polaris.

Os processos híbridos estudados foram com membrana de acetato de celulose sem compressão a montante do segundo estágio, os dois primeiros estágios de membrana com reciclo e o solvente na absorção foi MEA. Três processos híbridos foram avaliados: dois estágios de membrana com permeado na absorção, dois estágios de membrana com retido na absorção e três estágios de membrana com retido na absorção.

As premissas adotadas nas simulações dos processos de captura de CO<sub>2</sub> foram: produzir de 1000 t/dia de CO<sub>2</sub> com 96% molar de pureza e 90% de captura. As condições de processo foram pressão atmosférica e temperatura de saída de caldeira de 150 °C. A composição molar do gás de queima foi a típica de uma termelétrica de ciclo simples de gás natural de pouco mais de 20% de excesso de ar.

A primeira etapa do trabalho foi a simulação da termelétrica. O resultado foi o consumo de 223 MW de energia na caldeira para a produção de 69,3 MW de energia produzida pela termelétrica. O preço de gás natural é de 1.300 R\$/t e o preço da energia elétrica é de R\$59,11 a cada 100 kWh apresentaram uma térmica com VPL de 707 milhões de reais para um fluxo de caixa de 20 anos.

Depois da simulação da termelétrica, as plantas de captura de CO<sub>2</sub> definidas na metodologia foram simuladas conforme as premissas adotadas. Os resultados dessas simulações foram a dimensão dos equipamentos e o consumo dos insumos como: água de resfriamento, energia elétrica, vapor de baixa pressão, inibidor de corrosão e reposição de solvente. As conclusões obtidas através das simulações é de que apenas o processo de absorção e o híbrido com três estágios de membrana com retido alimentando a coluna consomem menos energia que a produzida. Sendo assim, apenas estes processos foram economicamente avaliados.

A partir da dimensão dos equipamentos e do inventário de solvente, os equipamentos foram precificados para o cálculo do investimento. Depois de obtido o investimento e o consumo de energia e de outros insumos, a termelétrica foi simulada com retirada de vapor para regeneradora nos processos que tem coluna de absorção com o objetivo de obter a energia produzida com a captura. No final do estudo de cada processo de captura, foram elaborados os fluxos de caixa para a obtenção do preço de CO<sub>2</sub> que iguala o VPL da termelétrica com captura com o da termelétrica sem captura.

O processo que requer menor investimento é o processo de absorção, que é de 58,5 milhões de reais. Isso porque o preço dos compressores e dos equipamentos de separação por membrana são altos comparados com o preço das colunas de absorção e regeneração. Dentre os processos com membrana, o de menor investimento foi a membrana de polaris. Isso significa que este material pode ser mais vantajoso que o acetato de celulose. O processo híbrido de menor investimento é o que tem dois estágios e reciclo na absorvedora.

A respeito do fluxo de caixa, o processo de absorção também é o único processo viável. Isto porque o VPL é positivo. O resultado desse processo de captura é o preço de R\$ 152,00 por tonelada e uma redução de 40,54% no VPL da térmica. Comparando membrana com híbrido, o processo híbrido de três estágios é o único que consome menos energia que o produzido pela termelétrica, apesar de mais investimento que o de dois estágios. Como neste trabalho, as tecnologias híbridas foram baseadas na membrana de acetato de celulose, o preço do CO<sub>2</sub> pode diminuir se utilizar o polaris como material de membrana. Isso porque esta

redução no consumo de energia e no investimento deve reduzir o custo variável.

## 5.2 POSSÍVEIS SOLUÇÕES PARA REDUÇÃO DE CUSTO NA CAPTURA POR MEMBRANA

Várias soluções existem para reduzir custos do processo de captura por membrana, como os exemplos a seguir: mudança na configuração do processo através de reciclo e aumento no número de estágios, processos híbridos, vácuo e seleção de um material que ofereça maior permeabilidade e seletividade. Neste trabalho, foi observado que processos híbridos com 3 estágios de membrana e maiores seletividades e permeabilidades podem aumentar a competitividade das membranas para captura pós-combustão.

A respeito da configuração de processos híbridos, o terceiro estágio resultou em aumento do investimento, mas viabilizou o processo híbrido devido ao consumo de energia ser menor que a gerada pela termelétrica. Isso porque, apesar de maiores áreas de membrana, a redução na pressão do segundo estágio foi significativa, diminuindo tanto a potência do compressor como o consumo de energia elétrica. Entretanto, este processo híbrido não torna a membrana de acetato de celulose competitiva com o processo de absorção com MEA.

Entretanto, a mudança do material por um mais eficiente resultou em maior redução no custo. Além disso, vários materiais estão em desenvolvimento. Isso justificou em estudo mais aprofundado no impacto da permeabilidade e da seletividade na área e na pressão de gás de entrada da membrana suficiente para atender às especificações do processo.

Foi observado que maiores permeabilidades garantem redução na área da membrana, mas não impacta na pressão por não influir nas composições de permeado e retido. Desta forma, há redução apenas no investimento. O resultado deste trabalho mostra que o polaris, por oferecer maior permeabilidade que o acetato de celulose, teve o investimento e consumo de energia reduzidos, mesmo assim, é inviável, ao menos que seja inserido em um processo híbrido.

Diferentemente da permeabilidade, a influência da seletividade no processo não é linear. Isto porque a seletividade, como mostrado nos resultados, é função da pressão. Levando em consideração que em todos os processos estudados tem reciclo do primeiro com o segundo estágio e que a pressão do primeiro é 10 atm, foi elaborada uma curva de seletividade com pressão do segundo estágio.

Observa-se nesse gráfico que a partir de seletividade igual a 200, a pressão mínima do

segundo estágio é constante, 50 atm. Isto significa que existe redução do consumo para esta configuração. Outra conclusão é que para seletividade igual a 200, o consumo de energia é menor do que a energia produzida pela termelétrica, mas não é viável porque os custos operacionais e fixos somados são maiores que a receita de energia elétrica. Além disso, mesmo com menores percentagem de captura, a penalização energética de dois estágios de membrana com reciclo é maior que o do processo de absorção capturando 90% de CO<sub>2</sub>.

### 5.3 CONTEXTUALIZAÇÃO DOS RESULTADOS

O preço de CO<sub>2</sub> de R\$ 152,00/t obtido através da avaliação do processo de captura de CO<sub>2</sub> por absorção não é competitivo com o preço de CO<sub>2</sub> praticado na indústria, de U\$ 10,00/t, que equivale a R\$ 35,00/t. Estudos mostram que projetos CCS oferecem CO<sub>2</sub> a um preço de até U\$ 50,00/t, que equivale a R\$ 175,00/t. Com isso, o preço de CO<sub>2</sub> obtido no trabalho está dentro do limite esperado para um projeto CCS. Entretanto, custos do sistema de transporte não foram considerados no trabalho, o que deve elevar o preço de CO<sub>2</sub> e pode torná-lo maior que o esperado para o projeto CCS. Independentemente do preço do CO<sub>2</sub> obtido neste trabalho, o projeto CCS com uma empresa produzindo CO<sub>2</sub> e uma outra empresa operando a recuperação avançada de petróleo não é viável. No contexto atual de projetos CCS, uma empresa faz o processo completo de captura, transporte e armazenamento, e produz apenas petróleo. Dessa forma, não há comercialização de CO<sub>2</sub> nesse sistema.

Assim, de maneira geral, observa-se que o processo de CCS não se viabiliza do ponto de vista de uma economia clássica, que considera apenas os preços de mercado dos insumos e produtos. Para que a captura de CO<sub>2</sub> possa ser seriamente considerada são necessárias, além das considerações econômicas tradicionais, uma conscientização de que a mitigação dos efeitos e consequências de um aquecimento global devem, de longe, compensar este esforço adicional em fazer a captura do CO<sub>2</sub>, em que pese uma produção de energia a um maior custo.

### 5.4 RECOMENDAÇÕES FINAIS

Este trabalho tem pontos que merecem maior investigação, inclusive novos testes que podem viabilizar a captura pós-combustão por membrana frente a absorção, tais como: estudar a captura com pressões menores, processos híbridos com membrana de poliaris, captura com mais de 3 estágios de membrana e estudar membranas mais seletivos e com

maiores permeabilidades de CO<sub>2</sub>. Além disso, estudar os processos trabalhados neste estudo em ciclo convencional. Outras recomendações para trabalho futuro são: comparar o preço de CO<sub>2</sub> que iguala o VPL da planta de produção de energia com captura ao da planta de produção de energia sem captura com o preço do CO<sub>2</sub> praticado comercialmente; estudar o projeto CCS com captura, transporte e armazenamento de CO<sub>2</sub> com dados praticados no Brasil sem comercialização de CO<sub>2</sub>, ou seja, uma mesma empresa capturar, transportar, armazenar e produzir petróleo e estudar captura de CO<sub>2</sub> a partir de unidades de produção energia térmica para indústria química.

## 6 REFERÊNCIAS

AALBORG INDUSTRIES S.A., **Poder Calorífico Inferior**, Petrópolis/RJ, Disponível em <http://www.google.com.br/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=8&cad=rja&uact=8&sqi=2&ved=0ahUKEwiF-MrO4pbOAhVGFZAKHVAoAvUQFghLMac&url=http%3A%2F%2Fwww.aalborg-industries.com.br%2Fdownloads%2Fpoder-calorifico-inf.pdf&usg=AFQjCNH7W0Fm0LO2b5o3owqhaBSGYhKTRQ&bvm=bv.128153897,d.Y2I>. Disponível em 30 de Agosto de 2016.

BAHIAGÁS, **Tabela Tarifária**, Disponível em: <http://www.bahiagas.com.br/gas-natural/tabela-tarifaria/>, 27 de Agosto de 2016.

BELAISSAOUI, B.; WILLSON, D.; FAVRE, E. **Membrane Gas Separations and Post-Combustion Carbon Dioxide Capture: Parametric Sensitivity and Process Integration Strategies**, Chemical Engineering Journal, v. 211, p. 122-132, 2012.

BOUNACEUR, R.; LAPE, N.; ROIZARD, D.; VALLIERE, C.; FAVRE, E. **Membrane Processes for Post-Combustion Carbon Dioxide Capture: A Parametric Study**, v. 31, n. 14, p. 2556-2570, 2006.

BRAZILIAN GREEN FOREST; **Efeito Estufa**; Disponível em: <http://braziliangreenforest.com/Ecologia/EfeitoEstufa.htm>, 2016.

BRUNETTI, A.; DRIOLI E.; LEE Y. M.; GABIERI G. **Engineering Evaluation of CO<sub>2</sub> Separation by Membrane Gas Separation Systems**, Journal of Membrane Science, v. 454, p. 305-315, 2014.

BUREAU OF LABOR STATISTIC, **Databases, Tables & Calculators by Subject**, Disponível em: [http://data.bls.gov/timeseries/WPU101?data\\_tool=XGtable](http://data.bls.gov/timeseries/WPU101?data_tool=XGtable).

CALDAS, J.N.; LACERDA, A.I.; VELOSO, E.; PASCHOAL, L. C. M. **Pratos e Recheio**; Editora da Universidade do Estado do Rio de Janeiro; 2003.

CÂMARA, G. A. B. **Fatores Condicionantes Para o Uso em Larga Escala das Tecnologias de Captura e Armazenamento Geológico de Dióxido de Carbono no Brasil e Sua Aplicação no Estado da Bahia**, Salvador, UFBA, 2012.

CARAMELLO, T.P., **Modelagem e Simulação de Processos de Separações de Misturas Gasosas Multicomponentes Utilizando Módulos de Membranas de Fibra-Oca**, Campinas, UNICAMP, 2002.

COP 21; **More Details About the Agreement**; Disponível em <http://www.cop21.gouv.fr/en/more-details-about-the-agreement/>, 2015.

COELBA, Disponível em <http://www.coelba.com.br/Noticias/Pages/reajuste.aspx>, 19 de Abril de 2016.

DATA A. K.; SEN P. K. **Optimization of Membrane Unit for Removing Carbon Dioxide from Natural Gas**, Journal of Membrane Science, 283, p. 291-300, 2006.

DEDINI, Peneira Molecular Geração 5, Disponível em: [http://www.codistil.com.br/index.php?searchword=peneira+molecular&ordering=&searchphrase=all&Itemid=43&option=com\\_search&lang=pt](http://www.codistil.com.br/index.php?searchword=peneira+molecular&ordering=&searchphrase=all&Itemid=43&option=com_search&lang=pt), 2011.

Global CCS Institute. **The Global Status of CCS**; Melbourne, Australia, 2014.

GREINER, E. O. K.; YAGI, T. K. K, **CEH Products Review Ethanolamines**, SRI Consulting, 2006.

HE, X. Z.; HAGG, M. B. **Hollow fiber carbon membranes: Investigations for CO<sub>2</sub> capture**, Journal of Membrane Science, v. 378, p. 1-9, 2011.

HO, M.; ALLINSON, A.; WILEY, D. **Reducing the Cost of CO<sub>2</sub> Capture from Flue Gases Using Membrane Technology**, Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 47, n. 5, p. 1562-1568, 2008.

INTERNATIONAL PANEL ON CLIMATE CHANGE (IPCC), **Carbon Dioxide Capture and Storage**, 2005.

INTERNATIONAL PANEL ON CLIMATE CHANGE (IPCC), **Working Group 1 Contribution to the IPCC fifth Assessment Report (AR5)**, Climate Change 2013: The Physical Science Basis, 2013. 3-23 p.

KOHL, A. L.; NELSEN, R. **Gas Purification**; 5. ed. Gulf Publishing Company, Texas, USA, 1983.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, **Energy Technology Perspectives in Support of the G8 Plan of Action**, 2008.

MEDEIROS, A. C. G.; NEVES, S. B.; MUSTAFA, G. S.; ROCHA, P. S. **Modelling, Simulation and Design of Selective Membrane-Based Process for CO<sub>2</sub> Separation from Natural Gas**, 2009.

MERKEL, T. C.; LIN, H.; WEI, X.; BAKER, R. **Power Plant Post-Combustion Carbon Dioxide Capture: An Opportunity for Membranes**, Journal of Membrane Science, v. 359, p. 126-139, 2010.

MOUTINHO, P.; NEPSTAD, D.; SANTILI, M. **As Oportunidades para a Amazônia com Redução de Emissões de Gases de Efeito Estufa**, Instituto de Pesquisa Ambiental da Amazônia, 2000.

MUSTAFA, J. S. **Avaliação Econômica de Projetos Industriais**, Salvador, UNIFACS, 2009.

NAKAO, A. **A Modelagem de Contactores Gás-Líquido para Separação de CO<sub>2</sub> de Gás Natural com Solução Aquosa de Etanolaminas**, Rio de Janeiro, UFRJ, 2010.

NUNES, S. P.; PEINEMAN, K. V. **Membrane Technology in the Chemical Industry**, Weinheim, Germany, 2001.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W; MALONEY, J. O. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 7. ed. New York: McGraw-Hill, 1997.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. P; WEST R. E. **Design and Economics for Chemical Engineers**, 5. ed. Tokyo: McGraw-Hill Kogakusha, 2003.

PROCEL INDÚSTRIA; ELETROBRÁS, **Eficiência Energética no Uso do Vapor**, Rio de Janeiro, 2005.

PLANETA SUSTENTÁVEL; **O que foi a Rio-92?**; Disponível em <http://planetasustentavel.abril.com.br/noticia/desenvolvimento/conferencia-onu-meio-ambiente-rio-92-691856.shtml>; 2012.

PETRA NOVA CARBON CAPTURE PROJECT; Disponível em <http://www.ticus.com/markets/power/coal-retrofit/petra-nova-carbon-capture-project/>; Acessado em 6 de Dezembro de 2016.

PORTAL BRASIL e BANCO CENTRAL DO BRASIL; **Base de Dados**; Disponível em: [http://www.portalbrasil.net/indices\\_euro\\_dolar.htm](http://www.portalbrasil.net/indices_euro_dolar.htm); Acessado em 4 de Maio de 2014.

ROMEO, L.; M. BOLEA, I.; ESCOSA, J. M. **Integration of Power Plant and Amine Scrubbing to Reduce CO<sub>2</sub> Capture Costs**, Applied Thermal Engineering, v. 28, p. 1039-1046, 2008.

SILVA, D. S.; MEDEIROS, J. L.; NASCIMENTO, J. F.; GRAVA, W. M.; ARAÚJO O, Q. F. **Technical and Economic Analysis of CO<sub>2</sub> Capture from Natural Gas: Chemical Absorption Versus Membranes Permeation**, Rio Oil & Gas Expo and Conference, 2014.

SILVA Jr, A. F. **Notas de Aulas de Finanças Corporativas**, Salvador, UFBA, 2014.

SONGOLZADEH, M.; SOLEMANE, M.; RAVANCHI, M. T.; SONGOLZADEH, R. **Carbon Dioxide Separation from Flue Gases: A Technological Review Emphasizing Reduction in Greenhouse Gas Emissions**, Scientific World Journal, 2014. SRI Consulting Pep Report. **Process Economics Program Report 145A: Estimating Plant Investment**, Menu Park, California, 2005.

SIRKIS, A. **Avaliando a COP 21: quão cheio ficou o copo?**, 2016.

SRI Consulting Pep Report, **Membranes Gas Separation Processes, Report 190**, A. Menlo Park, California, 1990.

SRI Consulting Pep Report. **Process Economics Program Report 145A: Offsite Investment Cost Estimation**, Menu Park, California, 2005.

SRI Consulting Pep Report. **Process Economics Program Report 145B: Offsite Investment Cost Estimation**, Menu Park, California, 2006.

SUSTAINABLE CARBON. **Entenda o Mercado de Carbono Voluntário e Regulado**, Disponível em <http://www.sustainablecarbon.com/blog/mercado-voluntario-x-regula-a-diferenca-de-precos/>, 6 de Agosto de 2015.

SYNAPSE ECONOMIC ENERGY, **Spring 2016 National Carbon Dioxide Price Forecast**, Cambridge, Massachusetts, 2016.

UNITED NATIONS, **Quioto Protocol to the United Nations Framework Convention on Climate Change**, 1998.

UNITED NATIONS, **Adoption of the Paris Agreement**, 2015.

UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE, -.UNFCCC, . **Clean Development Mechanism Project Design Document Form (CDM-PDD) Version 2**. The White Tiger Oil Field Carbon Capture and Storage (CCS) project in Vietnam - Version 1, 2005.

VISSER E.; HENDRIK, C.; BARRI, M.; MOLVINIK, M. J.; KOEIJER, G.; LILJEMARK, S.; GALLO, W. L. **Dynamis CO<sub>2</sub> Quality Recommendations**, International Journal of Greenhouse Gas Control, v. 2, p.478-484, 2008.

## APÊNDICE

APÊNDICE A – Fluxo de Caixa da Planta de Produção de Energia sem Captura.

APÊNDICE B – Fluxo de Caixa da Planta de Produção de Energia com Captura de CO<sub>2</sub> por Absorção (Preço de CO<sub>2</sub>).

APÊNDICE C – Fluxo de Caixa da Planta de Produção de Energia com Captura de CO<sub>2</sub> por Absorção (Penalização no Lucro da Térmica).

APÊNDICE D – Fluxo de Caixa da Planta de Produção de Energia com Captura de CO<sub>2</sub> por Processo Híbrido.

APÊNDICE E – Fluxo de Caixa da Planta de Produção de Energia com Captura de CO<sub>2</sub> por Processo de Membrana de Seletividade = 200.

## APÊNDICE A – Fluxo de Caixa da Planta de Produção de Energia sem Captura.

Ano	0	1	2	3	4	5	6
Receita - R\$	0	$3,50 \times 10^8$					
Custos Variáveis - R\$	0	$1,93 \times 10^8$					
Custos Fixos - R\$	0	$2,28 \times 10^7$					
Lucro Bruto - R\$	0	$1,34 \times 10^8$					
Imposto de Renda - R\$	0	$3,35 \times 10^7$					
Lucro Líquido - R\$	0	$1,01 \times 10^8$					
Geração de Caixa - R\$	0	$1,01 \times 10^8$					
Fluxo de Caixa - R\$	0	$1,01 \times 10^8$					
VP – R\$	0	$8,90 \times 10^7$	$7,88 \times 10^7$	$6,97 \times 10^7$	$6,17 \times 10^7$	$5,46 \times 10^7$	$4,83 \times 10^7$

Ano	7	8	9	10	11	12	13
Receita - R\$	$3,50 \times 10^8$						
Custos Variáveis - R\$	$1,93 \times 10^8$						
Custos Fixos - R\$	$2,28 \times 10^7$						
Lucro Bruto - R\$	$1,34 \times 10^8$						
Imposto de Renda - R\$	$3,35 \times 10^7$						
Lucro Líquido - R\$	$1,01 \times 10^8$						
Geração de Caixa - R\$	$1,01 \times 10^8$						
Fluxo de Caixa - R\$	$1,01 \times 10^8$						
VP – R\$	$4,28 \times 10^7$	$3,78 \times 10^7$	$3,35 \times 10^7$	$2,96 \times 10^7$	$2,62 \times 10^7$	$2,32 \times 10^7$	$2,05 \times 10^7$



Ano	14	15	16	17	18	19	20
Receita - R\$	$3,50 \times 10^8$						
Custos Variáveis - R\$	$1,93 \times 10^8$						
Custos Fixos - R\$	$2,28 \times 10^7$						
Lucro Bruto - R\$	$1,34 \times 10^8$						
Imposto de Renda - R\$	$3,35 \times 10^7$						
Lucro Líquido - R\$	$1,01 \times 10^8$						
Geração de Caixa - R\$	$1,01 \times 10^8$						
Fluxo de Caixa - R\$	$1,01 \times 10^8$						
VP	$1,82 \times 10^7$	$1,61 \times 10^7$	$1,42 \times 10^7$	$1,26 \times 10^7$	$1,11 \times 10^7$	$9,87 \times 10^6$	$8,73 \times 10^6$

Resultado da Operação: VPL =  $7,07 \times 10^8$  R\$

APÊNDICE B – Fluxo de Caixa da Planta de Produção de Energia com Captura de CO<sub>2</sub> por Absorção (Preço de CO<sub>2</sub> = 152,00 R\$/t).

Ano	0	1	2	3	4	5	6
Receita - R\$	0	3,68 x 10 <sup>8</sup>					
Custos Variáveis - R\$	0	1,94 x 10 <sup>8</sup>					
Custos Fixos - R\$	0	3,29 x 10 <sup>7</sup>					
Lucro Bruto - R\$	0	1,41 x 10 <sup>8</sup>					
Imposto de Renda - R\$	0	3,53 x 10 <sup>7</sup>					
Lucro Líquido - R\$	0	1,06 x 10 <sup>8</sup>					
Depreciação – R\$	0	-2,93 x 10 <sup>6</sup>					
Investimento – R\$	5,85 x 10 <sup>7</sup>	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	0	1,09 x 10 <sup>8</sup>					
Fluxo de Caixa - R\$	-5,85 x 10 <sup>7</sup>	1,09 x 10 <sup>8</sup>					
VP – R\$	-5,85 x 10 <sup>7</sup>	9,64 x 10 <sup>7</sup>	8,53 x 10 <sup>7</sup>	7,55 x 10 <sup>7</sup>	6,68 x 10 <sup>7</sup>	5,91 x 10 <sup>7</sup>	5,23 x 10 <sup>7</sup>

Ano	7	8	9	10	11	12	13
Receita - R\$	3,68 x 10 <sup>8</sup>						
Custos Variáveis - R\$	1,94 x 10 <sup>8</sup>						
Custos Fixos - R\$	3,29 x 10 <sup>7</sup>						
Lucro Bruto - R\$	1,41 x 10 <sup>8</sup>						
Imposto de Renda - R\$	3,53 x 10 <sup>7</sup>						
Lucro Líquido - R\$	1,06 x 10 <sup>8</sup>						
Depreciação – R\$	-2,93 x 10 <sup>6</sup>						
Investimento – R\$	0	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	1,09 x 10 <sup>8</sup>						
Fluxo de Caixa - R\$	1,09 x 10 <sup>8</sup>						
VP – R\$	4,63 x 10 <sup>7</sup>	4,10 x 10 <sup>7</sup>	3,63 x 10 <sup>7</sup>	3,21 x 10 <sup>7</sup>	2,84 x 10 <sup>7</sup>	2,51 x 10 <sup>7</sup>	2,22 x 10 <sup>7</sup>

Ano	14	15	16	17	18	19	20
Receita - R\$	$3,68 \times 10^8$						
Custos Variáveis - R\$	$1,94 \times 10^8$						
Custos Fixos - R\$	$3,29 \times 10^7$						
Lucro Bruto - R\$	$1,41 \times 10^8$						
Imposto de Renda - R\$	$3,53 \times 10^7$						
Lucro Líquido - R\$	$1,06 \times 10^8$						
Depreciação - R\$	$-2,93 \times 10^6$						
Investimento - R\$	0	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	$1,09 \times 10^8$						
Fluxo de Caixa - R\$	$1,09 \times 10^8$						
VP - R\$	$1,97 \times 10^7$	$1,74 \times 10^7$	$1,54 \times 10^7$	$1,36 \times 10^7$	$1,21 \times 10^7$	$1,07 \times 10^7$	$9,45 \times 10^6$

Resultado da Operação:  $VPL = 7,07 \times 10^8$  R\$ = VPL da planta de produção de energia sem captura.

APÊNDICE C – Fluxo de Caixa da Planta de Produção de Energia com Captura de CO<sub>2</sub> por Absorção (Penalização no Lucro da Térmica).

Ano	0	1	2	3	4	5	6
Receita - R\$	0	3,13 x 10 <sup>8</sup>					
Custos Variáveis - R\$	0	1,94 x 10 <sup>8</sup>					
Custos Fixos - R\$	0	3,18 x 10 <sup>7</sup>					
Lucro Bruto - R\$	0	8,70 x 10 <sup>7</sup>					
Imposto de Renda - R\$	0	2,17 x 10 <sup>7</sup>					
Lucro Líquido - R\$	0	6,52 x 10 <sup>7</sup>					
Depreciação – R\$	0	-2,93 x 10 <sup>6</sup>					
Investimento – R\$	5,85 x 10 <sup>7</sup>	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	0	6,82 x 10 <sup>7</sup>					
Fluxo de Caixa - R\$	-5,85 x 10 <sup>7</sup>	6,82 x 10 <sup>7</sup>	6,82 x 10 <sup>7</sup>	6,82 x 10 <sup>7</sup>	6,82 x 10 <sup>7</sup>	6,82 x 10 <sup>7</sup>	6,82 x 10 <sup>7</sup>
VP – R\$	-5,85 x 10 <sup>7</sup>	6,03 x 10 <sup>7</sup>	5,34 x 10 <sup>7</sup>	4,72 x 10 <sup>7</sup>	4,18 x 10 <sup>7</sup>	3,70 x 10 <sup>7</sup>	3,27 x 10 <sup>7</sup>

Ano	7	8	9	10	11	12	13
Receita - R\$	3,13 x 10 <sup>8</sup>						
Custos Variáveis - R\$	1,94 x 10 <sup>8</sup>						
Custos Fixos - R\$	3,18 x 10 <sup>7</sup>						
Lucro Bruto - R\$	8,70 x 10 <sup>7</sup>						
Imposto de Renda - R\$	2,17 x 10 <sup>7</sup>						
Lucro Líquido - R\$	6,52 x 10 <sup>7</sup>						
Depreciação – R\$	-2,93 x 10 <sup>6</sup>						
Investimento – R\$	0	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	6,82 x 10 <sup>7</sup>						
Fluxo de Caixa - R\$	6,82 x 10 <sup>7</sup>						
VP – R\$	2,90 x 10 <sup>7</sup>	2,56 x 10 <sup>7</sup>	2,27 x 10 <sup>7</sup>	2,01 x 10 <sup>7</sup>	1,78 x 10 <sup>7</sup>	1,57 x 10 <sup>7</sup>	1,39 x 10 <sup>7</sup>

Ano	14	15	16	17	18	19	20
Receita - R\$	$3,13 \times 10^8$						
Custos Variáveis - R\$	$1,94 \times 10^8$						
Custos Fixos - R\$	$3,18 \times 10^7$						
Lucro Bruto - R\$	$8,70 \times 10^7$						
Imposto de Renda - R\$	$2,17 \times 10^7$						
Lucro Líquido - R\$	$6,52 \times 10^7$						
Depreciação - R\$	$-2,93 \times 10^6$						
Investimento - R\$	0	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	$6,82 \times 10^7$						
Fluxo de Caixa - R\$	$6,82 \times 10^7$						
VP - R\$	$1,23 \times 10^7$	$1,09 \times 10^7$	$9,64 \times 10^6$	$8,53 \times 10^6$	$7,55 \times 10^6$	$6,68 \times 10^6$	$5,91 \times 10^6$

Resultado da Operação: VPL =  $4,20 \times 10^8$  R\$; Penalidade na Planta de Produção de Energia: 40,54 %.

APÊNDICE D – Fluxo de Caixa da Planta de Produção de Energia com Captura de CO<sub>2</sub> por Processo Híbrido.

Ano	0	1	2	3	4	5	6
Receita - R\$	0	2,24 x 10 <sup>8</sup>					
Custos Variáveis - R\$	0	1,95 x 10 <sup>8</sup>					
Custos Fixos - R\$	0	6,46 x 10 <sup>7</sup>					
Lucro Bruto - R\$	0	-3,62 x 10 <sup>7</sup>					
Imposto de Renda - R\$	0	0	0	0	0	0	0
Lucro Líquido - R\$	0	-3,62 x 10 <sup>7</sup>					
Depreciação – R\$	0	-1,45 x 10 <sup>7</sup>					
Investimento – R\$	2,89 x 10 <sup>8</sup>	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	0	-2,17 x 10 <sup>7</sup>					
Fluxo de Caixa - R\$	-2,89 x 10 <sup>8</sup>	-2,17 x 10 <sup>7</sup>					
VP – R\$	-2,89 x 10 <sup>8</sup>	-1,92 x 10 <sup>7</sup>	-1,70 x 10 <sup>7</sup>	-1,50 x 10 <sup>7</sup>	-1,33 x 10 <sup>7</sup>	-1,18 x 10 <sup>7</sup>	-1,04 x 10 <sup>7</sup>

Ano	7	8	9	10	11	12	13
Receita - R\$	2,24 x 10 <sup>8</sup>						
Custos Variáveis - R\$	1,95 x 10 <sup>8</sup>						
Custos Fixos - R\$	6,46 x 10 <sup>7</sup>						
Lucro Bruto - R\$	-3,62 x 10 <sup>7</sup>						
Imposto de Renda - R\$	0	0	0	0	0	0	0
Lucro Líquido - R\$	-3,62 x 10 <sup>7</sup>						
Depreciação – R\$	-1,45 x 10 <sup>7</sup>						
Investimento – R\$	0	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	-2,17 x 10 <sup>7</sup>						
Fluxo de Caixa - R\$	-2,17 x 10 <sup>7</sup>						
VP – R\$	-9,22 x 10 <sup>6</sup>	-8,16 x 10 <sup>6</sup>	-7,22 x 10 <sup>6</sup>	-6,39 x 10 <sup>6</sup>	-5,65 x 10 <sup>6</sup>	-5,00 x 10 <sup>6</sup>	-4,43 x 10 <sup>6</sup>

Ano	14	15	16	17	18	19	20
Receita - R\$	$2,24 \times 10^8$						
Custos Variáveis - R\$	$1,95 \times 10^8$						
Custos Fixos - R\$	$6,46 \times 10^7$						
Lucro Bruto - R\$	$-3,62 \times 10^7$						
Imposto de Renda - R\$	0	0	0	0	0	0	0
Lucro Líquido - R\$	$-3,62 \times 10^7$						
Depreciação – R\$	$-1,45 \times 10^7$						
Investimento – R\$	0	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	$-2,17 \times 10^7$						
Fluxo de Caixa - R\$	$-2,17 \times 10^7$						
VP – R\$	$-3,92 \times 10^6$	$-3,47 \times 10^6$	$-3,07 \times 10^6$	$-2,72 \times 10^6$	$-2,40 \times 10^6$	$-2,13 \times 10^6$	$-1,88 \times 10^6$

Resultado da Operação: VPL =  $-4,42 \times 10^8$  R\$; Processo inviável.

APÊNDICE E – Fluxo de Caixa da Planta de Produção de Energia com Captura de CO<sub>2</sub> por Processo de Membrana de Seletividade = 200

Ano	0	1	2	3	4	5	6
Receita - R\$	0	$9,91 \times 10^7$					
Custos Variáveis - R\$	0	$1,95 \times 10^8$					
Custos Fixos - R\$	0	$1,83 \times 10^7$					
Lucro Bruto - R\$	0	$-1,14 \times 10^8$					
Imposto de Renda - R\$	0	$-1,14 \times 10^8$					
Lucro Líquido - R\$	0	$-1,14 \times 10^8$					
Depreciação – R\$	0	$-4,16 \times 10^6$					
Investimento – R\$	$8,32 \times 10^7$	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	0	$-1,10 \times 10^8$					
Fluxo de Caixa - R\$	$-8,32 \times 10^7$	$-1,10 \times 10^8$					
VP – R\$	$-8,32 \times 10^7$	$-9,72 \times 10^7$	$-8,61 \times 10^7$	$-7,62 \times 10^7$	$-6,74 \times 10^7$	$-5,96 \times 10^7$	$-5,28 \times 10^7$

Ano	7	8	9	10	11	12	13
Receita - R\$	$9,91 \times 10^7$						
Custos Variáveis - R\$	$1,95 \times 10^8$						
Custos Fixos - R\$	$1,83 \times 10^7$						
Lucro Bruto - R\$	$-1,14 \times 10^8$						
Imposto de Renda - R\$	$-1,14 \times 10^8$						
Lucro Líquido - R\$	$-1,14 \times 10^8$						
Depreciação – R\$	$-4,16 \times 10^6$						
Investimento – R\$	0	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	$-1,10 \times 10^8$						
Fluxo de Caixa - R\$	$-1,10 \times 10^8$						
VP – R\$	$-4,67 \times 10^7$	$-4,13 \times 10^7$	$-3,66 \times 10^7$	$-3,24 \times 10^7$	$-2,86 \times 10^7$	$-2,53 \times 10^7$	$-2,24 \times 10^7$

Ano	14	15	16	17	18	19	20
Receita - R\$	$9,91 \times 10^7$						
Custos Variáveis - R\$	$1,95 \times 10^8$						
Custos Fixos - R\$	$1,83 \times 10^7$						
Lucro Bruto - R\$	$-1,14 \times 10^8$						
Imposto de Renda - R\$	$-1,14 \times 10^8$						
Lucro Líquido - R\$	$-1,14 \times 10^8$						
Depreciação - R\$	$-4,16 \times 10^6$						
Investimento - R\$	0	0	0	0	0	0	0
Geração de Caixa - R\$	$-1,10 \times 10^8$						
Fluxo de Caixa - R\$	$-1,10 \times 10^8$						
VP - R\$	$-1,99 \times 10^7$	$-1,76 \times 10^7$	$-1,55 \times 10^7$	$-1,38 \times 10^7$	$-1,22 \times 10^7$	$-1,08 \times 10^7$	$-9,54 \times 10^6$

Resultado da Operação: VPL =  $-8,55 \times 10^8$  R\$; Processo inviável.