PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM TECNOLOGIA DE
PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS
ESCOLA DE QUÍMICA
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO

AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DE ULTRACENTRÍFUGAS A GÁS PARA REMOÇÃO DE CO_2 EM POÇOS DO PRÉ-SAL

Juliana Teixeira do Nascimento

Dissertação de Mestrado

Orientadores

Prof. Ricardo de Andrade Medronho, Ph.D.
Prof. Flávia Chaves Alves, D.Sc.

Rio de Janeiro

Março de 2012

AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DE ULTRACENTRÍFUGAS A GÁS PARA REMOÇÃO DE CO_2 EM PLATAFORMAS DO PRÉ-SAL

Juliana Teixeira do Nascimento

Dissertação apresentada ao Programa em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro como parte integrante dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Ciências (M. Sc.).

Orientada por:

_____
Prof. Ricardo de Andrade Medronho, Ph.D.
(Presidente da Banca)

_____
Prof. Flávia Chaves Alves, D.Sc.

Aprovada por:

_____
Prof. Suzana Borschiver, D.Sc.

_____
Prof. Carlos Augusto G. Perlingeiro, D.Sc.

_____
Prof. Rodrigo Azevedo dos Reis, Ph.D.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Março de 2012

N244a Nascimento, Juliana Teixeira do.

Avaliação Técnico-Econômica de Ultracentrífugas a Gás para Remoção de CO_2 em plataformas do pré-sal / Juliana Teixeira do Nascimento. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2012
vi, 124 f.: il.

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

Orientadores: Ricardo de Andrade Medronho e Flávia Chaves Alves

1. Pré-sal. 2. Remoção de CO_2. 3. Ultracentrífugas. 4. Avaliação Técnico-Econômica. – Teses. I. Medronho, Ricardo de Andrade (Orient.). II. Alves, Flávia Chaves (Orient.). III. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Programa em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química. IV. Título.

CDD: 665. 89

“Nunca deixe que lhe digam que não vale a pena
acreditar nos sonhos que se tem
ou que seus planos nunca vão dar certo
ou que você nunca vai ser alguém...”
(Renato Russo)

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer a todos que me apoiaram e incentivaram para o desenvolvimento deste trabalho.

Aos meus orientadores, Medronho e Flávia.

À Chemtech que me permitiu participar do programa de mestrado *in company*.

Aos meus pais, Fátima e Eduardo, e toda a minha família por todo amor e apoio.

Ao meu marido Márcio por estar sempre ao meu lado me incentivando.

Aos meus amigos Renata, Simone, Diogo e Thiago.

Resumo da Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química / UFRJ como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.).

AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DE ULTRACENTRÍFUGAS A GÁS PARA REMOÇÃO DE CO_2 EM PLATAFORMAS DO PRÉ-SAL

Juliana Teixeira do Nascimento

Março, 2012

Orientadores: Prof. Ricardo de Andrade Medronho, Ph.D. e Flávia Chaves Alves, D.Sc.

As reservas de óleo da camada do pré-sal configuram uma das maiores descobertas na indústria do petróleo dos últimos anos. Entretanto, ainda há muitos desafios a serem enfrentados, como a elevada presença de CO_2 nas rochas porosas, que provoca eventos de corrosão em tubulações por ser um gás ácido. Além disso, é um dos principais gases causadores do efeito estufa, sendo parcialmente responsável pelo aquecimento global. Assim, é fundamental reduzir os teores de CO_2 contidos na corrente de gás natural para níveis exigidos pela legislação (ANP: limite de 3% molar de CO_2). Existem diversas tecnologias disponíveis para a sua remoção, tais como: processos de absorção com aminas, separação com membranas e peneiras moleculares. No entanto, há outras tecnologias menos disseminadas que também poderiam ser utilizadas, como a centrifugação a gás. O objetivo deste trabalho foi avaliar técnico-economicamente ultracentrífugas a gás para remoção de CO_2 do gás natural proveniente de poços do pré-sal, a partir de cenários com concentrações de CO_2 no gás natural variando de 10% a 40% molar e eficiências das centrífugas de 50% a 80%. Os resultados evidenciaram que a tecnologia proposta é tecnicamente viável, porém ainda há necessidade de estudos para torná-la economicamente competitiva com as demais, pois seu CAPEX se mostrou 15 vezes superior ao de unidades de aminas e seu OPEX 25% maior. As diferenças encontradas em comparação com as tecnologias clássicas consideradas estão, principalmente, relacionadas às altas velocidades necessárias para a separação, associadas a altos valores de pressão, necessidade de materiais especiais de fabricação, à necessidade de aquecimento na base da mesma e a sua configuração, devido à necessidade de utilização de diversos equipamentos em série e em paralelo.

Abstract of the Dissertation presented to the Programa em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos - EQ/UFRJ, as partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

TECHNICAL AND ECONOMICAL EVALUATION OF AS GAS ULTRACENTRIFUGE FOR CO_2 REMOVAL IN PRE-SALT PLATFORMS

Juliana Teixeira do Nascimento

March, 2012

Supervisor: Prof. Ricardo de Andrade Medronho, Ph.D. and Flávia Chaves Alves, D.Sc.

Pre-salt oil reservoirs are one of the largest discoveries in petroleum industry in the last years. However there are still many challenges to be faced, such as the higher concentration of CO_2 in the porous rocks, which causes corrosion in pipelines, since it is an acid gas. Besides, CO_2 is one of the main greenhouse gases, being partially responsible for the global warming. Therefore, it is primordial to reduce CO_2 content in the natural gas stream to acceptable levels required by legislation. In Brazil, the Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) requests that the natural gas must have 3% (molar) of CO_2 at maximum, for being commercialized. There are many technologies for CO_2 removal, like amine absorption processes, membrane separation and molecular sieves. Nevertheless, there are others technologies less widespread that could also be applied, as the gas centrifugation. The objective of this work was to develop a technical and economical evaluation of a gas centrifuge for CO_2 removal from natural gas from pre-salt wells. Different scenarios were evaluated considering several CO_2 contents (10% to 40% molar) and gas centrifuge efficiency varying from 50% to 80%. The results showed that the proposed technology is technically feasible, but further studies are needed to make it economically competitive with the others. For instance, centrifuges showed a CAPEX 15 times greater and their OPEX 25% higher than amines absorption processes. The main reasons for such differences in comparison with the conventional technologies are linked to the high speeds required for separation and their associated high pressure values, necessity of special construction materials, the need for heating the centrifuge basis, and high number of devices in series and in parallel that is needed.

ÍNDICE

Capítulo I – INTRODUÇÃO **7**

Capítulo II – CONTEXTUALIZAÇÃO **9**

II.1 O PRÉ-SAL 9
II.2 IMPACTOS DO CO_2 NO MEIO AMBIENTE 13
II.3 PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO E GÁS NATURAL EM PLATAFORMAS (PPP) 17
II.4 TECNOLOGIAS DE CAPTURA DE CO_2 21
II.5 TECNOLOGIAS CLÁSSICAS PARA REMOÇÃO DE CO_2 23
II.5.1 Absorção com aminas 23
II.5.2 Separação por membranas 28
II.5.3 Peneiras moleculares 39
II.6 DISPOSIÇÃO DO CO_2 REMOVIDO 44

Capítulo III – METODOLOGIA PARA AVALIAÇÃO TÉCNICA – CENTRÍFUGAS A GÁS **49**

III.1 A QUESTÃO DA UTILIZAÇÃO DE ULTRACENTRÍFUGAS PARA ENRIQUECIMENTO DE URÂNIO 50
III.2 CARACTERÍSTICAS DE CENTRÍFUGAS A GÁS 55
III.2.1 Corrente de alimentação 55
III.2.2 Princípio de funcionamento 58
III.2.3 Perfil de velocidade 60
III.2.4 Perfil de pressão 61
III.2.5 Perfil de temperatura 63
III.2.6 Escoamento 64
III.2.7 Dimensões típicas 65
III.2.8 Eficiência de separação 66
III.2.9 Tempo de residência 67
III.2.10 Corrente de saída 68
III.2.11 Configuração 69
III.2.12 *Footprint* de centrífugas a gás 70
III.2.13 Componentes e acessórios 70
III.2.14 Materiais 72
III.2.15 Consumo de energia 72
III.2.16 Vida útil 73

Capítulo IV – METODOLOGIA PARA AVALIAÇÃO ECONÔMICA – CENTRÍFUGAS A GÁS **74**

IV.1 CUSTOS DE CENTRÍFUGAS A GÁS PARA REMOÇÃO DE CO_2 75
IV.1.1 Custos de investimento (CAPEX) 75
IV.1.2 Custos de operação (OPEX) 80

Capítulo V – RESULTADOS E DISCUSSÃO **81**

V.1 AVALIAÇÃO TÉCNICA – CENTRÍFUGAS A GÁS 81
V.1.1 Corrente de alimentação 81

V.1.2 Perfil de velocidade 82
V.1.3 Perfil de pressão 82
V.1.4 Perfil de temperatura 83
V.1.5 Dimensões típicas 83
V.1.6 Eficiência de separação 84
V.1.7 Tempo de residência 84
V.1.8 Corrente de saída 84
V.1.9 Configuração 86
V.1.10 Cenários avaliados 87
V.1.11 *Footprint* de centrífugas a gás 88
V.1.12 Materiais 93
V.1.13 Comparação com as tecnologias clássicas 93
V.2 AVALIAÇÃO ECONÔMICA – CENTRÍFUGAS A GÁS 95
V.2.1 Custos de investimento (CAPEX) 95
V.2.2 Custos de operação (OPEX) 98
V.2.3 Comparação com as tecnologias clássicas 99
V.3 LIMITAÇÕES DO TRABALHO 107
Capítulo VI – CONCLUSÃO 109
VI.1 PROPOSTAS PARA A CONTINUAÇÃO DO TRABALHO 110

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela III-1 – Países que utilizam ultracentrífugas para o enriquecimento de urânio (O ESTADO DE S. PAULO, 2008) 52
Tabela III-2 – Exemplos de centrífugas utilizadas mundialmente (Adaptado de Reay *et al.*, 2008)..... 55
Tabela IV-1– Diferenças qualitativas entre centrífugas convencionais e a gás para remoção de CO_2..... 78
Tabela IV-2– Comparação entre o OPEX de diferentes tecnologias para remoção de CO_2 80
Tabela V-1– Composição do gás natural utilizadas neste estudo..... 82
Tabela V-2– Eficiências de separação do CO_2 do gás natural. 84
Tabela V-3– Cenários estudados 87
Tabela V-4– Configurações de centrífugas estudadas..... 88
Tabela V-5– *Footprint* das centrífugas a gás estudadas 90
Tabela V-6– Comparação técnica entre diferentes tecnologias para remoção de CO_2 .. 94
Tabela V-7– Custos dos cenários estudados 96
Tabela V-8– Custos de investimentos das tecnologias estudadas 105
Tabela V-9– Custos de operação das tecnologias estudadas..... 107

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura II.1 - Evolução da exploração e produção de petróleo no Brasil (PETROBRAS, 2010 A). 10
Figura II.2 - FPSO Cidade Angra dos Reis no campo de Tupi (PETROBRAS, 2010 A). 11
Figura II.3 - Cenários de aumento da temperatura global (IPCC, 2007)..... 13
Figura II.4 - Evolução das emissões de CO_2 separadamente e dos gases estufa como um todo na atmosfera, respectivamente (Adaptado de IPCC, 2007)..... 14
Figura II.5 - Emissões de gases estufa na atmosfera em 2004 (Adaptado de IPCC, 2007). 15
Figura II.6 - Atividades de projeto de MDL no Brasil por tipo de gás de efeito estufa reduzido (Adaptado de MCT, 2011)..... 16
Figura II.7 - Fluxograma do processamento primário de fluidos (PETROBRAS, 2009). 18
Figura II.8 - Separador trifásico (IET, 2011). 19
Figura II.9 - Esquema de separação no separador trifásico (IET, 2011). 19
Figura II.10 - Tratador eletrostático (PETREX, 2011)..... 20
Figura II.11 - Esquema de tratamento de água (Adaptado de Thomas, 2001). 20
Figura II.12 - Tecnologias de captura de CO_2: (a) pós-combustão, (b) pré-combustão e (c) *Oxyfuel* (IPCC, 2005)..... 23
Figura II.13 - Fluxograma representativo de uma unidade de absorção com aminas (IPCC, 2005)..... 24
Figura II.14 - Equipamentos de uma unidade de absorção com aminas (KOHL E RIESENFELD, 1985). 25
Figura II.15 – Funcionamento de membranas (IPCC, 2005). 28
Figura II.16 - Esquema das barreiras seletivas de membranas (Adaptado de UOP/LLC, 2002). 29
Figura II.17 - Estrutura assimétrica da membrana (UOP, 1999)..... 30
Figura II.18 - Detalhe dos elementos da membrana em espiral (UOP, 1999)..... 31
Figura II.19 - Detalhe dos elementos da membrana em fibra oca (UOP, 1999). 31
Figura II.20 - Exemplo de membrana utilizada para remoção de CO_2 (UOP, 1999). 32
Figura II.21 - *Skid* horizontal de membranas (UOP, 1999)..... 32
Figura II.22 - *Skid* de membranas para uma instalação *offshore* (MONTEIRO *ET AL.*, 2009). 33
Figura II.23 - Esquema de separação por membranas de 1 estágio (UOP, 1999)..... 33
Figura II.24 - Esquema de separação por membranas de 2 etapas (UOP, 1999). 34
Figura II.25 - Etapas do pré-tratamento do gás natural (UOP, 1999). 35
Figura II.26 - Sistema de membranas no México (UOP, 1999)..... 36
Figura II.27 – (a) Layout da unidade de absorção por aminas (b) Layout da unidade de membranas da Kvaerner Process Systems (FALKPEDERSEN E DANNSTRÖM, 1997). 37
Figura II.28 - Ilustração do processo utilizando peneiras moleculares (GUILD, 2010). 40
Figura II.29 - Diâmetros estimados de gases mais comuns (BAKER, 2004). 40
Figura II.30 - Tipos de adsorventes de peneiras moleculares (CECA, 2009). 41
Figura II.31 - Fluxograma do processo utilizando peneiras moleculares (UOP, 2006). 42
Figura II.32 – Exemplo de aplicação *onshore* de peneiras moleculares (GUILD, 2010) 43

Figura II.33 – Molécula adsorvente coberta com contaminante (CECA, 2009). 43
Figura II.34 - Diferentes possibilidades de armazenamento geológico do CO_2 (IPCC, 2005). 45
Figura II.35 – Distribuição mundial de bacias sedimentares (IPCC, 2005). 46
Figura II.36 – Esquema de reinjeção de CO_2 (IPCC, 2005). 47
Figura II.37 - Diferentes possibilidades de disposição do CO_2 (IPCC, 2005)..... 48
Figura III.1 - Cascata de centrífugas a gás (CGEE, 2010). 51
Figura III.2 – Evolução dos custos relacionados às ultracentrífugas (Adaptado de Upson e Baker, 1996). 54
Figura III.3 - Fração de gás cumulativa em relação à distância do eixo central na centrífuga (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004). 56
Figura III.4 – Perfil de concentração da centrifugação de uma corrente de gás natural (CASTIER E TAVARES, 2004). 57
Figura III.5 – Perfil de concentração da centrifugação de uma corrente de gás natural, obtido por fluidodinâmica computacional (COSTA *ET AL.,* 2005)..... 58
Figura III.6 - Esquema de funcionamento de centrífugas a gás (Adaptado de CGEE, 2010). 59
Figura III.7 – Visão interna de uma centrífuga a gás (Adaptado de Omnes, 2007)..... 60
Figura III.8 - Perfil de pressão em uma centrífuga a gás (WISSEN *ET AL.*, 2005)..... 61
Figura III.9 - Perfil de pressão no eixo central da centrífugas em relação ao peso molecular do componente processado (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004). 62
Figura III.10 – Centrífugas do tipo Zippe (SILVA E SEREJO, 2011). 63
Figura III.11 – Pressão de alimentação da centrífuga de acordo com a concentração de CO_2. (OLOMBOK E MORLEY, 2004). 64
Figura III.12 – Distribuição radial da fração volumétrica de CH_4 e CO_2, respectivamente (COSTA *ET AL.*, 2005). 65
Figura III.13 – Separação em função do tempo de residência em centrífugas para uma mistura He-CO_2 (GOLOMBOK E BIL, 2005). 68
Figura III.14 – Configuração em cascata de ultracentrífugas em Almelo/Holanda (a) e Ohio/EUA (b) 69
Figura III.15 – Centrífuga tubular (MEDRONHO, 2003)..... 70
Figura III.16 – Centrífuga de discos (MEDRONHO, 2003). 71
Figura IV.1 – Variação do custo de compra de centrífugas convencionais (LOH, *ET AL.*, 2002). 76
Figura IV.2 – Variação do custo de compra de centrífugas convencionais (PETERS *ET AL.*, 2003). 77
Figura IV.3 – Variação do custo de centrífugas convencionais com o diâmetro para diferentes materiais (MATCHE, 2011). 78
Figura V.1 - Fluxograma do processamento primário de fluidos com centrífugas a gás (Adaptado de Petrobras, 2009). 81
Figura V.2 – Esquema do sistema de centrífugas..... 85
Figura V.3 – Exemplo do cálculo de equipamentos em série para o cenário 6..... 86
Figura V.4 – Arranjo vertical de centrífugas a gás..... 89
Figura V.5 – Arranjo horizontal de centrífugas a gás..... 89
Figura V.6 – Variação do *footprint* de centrífugas a gás com a concentração de CO_2 para diferentes eficiências – configuração vertical. 91
Figura V.7 – *Skid* de hidrociclones (SIEMENS, 2011). 92

Figura V.8 – Unidade de ultracentrífugas para enriquecimento de urânio no Irã (AANDRIJFTECHNIEK, 2011). 92
Figura V.9 – Fábrica de Combustível Nuclear da INB em Resende/RJ (INB, 2011). ... 93
Figura V.10 – Custo da unidade de centrífugas em relação à eficiência de remoção de CO_2 para os diferentes cenários estudados. 97
Figura V.11 – Custo da unidade de centrífugas em relação à pressão de alimentação para cenário 10..... 98
Figura V.12 – Custo da unidade de centrífugas em relação à vazão de alimentação para cenário 10 98
Figura V.13 – Custo de aminas em relação à eficiência de remoção de CO_2 (Adaptado de Bhide *et al.,* 1998). 100
Figura V.14 – Custo de membranas em relação à eficiência de remoção de CO_2 (Adaptado Bhide *et al.,* 1998). 102
Figura V.15 – Custo de tecnologias clássicas em relação à vazão de alimentação (Adaptado de Bhide *et al.,* 1998)..... 102
Figura V.16 – Custo de tecnologias clássicas em relação à pressão de alimentação (Adaptado de Bhide *et al.,* 1998)..... 103
Figura V.17 – Custo de tecnologias clássicas em relação à concentração CO_2 na alimentação (BHIDE *ET AL.,* 1998)..... 104

Capítulo I – INTRODUÇÃO

As reservas de óleo da camada do pré-sal se configuram em uma das maiores descobertas na indústria do petróleo dos últimos anos. A denominação pré-sal refere-se à formação de rochas situadas abaixo de uma extensa camada de sal, podendo chegar a 2 km de extensão, com capacidade de geração e acúmulo de petróleo. Essas rochas localizam-se na maior parte do litoral brasileiro e podem atingir até 8 km de profundidade (PETROBRAS, 2010 A).

Estima-se que os poços do pré-sal, apenas nos campos de Lula e Cernambi, serão responsáveis pela geração de mais de 8 bilhões de barris de óleo equivalente. No entanto, há ainda muitos desafios a serem enfrentados objetivando a exploração desses poços. Os principais gargalos estão relacionados à recuperação do petróleo nos reservatórios, à tecnologia de perfuração de poços, à elevada presença de CO_2 no óleo, a dificuldades no escoamento do óleo e à distância da costa, de aproximadamente 300 km (PETROBRAS, 2010 A).

Em relação à quantidade de CO_2, é fundamental reduzir os teores contidos na corrente de gás natural para níveis exigidos por especificações adequadas, como por exemplo, pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP). A ANP dita que o gás especificado que será destinado à exportação deve conter no máximo 3% molar de CO_2 (ANP, 2010).

Um dos principais motivos pelo qual é importante remover o CO_2, pela ótica da empresa produtora, se dá pelo fato de se tratar de um gás ácido, que em contato com a água provoca eventos de corrosão em tubulações e equipamentos, encarecendo a produção. Além disso, a presença do CO_2 no gás natural prejudica o escoamento, reduz a produtividade e altera seu poder calorífico e, consequentemente, a sua qualidade (FOLHA ONLINE, 2009 A).

Além disso, há a questão ambiental decorrente do CO_2 ser um dos principais gases causadores do efeito estufa, sendo responsável pelo fenômeno do aquecimento global tão discutido ultimamente, visto que sua concentração na atmosfera vem crescendo

abruptamente. Este gás é liberado em excesso na atmosfera através, por exemplo, da queima de combustíveis fósseis, como o gás natural (IPCC, 2005).

Tendo em vista os prejuízos decorrentes do CO_2 no gás, foram desenvolvidas diversas tecnologias diferentes visando a sua remoção. Segundo Golombok e Chewter (2004) há diversos processos de absorção com aminas sendo utilizados para a remoção de CO_2 de maneira viável economicamente. Além deste, também existem processos de separação com membranas, com vantagens e desvantagens estudadas por Amaral (2009), e as peneiras moleculares.

No entanto, há outras tecnologias menos disseminadas que também poderiam ser utilizadas, como, por exemplo, a centrifugação a gás. Golombok e Chewter (2004) desenvolveram um estudo comparativo entre os processos envolvendo enriquecimento de urânio e remoção de impurezas contidas no gás natural através deste tipo de equipamento. Os resultados obtidos por eles indicaram que o uso de centrífugas a gás para remoção de CO_2 de correntes de gás natural pode apresentar alta produtividade.

Da mesma maneira, Brouwers (1996), desenvolvedor de uma patente de uma centrífuga a gás inicialmente para remoção de finas impurezas do gás natural, relatou, em 2005, que este equipamento possui grande potencial de ser utilizado para remoção de CO_2 do gás natural.

Assim, o objetivo deste trabalho é o desenvolvimento de uma avaliação técnico-econômica de centrífugas a gás para remoção de CO_2 do gás natural proveniente de poços do pré-sal. Nos dias de hoje, há tecnologias de remoção de CO_2 em escala industrial que já foram bastante estudadas, conforme citado anteriormente, que, entretanto, ainda apresentam algumas desvantagens, sendo interessante analisar a viabilidade de tecnologias não-clássicas, como centrífugas a gás.

Capítulo II – CONTEXTUALIZAÇÃO

II.1 O PRÉ-SAL

Nos últimos anos, a Petrobras descobriu poços reservas na camada do pré-sal com grande potencial na região entre os estados de Santa Catarina e Espírito Santo, e na Bacia de Santos, cujo óleo possui alta qualidade (PETROBRAS, 2010 A). Além da Petrobras, a Repsol anunciou em 2009 a descoberta de poços situados também na Bacia de Santos, tais como Panoramix e Vampira (FOLHA ONLINE, 2009 B). Dada a relevância da descoberta, os leilões de concessão foram suspensos e um novo marco regulatório para o setor foi adotado.

As perspectivas em relação aos campos do pré-sal são excelentes para o Brasil, fazendo com que o país aumente seu número de reservas, sua produção de petróleo e sua experiência em águas profundas e ultra-profundas. Com a exploração destes campos, o país dobrará suas reservas, tornando-se o sexto maior detentor de reservas do mundo (MME, 2009).

Estão previstos investimentos da ordem de 600 bilhões de dólares nos próximos 30 anos para garantir a extração de maior parte do petróleo em águas ultra-profundas. Dentre estes, 125 bilhões estão relacionados a gastos diretos com plataformas, sendo de essencial importância a redução de custos relacionados à exploração e produção do petróleo (PETROBRAS, 2010 A).

A exploração de petróleo em águas ultra-profundas é um setor global que envolve conhecimento multidisciplinar, estando relacionado a áreas como geologia, ciência dos materiais e engenharia submarina, demandando custos bastante elevados. A Figura II.1 mostra a evolução da exploração e produção de petróleo no Brasil pela Petrobras.

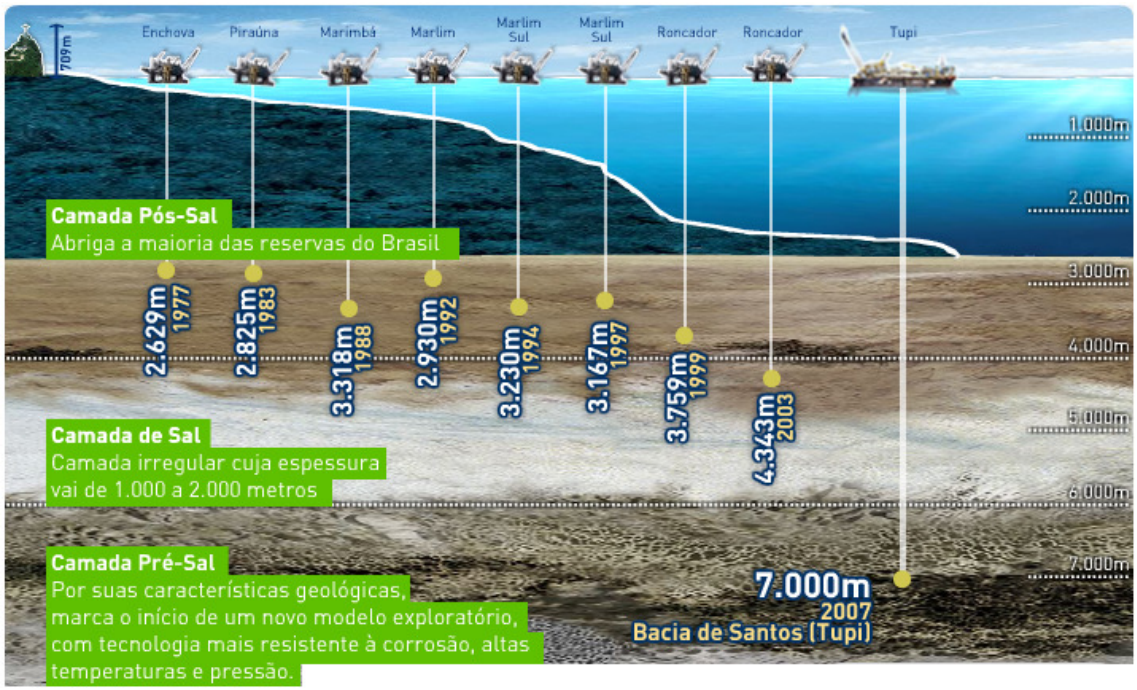

Figura II.1 - Evolução da exploração e produção de petróleo no Brasil (PETROBRAS, 2010 A).

A exploração de Lula (Antes conhecido como Tupi), um dos campos do pré-sal, foi iniciada no dia 28 de outubro de 2010 através da FPSO (Unidade flutuante de produção e armazenamento) Cidade de Angra dos Reis (Figura II.2), com reinjeção de CO_2 e envio do gás produzido para a plataforma de Mexilhão (PETROBRAS, 2010 A). Estima-se que as primeiras plataformas possuam capacidade máxima de produção de 120.000 barris/dia de petróleo e 5 milhões de m^3/dia de gás natural (LIMA, 2008).

Figura II.2 - FPSO Cidade Angra dos Reis no campo de Tupi (PETROBRAS, 2010 A).

Atualmente, o Brasil é um importador de petróleo e gás e estima-se que as reservas do pré-sal serão capazes de transformar o país em um grande exportador, sendo responsável por uma importante mudança na balança comercial brasileira, o que contribuirá positivamente com a sua economia. Cabe ressaltar que a auto-suficiência tão discutida em 2006 está relacionada ao fato de o Brasil produzir, em termos volumétricos, uma quantidade maior ou igual de óleo que consume, porém devido ao seu parque de refino, o país ainda é obrigado a importar óleo leve e exportar óleo pesado.

Na década passada, 3% do produto interno bruto (PIB) era referente à indústria petrolífera, tendo a mesma aumentado a sua participação para 10% nos dias de hoje, com previsões otimistas para o futuro.

Com o pré-sal, o Brasil poderá aumentar a competitividade de setores estratégicos para o país em um cenário internacional como, por exemplo, na indústria naval e de bens de capital. Haverá, ainda, uma massiva entrada de investimentos no país, bem como um aumento na arrecadação em royalties e tributos ligados à extração de petróleo, alcançando valores de 15 bilhões de reais para uma produção de 800 milhões de barris no ano de 2007 (PETROBRAS, 2010 A).

De acordo com Petrobras (2010 A), há vários desafios intrínsecos à profundidade dos poços do pré-sal, como a necessidade de vencer 4 km de lâmina d'água, a 350 km da

costa, e perfurar 2 km de camada de sal. Para isso, são utilizadas sondas de perfuração, cuja diária de aluguel pode custar até 600 mil dólares.

Conforme mencionado anteriormente, uma característica peculiar do petróleo extraído de poços do pré-sal é a quantidade significativa de gases ácidos, como o CO_2. De acordo com MME (2009), o teor de CO_2 em Tupi pode chegar a 12%, sendo a média nacional igual a 4%. Este fato também é observado em outros países do mundo, por exemplo, em poços situados no nordeste da Austrália, a quantidade de CO_2 pode chegar a 50% (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004).

Ao entrar em contato com a água livre, o CO_2 se torna extremamente corrosivo, pela formação de ácidos indesejáveis (ácido carbônico), que, em contato com as paredes das tubulações e equipamentos, provoca seu desgaste caso não estejam devidamente protegidos com materiais apropriados e caros (UOP, 2009).

Outro problema causado devido à presença deste gás está relacionado ao fato de que ele pode prejudicar o escoamento pelas tubulações devido ao aumento da perda de carga, reduzindo a produtividade e aumentando os custos de energia envolvidos no transporte do gás natural (FOLHA ONLINE, 2009 A).

Sua presença também faz com que o poder calorífico (a quantidade de energia contida no combustível) do gás natural diminua. Além disso, o CO_2 favorece a formação de hidratos a baixas temperaturas e altas pressões, que são as condições encontradas no escoamento do gás natural.

Desta maneira, pode-se afirmar que é de essencial importância que esses contaminantes sejam removidos, via processos físicos ou químicos conhecidos como adoçamento, e que tenham um destino final adequado. Como alternativa de uso para essa grande quantidade recuperada de CO_2, pode-se fazer a reinjeção do gás no próprio reservatório e aumentar a produtividade do poço, e ainda em cavernas de sal ou em campos esgotados, a ser visto com mais detalhes posteriormente (THOMAS, 2001).

Entretanto, quando não ocorre injeção do CO_2 em poços, o mais comum é a sua (ou queima em *flare* químico (tocha) ou a sua liberação direta na atmosfera, através de um

vent na plataforma, o que claramente gera graves implicações ao meio ambiente, como será visto no item a seguir.

II.2 IMPACTOS DO CO_2 NO MEIO AMBIENTE

Sabe-se que o aumento da quantidade de CO_2 na atmosfera é responsável pelo agravamento do fenômeno do aquecimento global, fazendo com que haja um incremento da temperatura média do planeta, dentre outras consequências. A Figura II.3 mostra um gráfico com diferentes cenários representativos do aumento da temperatura global de acordo com a quantidade de CO_2 emitida na atmosfera, onde, no pior caso, a variação da temperatura pode chegar 8ºC, associada a consequências catastróficas, tais como derretimento das calotas polares, fortes alterações do regime de chuvas e desertificação de florestas.

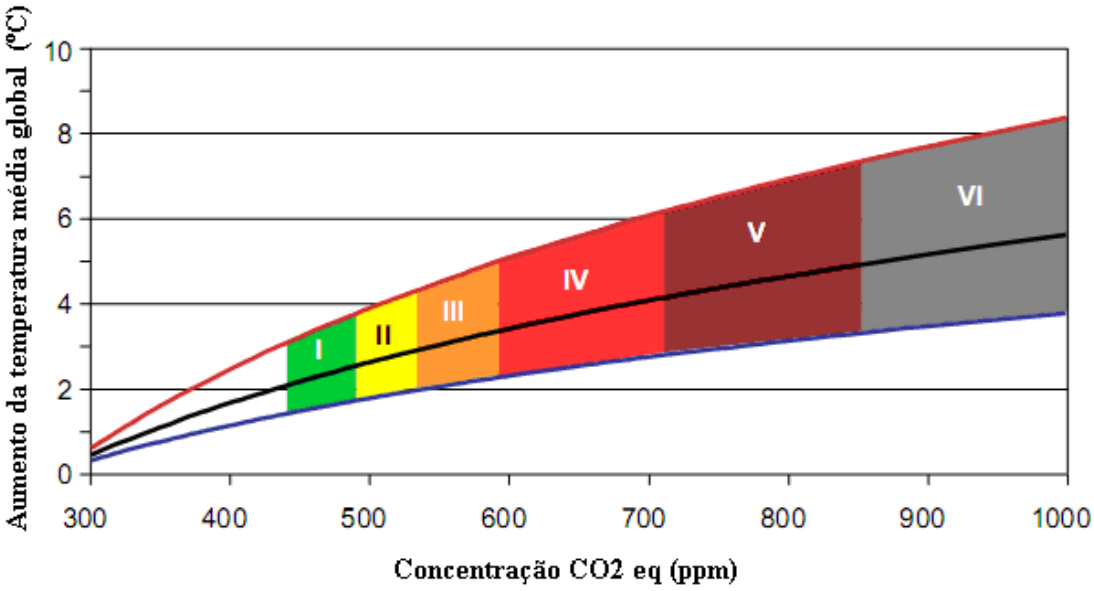

Figura II.3 - Cenários de aumento da temperatura global (IPCC, 2007).

De acordo com o relatório do IPCC (*Intergovernmental Panel on Climate Change*) de 2007, nos últimos 30 anos as emissões de gases do efeito estufa cresceram a uma taxa média de 1,6% ao ano, sendo que apenas o CO_2 emitido a partir do uso de combustíveis fósseis apresentou um crescimento médio de 1,9% ao ano neste mesmo período. Para efeitos de ilustração, em 1970, 28,7 Gt CO_2-eq (giga toneladas de CO_2 equivalentes) foram emitidos na atmosfera, enquanto que em 2004 esta quantidade passou para 49 Gt CO_2-eq.

Os gráficos expostos da Figura II.4 evidenciam a tendência observada no parágrafo anterior, apresentando a evolução crescente das emissões de CO_2 (em Gt CO_2-eq/ano) e dos gases de efeito estufa como um todo, respectivamente. Observa-se que o CO_2 emitido pelas mudanças de uso dos solos foi desconsiderado neste gráfico.

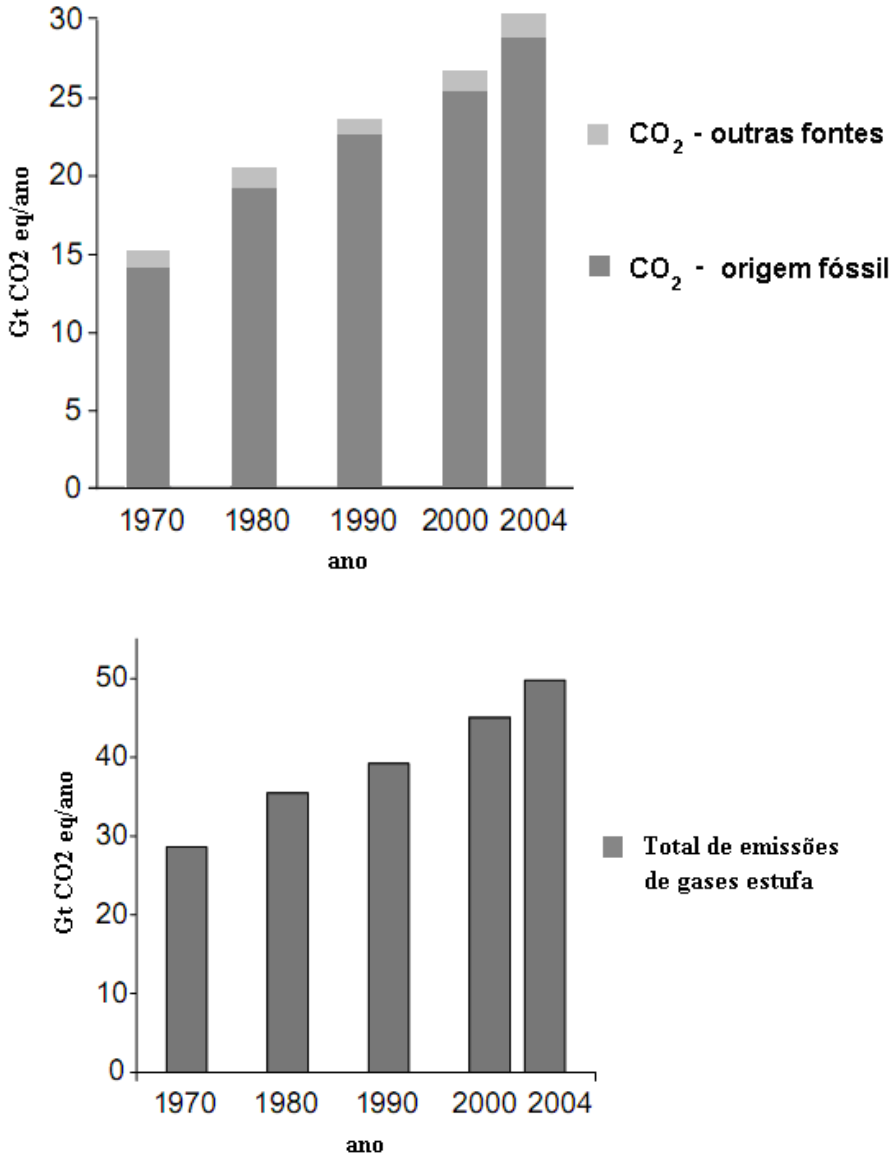

Figura II.4 - Evolução das emissões de CO_2 separadamente e dos gases estufa como um todo na atmosfera, respectivamente (Adaptado de IPCC, 2007).

O gráfico apresentado na Figura II.5 expõe a distribuição dos principais gases de efeito estufa no mundo no ano de 2004, onde se pode observar a grande participação do CO_2, em especial de origem fóssil, nestas emissões.

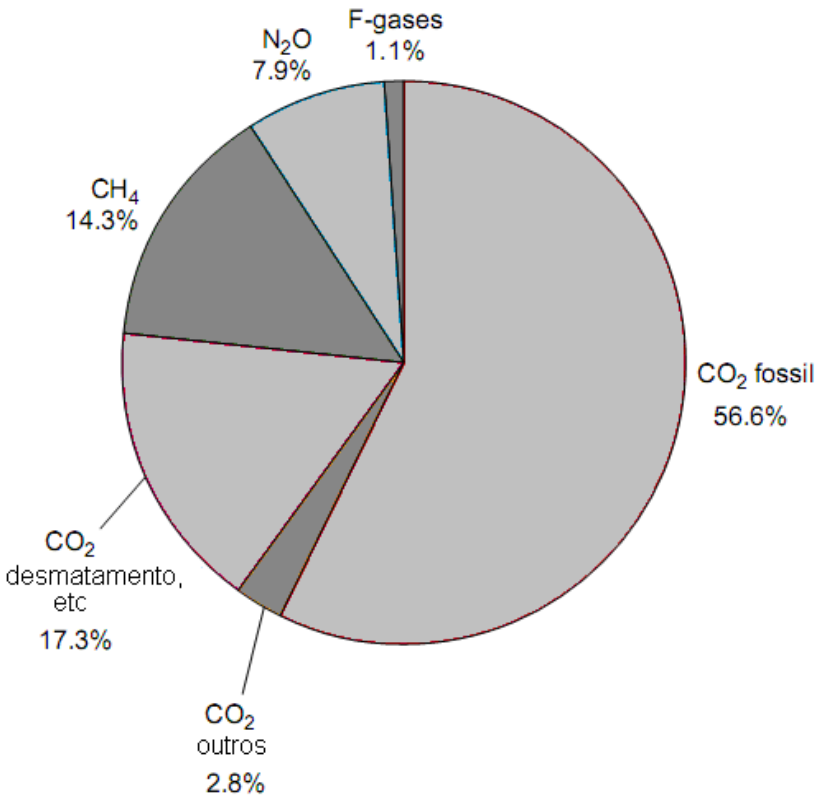

Figura II.5 - Emissões de gases estufa na atmosfera em 2004 (Adaptado de IPCC, 2007).

Um estudo realizado pelo IPCC em 2005 mostrou que se a concentração de CO_2 de metade da produção mundial de gás natural do ano de 2003 (que foi aproximadamente 2.600 bilhões de m^3) fosse reduzida de 4% para 2%, seriam removidos mais de 50 Mt CO_2/ano, o que evidencia, por si só, a importância dos processos de remoção desta substância e a real necessidade de investimentos na área. A título de exemplo, plantas de gás natural da BP e da Statoil capturam 1 Mt CO_2/ano, enquanto que plantas americanas recuperam até 6,5 Mt CO_2/ano.

Levando-se em consideração as questões ambientais apresentadas, o Protocolo de Kyoto, assinado em 1997, impôs metas de redução da emissão de gases de efeito estufa, tais como CH_4 e CO_2 por parte de países desenvolvidos, não tendo sido fixadas metas de redução para países em desenvolvimento, como o Brasil. Observa-se que os países desenvolvidos têm metas de redução diferenciadas, com a obrigação de reduzir a emissão destes gases em 5%, no mínimo, em relação aos níveis observados em 1990, no período entre 2008 e 2012 (MCT, 2011).

Entretanto, o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) permite a participação voluntária de países em desenvolvimento, admitindo, por exemplo, que o Brasil reduza suas emissões. Através do MDL, projetos de redução de emissões nestes países são certificados e o gás que deixa de ser emitido passa a ser vendido como RCEs (Reduções Certificadas de Emissões), levando-se em consideração a atividade desenvolvida no país. Este excedente pode ser utilizado como crédito de carbono em auxílio ao cumprimento às metas de redução por parte de países desenvolvidos. Cabe ressaltar que um RCE corresponde a uma tonelada de dióxido de carbono equivalente (MCT, 2011).

Para um projeto ser considerado como MDL e apresentar RCE, o mesmo deve garantir uma redução adicional de emissão a que ocorreria caso não o projeto não existisse. Segundo MCT (2011), o Brasil é o terceiro país do mundo a reduzir emissões a partir de projetos de MDL, com potencial de redução de 400 milhões de toneladas de CO_2.

A Figura II.6 exibe a distribuição de redução de gases de efeito estufa a partir de projetos de MDL desenvolvidos no Brasil, sendo o CO_2 o de maior relevância. Isto ocorre pelo fato de a maior parte dos projetos em MDL estar relacionada ao setor energético (MCT, 2011).

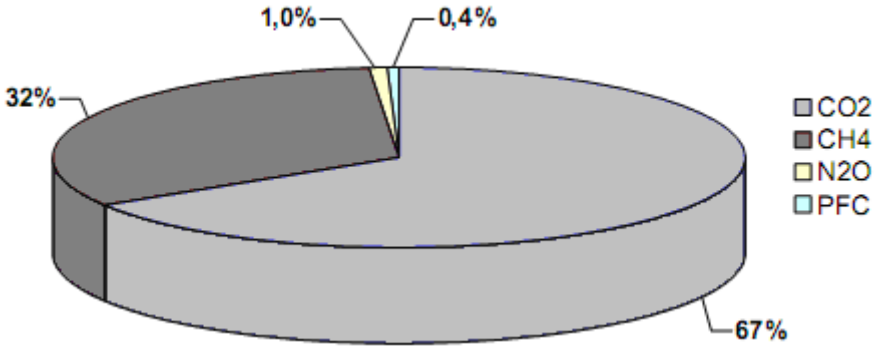

Figura II.6 - Atividades de projeto de MDL no Brasil por tipo de gás de efeito estufa reduzido (Adaptado de MCT, 2011).

Sendo assim, os esforços relacionados às preocupações com a mudança do clima englobam prática de ações redutoras de emissões de gases de efeito estufa, adaptação dos sistemas existentes, através do alinhamento com as expectativas ambientais, e pesquisas de novas tecnologias (IPCC, 2005).

Como dito, nos poços do pré-sal, a quantidade de CO_2 presente no gás natural é consideravelmente superior à encontrada usualmente. Assim, a queima deste gás em *flares* (tocha) de plataformas e a sua posterior utilização como combustível seriam responsáveis pela maior liberação deste composto na atmosfera, além de problemas associados à corrosão em tubulações, como visto.

A Petrobras, em seu Relatório de Sustentabilidade 2010, estabeleceu como meta para 2015 a redução de 15% das emissões de gases de efeito estufa nas áreas de exploração e produção, bem como a redução em 65% da intensidade da queima de gás natural em *flares* em plataformas, com previsão total de investimentos de US$ 976 milhões. De 2006 a 2010, a empresa investiu R$ 404 milhões apenas em projetos de eficiência energética, atingindo economias expressivas, da ordem de 3.000 barris de óleo equivalente por dia (PETROBRAS, 2010 B).

Vale destacar ainda que incentivos por parte do governo podem ser muito importantes para auxiliar nesta redução. A título de exemplo, na década de 90, o governo da Noruega fixou o pagamento de taxas pelas empresas de petróleo do país equivalentes a $53,00/t CO_2 gerado, motivando o estudo de novas tecnologias para reduzir a emissão deste gás (AMARAL, 2009).

Desta maneira, o estudo de novas tecnologias para remoção de CO_2 é muito importante para intensificar o potencial brasileiro de redução de emissões, podendo atrair, inclusive, investimentos externos via MDL. Neste contexto, avaliar outros tipos de tecnologia, como as centrífugas a gás, mostra-se de essencial relevância ao desenvolvimento deste setor no país.

II.3 PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO E GÁS NATURAL EM PLATAFORMAS (PPP)

Ao chegar à plataforma, o petróleo é submetido a tratamentos primários que promovem a separação do óleo, da água e do gás, englobando o tratamento e a estabilização do óleo, o tratamento da água para descarte ou reinjeção em poços e o condicionamento e a compressão do gás, (THOMAS, 2001). A esse conjunto de operações unitárias dá-se o nome de Processamento Primário de Petróleo (PPP).

O objetivo do PPP é fazer com que o óleo, a água e o gás separados estejam dentro das especificações adequadas. Como dito anteriormente, a especificação do gás natural pela resolução ANP nº16 de 17/06/2008 exige que o mesmo contenha no máximo 3% molar de CO_2 e 10 a 15 ppm de H_2S para que esteja em condições de exportação (ANP, 2010).

A Figura II.7 exibe um fluxograma ilustrativo do processamento primário de fluidos, englobando as etapas descritas anteriormente.

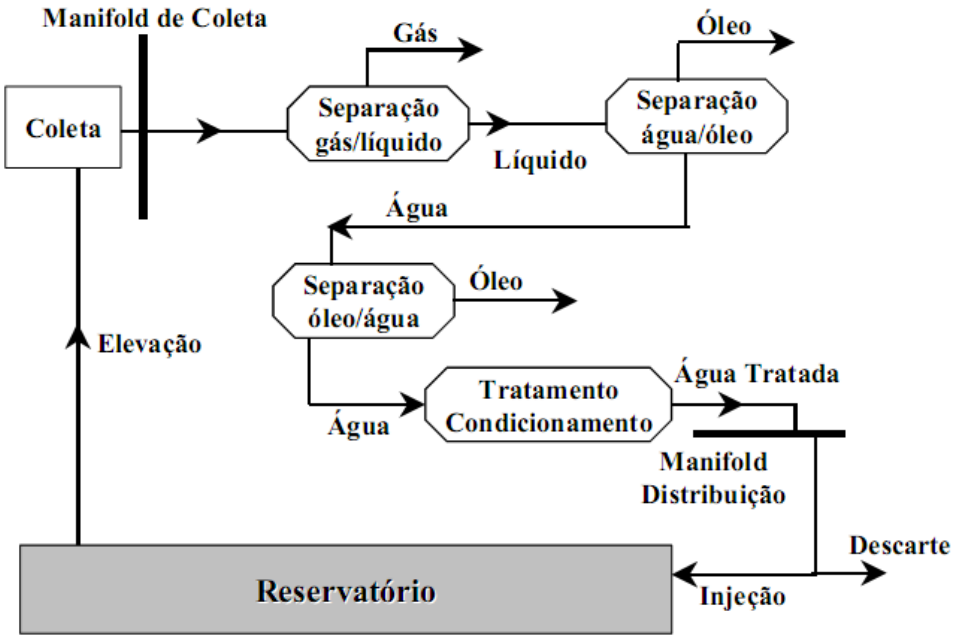

Figura II.7 - Fluxograma do processamento primário de fluidos (PETROBRAS, 2009).

O primeiro equipamento geralmente utilizado para o PPP é o separador gravitacional, que recebe correntes de petróleo produzidas em diferentes poços. A Figura II.8 mostra uma foto deste tipo de separador.

Figura II.8 - Separador trifásico (IET, 2011).

Esses equipamentos quando separam a fase líquida da fase gasosa são denominados separadores bifásicos, enquanto que os que são responsáveis por separar a fase gasosa da água e da fase oleosa são conhecidos como separadores trifásicos (THOMAS, 2001). A Figura II.9 apresenta um esquema representando a separação que ocorre no interior destes últimos.

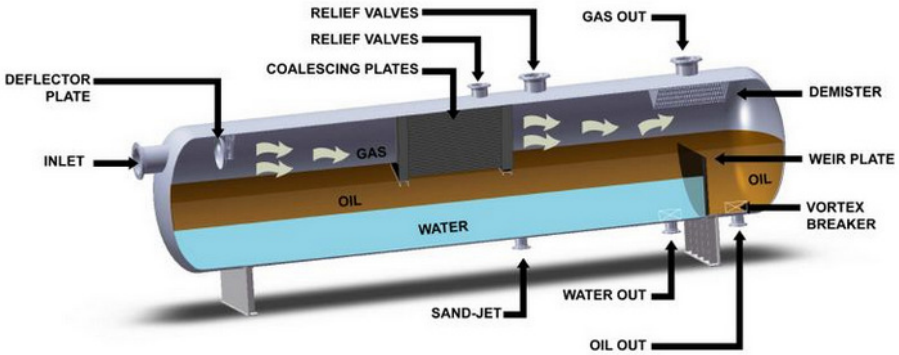

Figura II.9 - Esquema de separação no separador trifásico (IET, 2011).

Os separadores trifásicos não são projetados para separar emulsões água-óleo e, portanto, precisam sofrer um tratamento adicional. Dessa forma, a emulsão segue para o tratador eletrostático (Figura II.10), onde será feita a separação da água residual do óleo. O objetivo deste processo é fazer com que o óleo tenha um BSW (*Basic Sediments and Water*, ou seja, o teor de sedimentos e água) o mais próximo de zero, para que sejam evitados gastos desnecessários com bombeio de água e superdimensionamento das instalações (THOMAS, 2001).

Figura II.10 - Tratador eletrostático (PETREX, 2011).

A água retirada nos separadores gravitacionais e nos tratadores eletrostáticos vai para o sistema de água produzida, que normalmente é constituído por uma bateria de hidrociclones e flotadores. O objetivo desse sistema é tornar a água própria para reuso ou descarte ao mar, respeitando os limites ambientais. A Figura II.11 mostra um esquema representando uma unidade de tratamento de água.

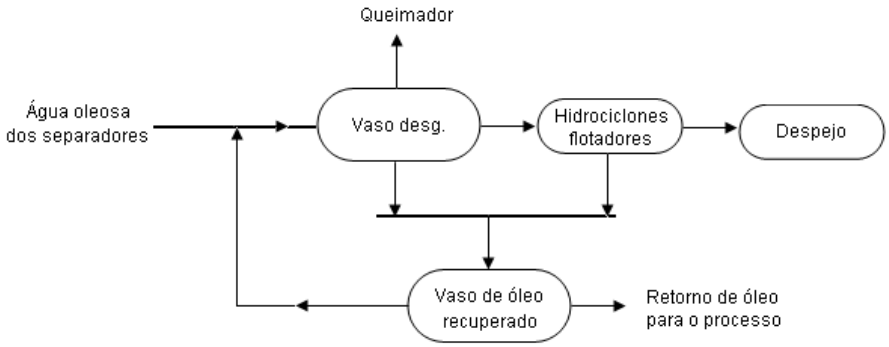

Figura II.11 - Esquema de tratamento de água (Adaptado de Thomas, 2001).

Segundo Thomas (2001), a corrente gasosa separada das demais fases é, geralmente, enviada às diferentes unidades da plataforma listadas a seguir:

- Unidade de compressão principal;
- Unidade de desidratação do gás;
- Unidade de compressão para exportação;
- Unidade de compressão para injeção do gás.

A unidade de compressão principal comprime o gás separado na planta de separação e tratamento de óleo (gás residual), de modo a fornecer energia suficiente para que seja enviado às unidades de desidratação, ajuste do ponto de orvalho e remoção de gases ácidos, dependendo da quantidade destes compostos na corrente de interesse.

A unidade de desidratação do gás remove a água contida no mesmo com o objetivo de torná-lo próprio em relação aos níveis exigidos por norma. Esta etapa evita que ocorra a corrosão e a formação de hidratos (sólidos de estrutura cristalina) em tubulações e, principalmente, nos gasodutos instalados no fundo do oceano, que estão submetidos a baixas temperaturas, o que favorece a sua formação. Este processo pode ser realizado por absorção em aminas (geralmente com TEG - Trietileno glicol) ou por peneiras moleculares.

Assim, o gás tratado é encaminhado à unidade de compressão, que tem a função de aumentar a pressão do gás tratado a valores superiores a 200 bar (THOMAS, 2001), para que seja possível sua exportação e/ou utilização como reinjeção em poços (*gas lift*).

Cabe ressaltar que, além de todas as etapas descritas neste item, em uma plataforma de exploração de poços do pré-sal é de essencial importância a existência de uma unidade de remoção de CO_2 do gás natural, dada sua quantidade expressiva nestas correntes. Esta etapa do processamento primário do petróleo é o foco de avaliação deste trabalho e será estudada em detalhe nos itens subsequentes.

II.4 TECNOLOGIAS DE CAPTURA DE CO_2

Conforme exposto anteriormente, o CO_2 presente no gás natural deve ser removido e o processo de captura faz com que o gás tratado emita menos deste poluente quando queimado, contribuindo positivamente com o meio ambiente, além de torná-lo adequado às condições exigidas por norma para seu transporte e consumo. Depois de removido, o CO_2 deve ser adequadamente transportado e armazenado de modo a evitar que seja lançado à atmosfera, como será visto no item II.6.

Segundo IPCC (2005), as tecnologias disponíveis no mercado são capazes de capturar de 85 a 95% do CO_2. Observa-se que o gás que deixa de ser emitido na atmosfera

através dos processos de captura e armazenamento de CO_2 está relacionado à eficiência do sistema de captura, transporte e armazenamento.

Há diferentes tipos de sistemas de captura de CO_2 que podem ser escolhidos de acordo com a concentração de CO_2 no gás natural, sua pressão e estado físico. São eles: captura pós-combustão, captura pré-combustão (abordado neste trabalho) e combustão com oxigênio puro (*Oxyfuel* ou oxi-combustível). A Figura II.12 apresenta resumidamente cada uma destas tecnologias (IPCC, 2005).

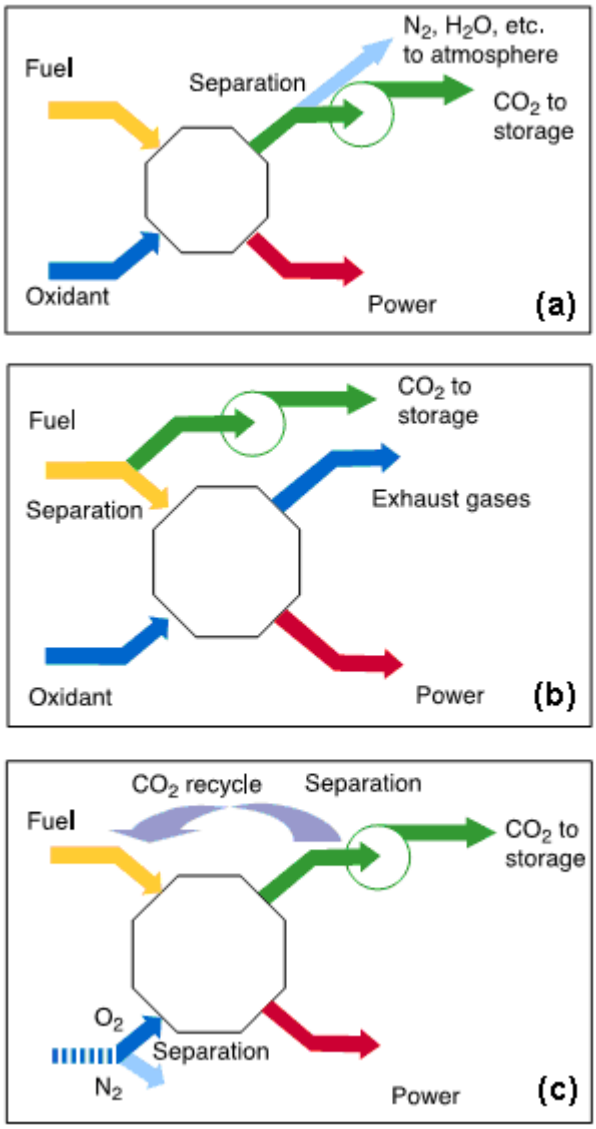

Figura II.12 - Tecnologias de captura de CO_2: (a) pós-combustão, (b) pré-combustão e (c) *Oxyfuel* (IPCC, 2005).

No item II.5 serão discutidas em detalhes três tecnologias clássicas de captura de CO_2 (pré-combustão) para sua remoção de correntes de gás natural: absorção com aminas, separação por membranas e peneiras moleculares; enquanto que no Capítulo III será apresentada uma discussão sobre o uso de centrífugas a gás como alternativa a estes processos clássicos.

II.5 TECNOLOGIAS CLÁSSICAS PARA REMOÇÃO DE CO_2

Neste item serão apresentadas as tecnologias clássicas para remoção de gases ácidos, ou seja, as mais conhecidas e utilizadas atualmente. Conforme explicado anteriormente, a remoção de CO_2 vem, principalmente, da necessidade de se evitar a corrosão de equipamentos e tubulações causados pela formação de gases ácidos, a partir da combinação de compostos contaminantes com água livre.

A possibilidade de corrosão das tubulações de gás é um fator crítico para o seu dimensionamento e a especificação do material das mesmas é realizada levando-se em consideração a pressão parcial do CO_2 na corrente de processo (THOMAS, 2001).

O processo de remoção de CO_2 pode ocorrer antes ou depois da etapa de desidratação do gás em ambiente *offshore*, dependendo da tecnologia utilizada, ou após o gasoduto em ambiente *onshore*. No entanto, a separação em terra tornaria necessário o uso de revestimentos especiais contra corrosão nos equipamentos e tubulações (gasodutos) que conduziriam o gás natural ácido à costa (THOMAS, 2001).

É importante destacar que, para a descrição dos itens a seguir, foram utilizadas informações de fabricantes para maiores detalhes das tecnologias de remoção de CO_2 estudadas neste trabalho, bem como condições operacionais, limitações do processo, entre outros.

II.5.1 Absorção com aminas

Processos de absorção com aminas são amplamente utilizados para remoção de CO_2 em tratamentos de gases ácidos. De acordo com Monteiro *et al.* (2009), os principais

projetos existentes de captura de CO_2 via absorção por aminas estão relacionados à indústria de geração de eletricidade.

Neste processo, a corrente de gás natural rica em gases ácidos alimenta a coluna de absorção (de recheio ou de pratos) pelo fundo, entrando em contato com a solução de amina, alimentada pelo topo. O CO_2 reage primeiramente com a água, formando o ácido carbônico, para, então reagir com a amina, que é básica, de modo a formar um sal, purificando o gás natural, como mostra a reação apresentada na Equação II-1 (IPCC, 2005).

$$2(HOC_2H_4NH_2) + CO_2 \leftrightarrow (HOC_2H_4NH_3)_2CO_3 \qquad \text{(II-1)}$$

Quando a solução de amina se torna saturada é necessário regenerá-la em uma coluna de *stripper*, na qual será removido o excesso de CO_2 para que a amina possa retornar ao processo (KOHL E RIESENFELD, 1985), conforme ilustrado na Figura II.13. Esta etapa de regeneração é conduzida a temperaturas elevadas, demandando grande quantidade de energia (IPCC, 2005).

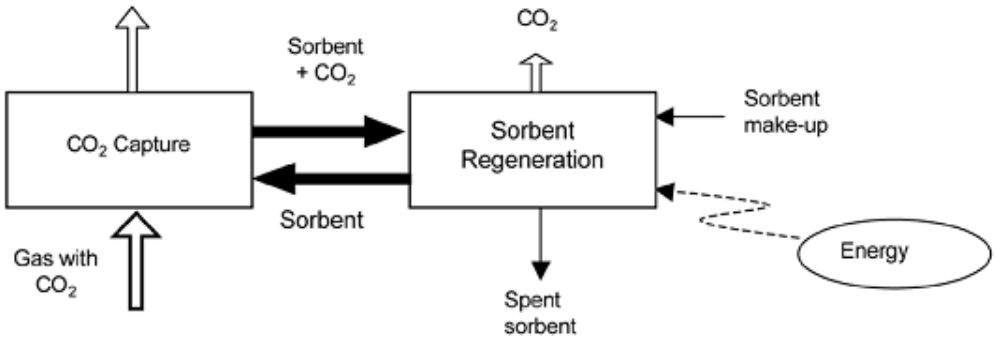

Figura II.13 - Fluxograma representativo de uma unidade de absorção com aminas (IPCC, 2005).

A Figura II.14 exibe com mais detalhes os tipos de equipamentos que são utilizados nas diferentes etapas relacionadas ao processo de remoção de CO_2 por absorção com solvente.

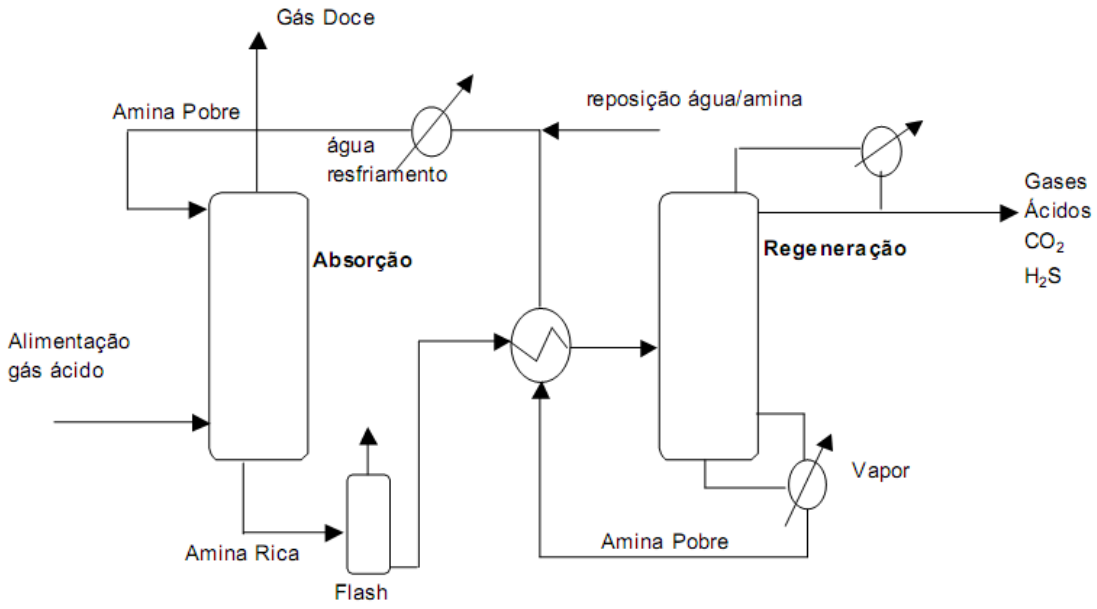

Figura II.14 - Equipamentos de uma unidade de absorção com aminas (KOHL E RIESENFELD, 1985).

Nota-se que este tipo de processo é intensivo em energia, ainda para pequenas concentrações de contaminantes, devido à presença de trocadores de calor, em especial o refervedor da coluna de *stripper*, necessário para que sejam atingidas temperaturas da ordem de 140ºC (IPCC, 2005). Além disso, há elevados custos associados à reposição do solvente (*make up*) e à fabricação de equipamentos com materiais especiais contra corrosão.

Segundo Golombok e Chewter (2004), são necessárias grandes quantidades de solvente, da ordem de 800 ton/h, e, como dito anteriormente, o mesmo precisa ser aquecido na etapa de regeneração, fazendo com que seus custos sejam muito elevados, tornando-os menos atrativos do ponto de vista econômico. Como exemplo, para o tratamento de uma corrente de gás natural contendo 10% de contaminante, o gasto envolvido é da ordem de 10% do valor do gás tratado produzido.

De acordo com Wissen *et al.* (2005), o processo para o tratamento de correntes de gás natural com concentrações de CO_2 superiores a 10% é muito intensivo em energia, não sendo economicamente viável. Como dito anteriormente, as concentrações deste contaminante nos poços do pré-sal são elevadas, podendo tornar esta tecnologia menos competitiva frente às demais.

A escolha do solvente a ser utilizado depende, dentre outros, da quantidade de CO_2 presente no gás natural, que por sua vez influencia no tamanho das colunas, materiais dos equipamentos e outros parâmetros (MAIOLI *ET AL.*, 2002).

Para a absorção gasosa, podem ser utilizados diferentes tipos de aminas, como MEA (Metilamina), DEA (Dietilamina) e MDEA (Metildietilamina) ou, ainda, uma mistura de aminas. Soluções de MEA apresentam uma característica mais corrosiva que as demais e são utilizadas em correntes com baixa concentração de CO_2, enquanto que a DEA é mais estável, além de minimizar as perdas no processo. Já as soluções de MDEA são utilizadas quando se deseja também remover H_2S do gás natural (COELHO, 2007).

O uso de solventes é limitado pela condição corrosiva a que expõe os equipamentos e tubulações, sendo utilizada uma solução de até 20%p MEA, 30%p de DEA ou, ainda, 50%p de MDEA, que devido às suas características, pode operar a concentrações mais elevadas sem que haja risco em potencial (EVERETT, 1998). Quanto maior a concentração da solução utilizada, menor a necessidade de recirculação do solvente, porém serão exigidas temperaturas mais elevadas no processo. Cabe ressaltar que a MDEA não é produzida no Brasil, sendo preterida frente aos demais solventes (COELHO, 2007).

Desta maneira, a eficiência do processo de absorção por aminas depende do tipo de solvente utilizado e de sua concentração, bem como do teor de CO_2 no gás natural a ser tratado e a concentração deste composto na corrente de saída da unidade.

Segundo Ebenezer (2005), a absorção em solvente químico deve ser utilizada quando são encontradas pressões parciais elevadas (superiores a 345 kPa). Entretanto, o processo não é indicado para tratamento de correntes com quantidades grandes de hidrocarbonetos mais pesados.

Observa-se que, para quantidades pequenas de CO_2 na corrente de gás natural, estes processos são os mais indicados, devido ao seu menor custo, sua maior flexibilidade e maior tolerância a variações no processo, alcançando eficiências muito elevadas, podendo chegar a valores superiores a 99,95%, segundo Coelho (2007).

De acordo com IPCC (2005), uma desvantagem apresentada por este tipo de tecnologia refere-se à altura da torre de absorção utilizada, visto que está diretamente relacionada à porcentagem de remoção de CO_2 desejada. No caso do pré-sal, onde as correntes apresentam uma grande quantidade do contaminante, seriam necessários equipamentos ainda maiores para atingir concentrações finais de CO_2 no gás natural de acordo com as especificações exigidas por norma.

Coelho (2007) mostra, através de simulações realizadas no software de simulação de processos Aspen Plus, que o adoçamento via absorção com aminas é altamente influenciado pelo número de estágios da coluna utilizada, requerendo, geralmente, alturas elevadas. Segundo Bhide *et al.* (1998), devido às limitações de peso e área em plataformas, este fato deve ser avaliado com cautela no caso de uma aplicação *offshore*, o que poderá inviabilizar a construção destas unidades, não sendo o mais adequado para estes ambientes.

Entretanto, de acordo com Monteiro *et al.* (2009), existe uma unidade de remoção de CO_2 em uma plataforma fixa na Noruega por absorção com aminas, com redução da concentração de CO_2 de 9% a 2,5%. Não foram relatadas limitações de área e peso para a instalação em questão.

Uma desvantagem adicional está associada ao fato de que processos que utilizam colunas apresentam problemas operacionais relacionados à inundação e formação de espuma, resultando na queda de rendimento da separação.

Além disso, este tipo de processo poderia demandar um grande *footprint* (área ocupada pelo sistema) nas plataformas e um alto custo relacionado à fabricação do módulo, sua operação e manutenção (AMARAL, 2009).

Por fim, outra desvantagem apontada é que a corrente ácida é obtida à pressão atmosférica, devido ao fato de a coluna de regeneração operar à pressão próxima à atmosférica, requerendo gastos adicionais com compressão, no caso de reinjeção em poços.

II.5.2 Separação por membranas

Utilizada desde a década de 80, uma alternativa ao método apresentado anteriormente é a aplicação de membranas para a remoção de CO_2 de correntes de gás natural. Membranas são barreiras semipermeáveis que separam de maneira seletiva compostos indesejáveis de uma mistura de componentes. Podem ser feitas de acetato de celulose, poliamidas, polisulfonas, policarbonatos, entre outros (UOP, 1999). A Figura II.15 esquematiza o funcionamento de processos de remoção via membranas.

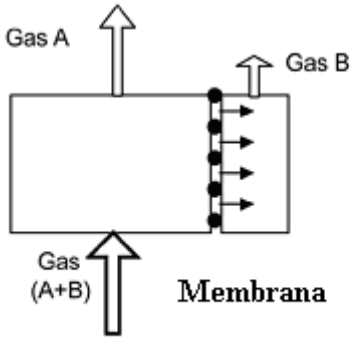

Figura II.15 – Funcionamento de membranas (IPCC, 2005).

Diferentemente dos filtros, onde pequenas moléculas são separadas de outras maiores através de poros, as membranas não apresentam porosidade e, por isso, a separação não se dá com base no tamanho das moléculas. Neste caso, ocorre a dissolução do CO_2 nas membranas e sua difusão através delas. Portanto, o processo de separação se dá pela diferença de dissolução e difusão dos compostos na membrana (UOP, 2009).

Gases como CO_2, H_2, vapor de água, e H_2S permeiam rapidamente nas membranas, enquanto que CO, N_2, CH_4 e outros hidrocarbonetos permeiam mais lentamente, conforme ilustrado no esquema da Figura II.16. Desta maneira, é possível separar gases que permeiam rapidamente dos que permeiam lentamente, como, por exemplo, CO_2 de uma corrente de gás natural (UOP, 2009).

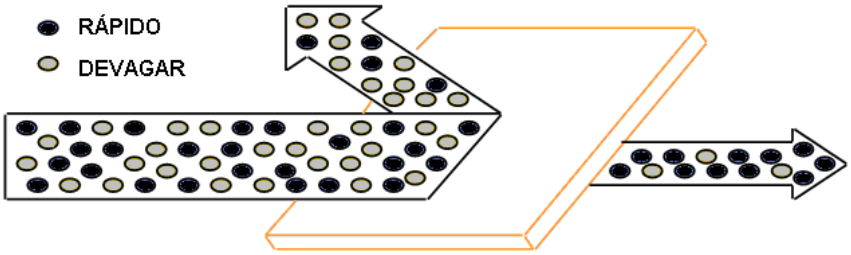

Figura II.16 - Esquema das barreiras seletivas de membranas (Adaptado de UOP/LLC, 2002).

Para uma modelagem aproximada do processo de difusão que ocorre nas membranas, pode ser utilizada a Lei de Fick, conforme Equação II.2.

$$J = \frac{k \times D \times \Delta p}{l} \qquad \text{(II-2)}$$

Onde,

J = Fluxo molar de CO_2 por unidade de área da membrana

k = Solubilidade do CO_2 na membrana

D = Coeficiente de difusão de CO_2 pela membrana

Δp = Diferencial de pressão parcial do CO_2 na alimentação e no lado permeado da membrana

l = Espessura da membrana

Observa-se que o CO_2 permeia as membranas até 30 vezes mais rápido que o metano (principal componente do gás natural), tornando possível o processo para sua remoção (UOP, 2009).

Para a escolha da membrana ideal aplicada ao processo, devem ser levadas em consideração a seletividade e a permeabilidade. Quanto maior a permeabilidade, menor área de membrana será requerida para dada separação, o que impacta diretamente no custo, enquanto que, quanto maior a seletividade, menor a difusão de hidrocarbonetos para a membrana, reduzindo perdas. Segundo UOP (1999), deve ser encontrado um

ponto ótimo em relação a estes dois fatores, visto que não é possível alcançar uma membrana com alta seletividade e alta permeabilidade.

De acordo com UOP (1999), geralmente são utilizadas membranas assimétricas, compostas por uma camada não porosa extremamente fina sobre uma camada altamente porosa e espessa feita de um material diferente, conforme mostra a Figura II.17.

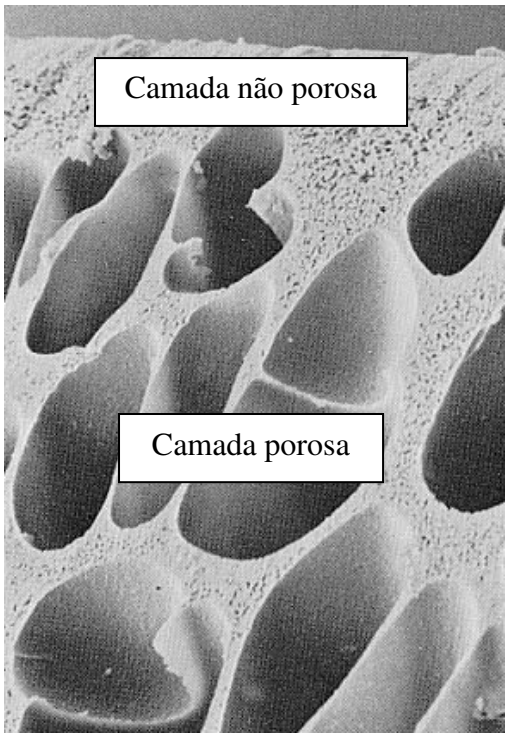

Figura II.17 - Estrutura assimétrica da membrana (UOP, 1999).

As membranas podem ser fabricadas como folha plana, combinadas com elementos em espiral, ou fibra oca. Devido à sua organização, as membranas formam uma espécie de envelope, que obriga o CO_2 a permeá-lo, fazendo com que o gradiente de pressão de alimentação do gás natural seja a força motriz do processo (UOP, 1999).

Membranas em espiral são capazes de suportar pressões mais altas, são mais resistentes à deposição e já são utilizadas há bastante tempo para adoçamento de gás natural. Já as membranas em fibra oca apresentam maior densidade, sendo menores que as em espiral (UOP, 1999).

As Figura II.18 e Figura II.19 ilustram em detalhes o processo de separação do CO_2 para os dois tipos de membranas apresentados, enquanto que a Figura II.20 mostra um exemplo real de uma membrana utilizada em processos deste tipo.

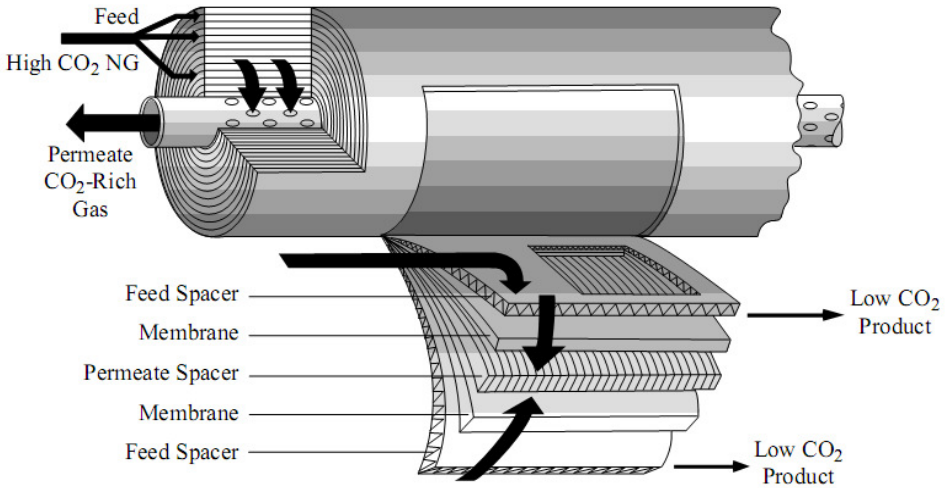

Figura II.18 - Detalhe dos elementos da membrana em espiral (UOP, 1999).

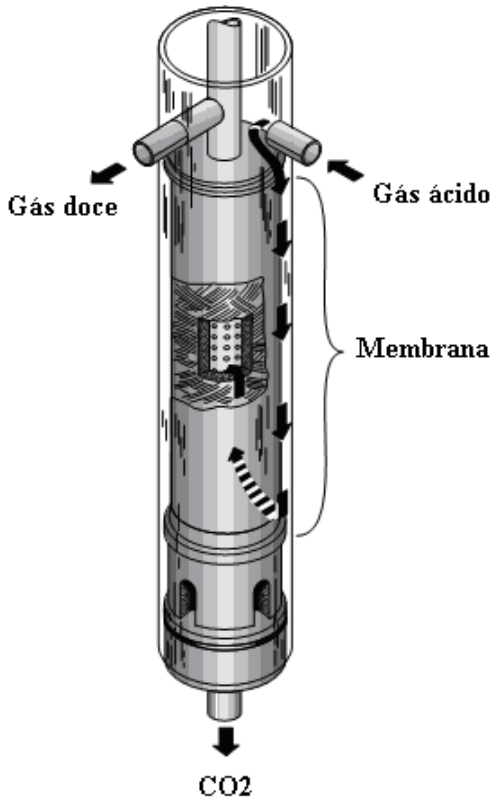

Figura II.19 - Detalhe dos elementos da membrana em fibra oca (UOP, 1999).

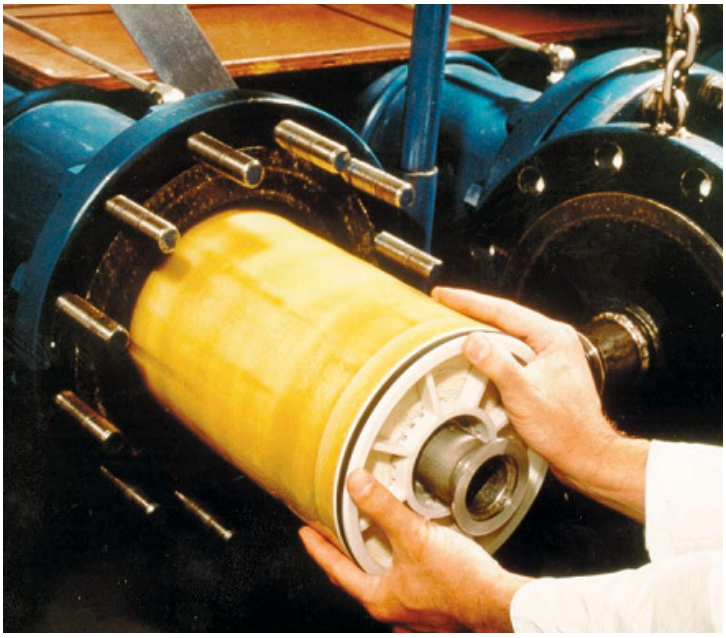

Figura II.20 - Exemplo de membrana utilizada para remoção de CO_2 (UOP, 1999).

Para a utilização de membranas, podem ser montados múltiplos tubos em *skids* com orientação horizontal ou vertical, sendo possível sua utilização em uma plataforma *offshore*. Geralmente, unidades de membranas necessitam de um módulo exclusivo da plataforma. As Figura II.21 e Figura II.22 apresentam exemplos de s*kids* de membranas.

Figura II.21 - *Skid* horizontal de membranas (UOP, 1999).

Figura II.22 - *Skid* de membranas para uma instalação *offshore* (MONTEIRO *ET AL.*, 2009).

O processo mais simples utilizando membranas para esta aplicação possui 1 estágio, conforme apresentado na Figura II.23, onde o gás é separado através do meio poroso em duas correntes, uma rica e uma pobre em CO_2. Neste caso, para uma corrente de alimentação com alta concentração de CO_2, uma significativa quantidade de hidrocarbonetos é perdida por absorção na membrana, tornando interessantes os processos com múltiplos estágios. Usualmente, neste tipo de processo, a corrente permeada (rica em CO_2) é lançada na atmosfera, contribuindo negativamente com o meio ambiente (UOP, 1999).

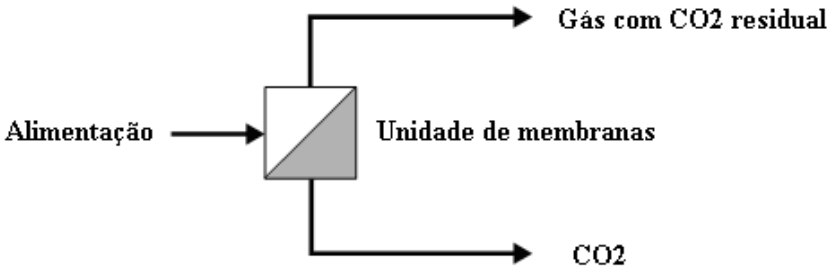

Figura II.23 - Esquema de separação por membranas de 1 estágio (UOP, 1999).

Conforme dito, processos com múltiplos estágios garantem uma maior recuperação desses hidrocarbonetos. A Figura II.24 apresenta um esquema de separação em 2 etapas, onde há reciclo da corrente de saída do segundo estágio para o primeiro, fazendo com que as perdas diminuam. Através da figura, observa-se que esta corrente deve ser

comprimida antes de ser adicionada à corrente de alimentação, visto que se encontra a uma pressão menor, representando um custo adicional ao processo (UOP, 1999).

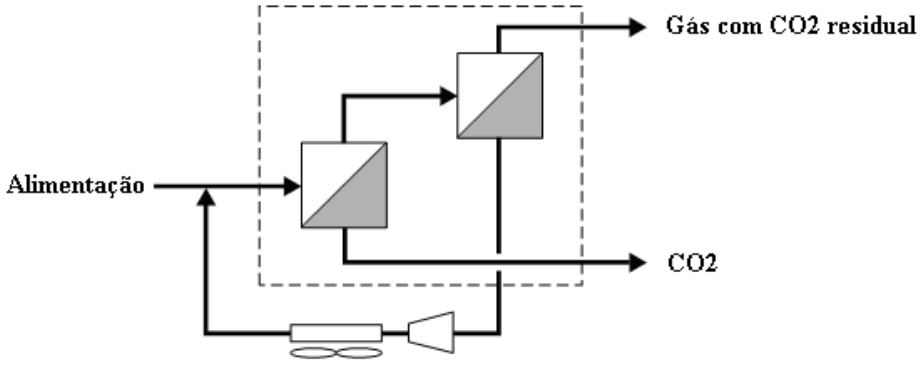

Figura II.24 - Esquema de separação por membranas de 2 etapas (UOP, 1999).

Para cada tipo de aplicação deverá ser feito um estudo econômico detalhado a fim de garantir um ponto ótimo entre o custo operacional e a recuperação de hidrocarbonetos. Cabe ressaltar que para concentrações moderadas de CO_2 no gás natural, sistemas de membrana com 1 estágio proporcionam retornos econômicos mais favoráveis quando comparados a sistemas de múltiplos estágios (UOP,1999).

Em relação a condições típicas de processo, são utilizadas pressões que variam de 400 a 1400 psig para concentrações de CO_2 de 3 a 70%, aproximadamente, e vazões de até 250 MM SCFD (CECA, 2009).

Em geral, procura-se operar em pressões altas suficientes para garantir o mínimo de perda de hidrocarbonetos e a menor área da membrana. No entanto, o elemento da membrana possui uma pressão limite e os custos com equipamentos de material especial para suportar pressões muito altas são bastante elevados.

Quanto maior a quantidade de CO_2 na corrente de alimentação, maior será a área da membrana e as perdas de hidrocarbonetos, sendo a área da membrana determinada principalmente pela porcentagem de remoção de CO_2 (UOP, 1999).

Vale destacar que um aumento na vazão utilizada causa um aumento diretamente proporcional na área da membrana, fazendo com que seu custo aumente. Além disso,

como desvantagem há um aumento proporcional da quantidade de CO_2 que será lançada na atmosfera.

Geralmente, são aplicadas as etapas apresentadas na Figura II.25 durante o pré-tratamento. Podem, ainda, ser adicionadas etapas de redução de temperatura, com o objetivo de reduzir o ponto de orvalho do gás, sendo esta etapa conhecida como ajuste de *dew point*.

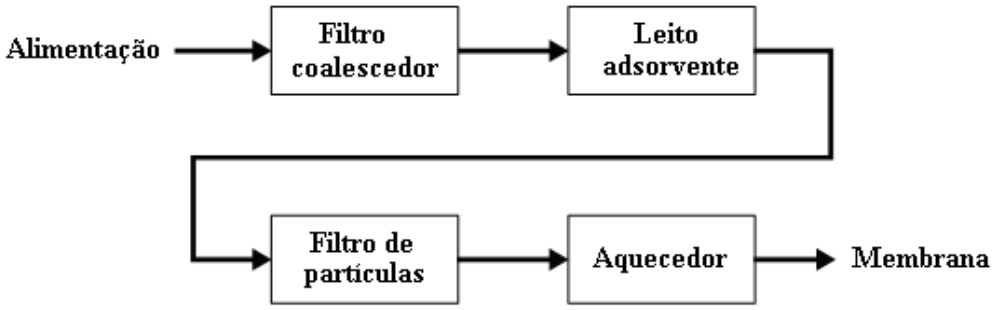

Figura II.25 - Etapas do pré-tratamento do gás natural (UOP, 1999).

A etapa de pré-tratamento da corrente de gás natural é necessária visto que a mesma possui algumas substâncias que fazem com que a eficiência de separação de CO_2 diminua e danificam a sua superfície. São elas: líquidos, hidrocarbonetos pesados (C15+), material particulado, inibidores de corrosão e aditivos (UOP, 1999).

O pré-tratamento deve garantir que tais compostos sejam removidos e que não haja formação de líquido condensado na membrana. A temperatura de entrada na unidade deve ser no mínimo 10ºC acima do ponto de orvalho da água de modo a garantir que não haja condensação de líquidos na membrana (UOP, 1999). Vale destacar que esta etapa adicional faz com que os custos deste processo sejam mais elevados, sendo uma desvantagem competitiva.

Esta redução da temperatura pode ser obtida a partir, por exemplo, de processos como Joule-Thomson ou turboexpansão. O efeito Joule-Thomson está relacionado à redução de temperatura de um fluido ao passar por uma etapa de estrangulamento, como uma válvula, sendo um processo de refrigeração simples. Já a turboexpansão realiza uma expansão do gás em uma turbina, sendo mais eficiente, porém mais caro.

Como exemplo de aplicação desta tecnologia, a Figura II.26 mostra um sistema de membranas instalado em unidade *onshore* no México, que trata uma corrente com 70% de CO_2. A corrente purificada contém 5% de CO_2 e a permeada 93% de CO_2 (UOP, 1999).

Figura II.26 - Sistema de membranas no México (UOP, 1999).

Como vantagens, as membranas apresentam menor consumo de energia, menor custo de manutenção e operacional (OPEX), simplicidade na operação, menor *footprint*, menor impacto ambiental e facilidade na sua instalação (MONTEIRO *ET AL.*,2009). Além disso, pode ser citada também a maior facilidade de operação em ambientes *offshore* e remotos e o fato de operar à temperatura ambiente.

A Figura II.27 mostra uma comparação entre o *footprint* necessário a um processo de absorção por aminas e uma unidade de membranas da Kvaerner Process Systems, onde é possível observar a diferença de espaço ocupado pelos dois processos, o que também impacta no seu peso. Estes fatores são de extrema importância quando se avaliam plataformas *offshore*, em especial as do tipo semi-submersíveis, que apresentam limitações em termos de equilíbrio (THOMAS, 2001).

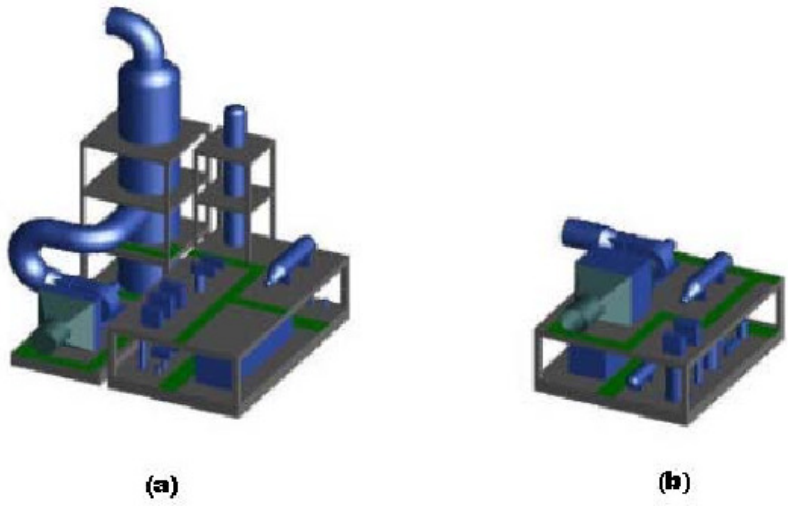

Figura II.27 – (a) Layout da unidade de absorção por aminas (b) Layout da unidade de membranas da Kvaerner Process Systems (FALKPEDERSEN E DANNSTRÖM, 1997).

Por serem compactas, as membranas ocupam menor espaço físico, podendo chegar a reduções de até 70% no tamanho e 66% no peso quando comparadas a colunas de absorção, segundo Falkpedersen e Dannström (1997).

Ao contrário da tecnologia de aminas, as membranas não apresentam problemas relacionados à inundação, visto que os fluxos de gás e líquido podem ser operados independentemente. Além disso, como o processo de membranas é modular, a capacidade de produção pode ser alterada pela adição de mais módulos, não sendo necessário o redimensionamento de toda a unidade.

Em relação aos impactos ambientais, no caso de remoção com membranas, não há emissão de gases como benzeno, tolueno, etil-benzeno e xilenos à atmosfera, como ocorre quando se utiliza absorção com TEG, por exemplo.

Entretanto, cabe ressaltar que, ao contrário da tecnologia de absorção por aminas, as membranas são utilizadas há menos tempo no mercado, apresentando, ainda, algumas desvantagens (MONTEIRO, *ET AL.*, 2009), tais como:

- Altamente dependente das condições de operação no que diz respeito às perdas de hidrocarbonetos;

- Menor remoção de CO_2 da corrente de processo (menor eficiência);

- Custos elevados para mesma porcentagem de remoção;
- Necessidade de ajuste de *dew point* (pré-tratamento);
- Necessidade de reciclo;
- Problemas de economia de escala para vazões elevadas de gás.

Segundo Bhide *et al.* (1998), para baixas eficiências de remoção de CO_2 (inferiores a 80%), processos que utilizam membranas são bastante competitivos em relação ao de absorção com solventes. Entretanto, para uma melhor qualidade na remoção, as tecnologias de absorção são muito mais vantajosas do ponto de vista econômico. Nota-se, ainda, que podem ser utilizados processos híbridos, ou seja, envolvendo primeiramente um tratamento por membranas e, por fim, uma unidade de absorção por aminas.

De acordo com Monteiro *et al.* (2009), para a redução do teor de CO_2 da corrente gasosa a valores inferiores a 2% ou para correntes com concentrações muito elevadas do contaminante, normalmente se utiliza absorção por aminas ao invés de sistemas de membranas, visto que a pureza obtida com a utilização desta última é muito influenciada pela concentração do CO_2 no gás natural.

Além disso, outro problema associado ao uso de membranas refere-se à formação de caminhos preferenciais que poderão diminuir a eficiência do processo.

Devido ao diâmetro reduzido das fibras, os fluxos de gás e líquido são laminares, o que resulta em uma perda na eficiência do processo. Em geral, é econômica e operacionalmente inviável se obter um fluxo turbulento. Além disso, o tempo de operação das membranas é um fator que deve ser levado em consideração. As membranas apresentam um tempo de vida curto, fazendo com que haja um custo recorrente associado à sua troca (AMARAL, 2009).

Em alguns casos, as membranas são utilizadas tanto para remoção ácida quanto para desidratação do gás natural. Alguns autores afirmam que, apenas quando utilizada para as duas finalidades, este processo se torna economicamente viável.

II.5.3 Peneiras moleculares

Peneiras moleculares são meios porosos capazes de adsorver moléculas de certos tamanhos do produto de interesse, sendo utilizadas principalmente para desidratação do gás natural, remoção de mercúrio e dessulfurização do gás natural/GLP (gás liquefeito de petróleo).

Entretanto, também podem ser utilizadas para remoção de CO_2, sendo capazes de tratar gases com até 10% de contaminantes e devolvê-lo com concentrações inferiores a 50 ppm. Normalmente seus tamanhos são da ordem de milímetros e suas propriedades adsorventes variam de acordo com a fabricação (CECA, 2009).

De acordo com UOP (2006), há em operação no mundo mais de 200 unidades de remoção de CO_2 com peneiras moleculares para tratamento de gás natural e um número superior a 100 instalações de remoção de CO_2 de GNL (gás natural liquefeito). Vale ressaltar que estes números expressam apenas as instalações que utilizam a tecnologia da UOP.

Segundo CECA (2009), o gás a ser tratado é alimentado em uma coluna que contém um leito de moléculas adsorventes. O adsorvente retém o CO_2 e lentamente se torna saturado, até que passa para a etapa de regeneração. A regeneração, por sua vez, ocorre em duas etapas: aquecimento a altas temperaturas, seguida de resfriamento, que deve ser conduzida cuidadosamente para que não haja danos ao adsorvente ou perda do mesmo.

O processo de adsorção que ocorre nestes equipamentos é possível graças ao tamanho específico dos poros das partículas e sua grande área superficial, que são capazes de adsorver o CO_2 das correntes contaminadas. Em contrapartida, as moléculas de metano (principal componente do gás natural), por exemplo, não são capazes de permeá-lo, devido ao seu tamanho superior ao da partícula adsorvente, conforme ilustra a Figura II.28. Dessa forma, o metano, bem como os hidrocarbonetos de tamanhos superiores a ele, escoa através do leito sem que haja perda de pressão, que é uma das maiores vantagens desse processo. Como mostra a figura, a peneira molecular é uma barreira seletiva a certos tamanhos de moléculas.

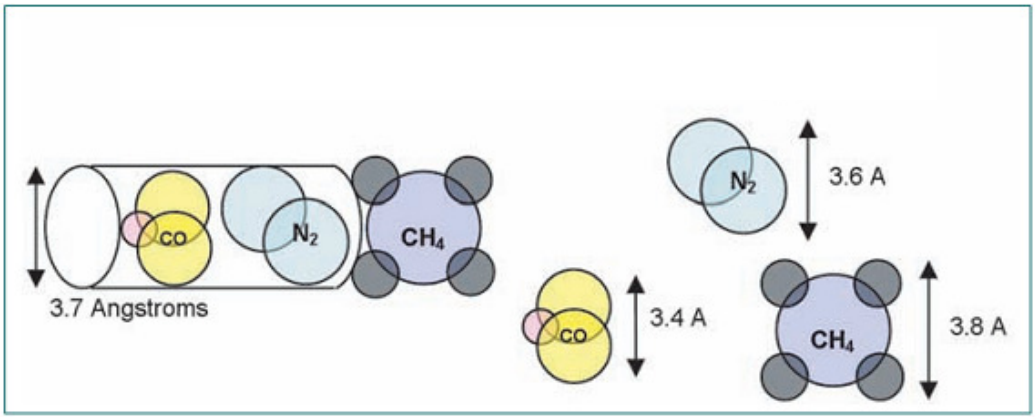

Figura II.28 - Ilustração do processo utilizando peneiras moleculares (GUILD, 2010).

A Figura II.29 mostra os diâmetros estimados das moléculas dos gases geralmente envolvidos neste tipo de processo, onde observa-se que o diâmetro do metano é 15% maior que o do CO_2, justificando a separação destes componentes.

Molécula de gás	Diâmetro (Å)	Diâmetro Lennard-Jones (Å)
Helium	2.60	2.55
Neon	2.75	2.82
Hydrogen	2.89	2.83
Nitrous oxide	3.17	3.49
Carbon dioxide	3.30	3.94
Acetylene	3.30	4.03
Argon	3.40	3.54
Oxygen	3.46	3.47
Nitrogen	3.64	3.80
Carbon monoxide	3.76	3.69
Methane	3.80	3.76
Ethylene	3.90	4.16
Propane	4.30	5.12
Propylene	4.50	4.68

Figura II.29 - Diâmetros estimados de gases mais comuns (BAKER, 2004).

As moléculas adsorventes são compostas de zeólitas (compostos aluminossilicatos) com alto grau de ordenação, que removem de maneira eficaz baixas concentrações de compostos polares, como CO_2, H_2S, H_2O, metanol e aromáticos. Peneiras moleculares podem ser naturais ou fabricadas em diferentes formas, como leitos, grânulos ou pellets (GUILD, 2010). A Figura II.30 mostra diferentes tipos de adsorventes utilizados neste tipo de processo.

Figura II.30 - Tipos de adsorventes de peneiras moleculares (CECA, 2009).

As peneiras moleculares podem ser utilizadas em processos estáticos, onde são colocadas em um sistema fechado para adsorção de moléculas sem que haja regeneração; ou em processos dinâmicos, no qual é carregada em colunas de adsorção e regenerada quando saturada de impurezas, sendo este o mais utilizado para o adoçamento do gás natural (CECA, 2009).

A Figura II.31 expõe o fluxograma deste processo, apresentando um esquema com o funcionamento em detalhes da peneira molecular e a etapa de regeneração do adsorvente. Geralmente são utilizados conjuntos de peneiras moleculares em paralelo para maior eficiência.

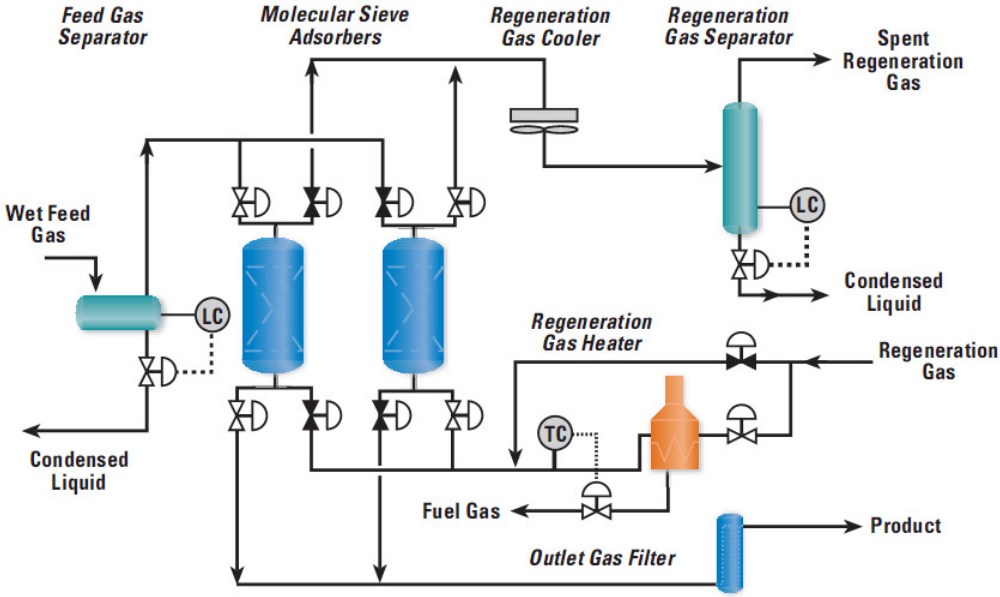

Figura II.31 - Fluxograma do processo utilizando peneiras moleculares (UOP, 2006).

O projeto do sistema de remoção de gases ácidos deve levar em consideração a pressão de alimentação da corrente de processo, sua temperatura, vazão e composição, bem como as características de saída requeridas para o gás. Além disso, deve haver uma preocupação adicional, assim como nos processos apresentados anteriormente, com o material dos equipamentos envolvidos, podendo ser, por exemplo, de aço carbono.

A Figura II.32 mostra uma unidade *onshore* de tratamento de gases ácidos utilizando peneiras moleculares. Cabe ressaltar que este tipo de tecnologia também é utilizado em instalações *offshore*, principalmente para remoção de água de correntes gasosas.

Figura II.32 – Exemplo de aplicação *onshore* de peneiras moleculares (GUILD, 2010)

Algumas vantagens que podem ser destacadas estão relacionadas ao fato de o sistema possuir uma operação simples para uma ampla faixa de composição do gás natural alimentado no processo e não requerer pré-tratamento. Além disso, o processo é capaz de tratar vazões da ordem de 10 MM SCFD (ft^3/d), apresentando perdas de carga mínimas e baixa formação de coque durante a etapa de regeneração (GUILD, 2010).

Uma desvantagem do processo está relacionada à presença de alguns contaminantes, que devem ser evitados para não causar danos às moléculas adsorventes, tais como hidrocarbonetos líquidos pesados, H_2S e oxigênio (CECA, 2009). A Figura II.33 mostra um exemplo de moléculas adsorventes cobertas com contaminantes.

Figura II.33 – Molécula adsorvente coberta com contaminante (CECA, 2009).

II.6 DISPOSIÇÃO DO CO_2 REMOVIDO

O CO_2 removido do gás natural a partir dos processos apresentados anteriormente deve ser adequadamente disposto, de maneira a evitar a sua liberação na atmosfera, sendo esta etapa muito importante, devido ao fato de o CO_2 ser um gás estufa, como visto.

De acordo com IPCC (2005), há diferentes opções para a disposição do CO_2, tais como armazenamento geológico em formações subterrâneas (como campos de óleo ou gás esgotados, leitos de carvão esgotados ou aquíferos salinos profundos), armazenamento oceânico (disposição no fundo do mar) e fixação industrial em carbonatos inorgânicos.

Campos de óleo ou gás esgotados são boas alternativas para disposição final do CO_2, porém, devido à corrosão do revestimento dos poços, há grandes riscos de vazamento. De acordo com Greenpeace (2007), acredita-se que reservatórios de óleo sejam capazes de armazenar até 400 Gt CO_2, enquanto que para os de gás a estimativa é de 800 Gt CO_2.

A Figura II.34 mostra uma visão geral sobre armazenamento geológico do CO_2. Segundo IPCC (2005), seria possível a construção de uma tubulação para transporte do CO_2, como para reinjeção em formações geológicas, sem a necessidade de compressão adicional, dependendo da distância.

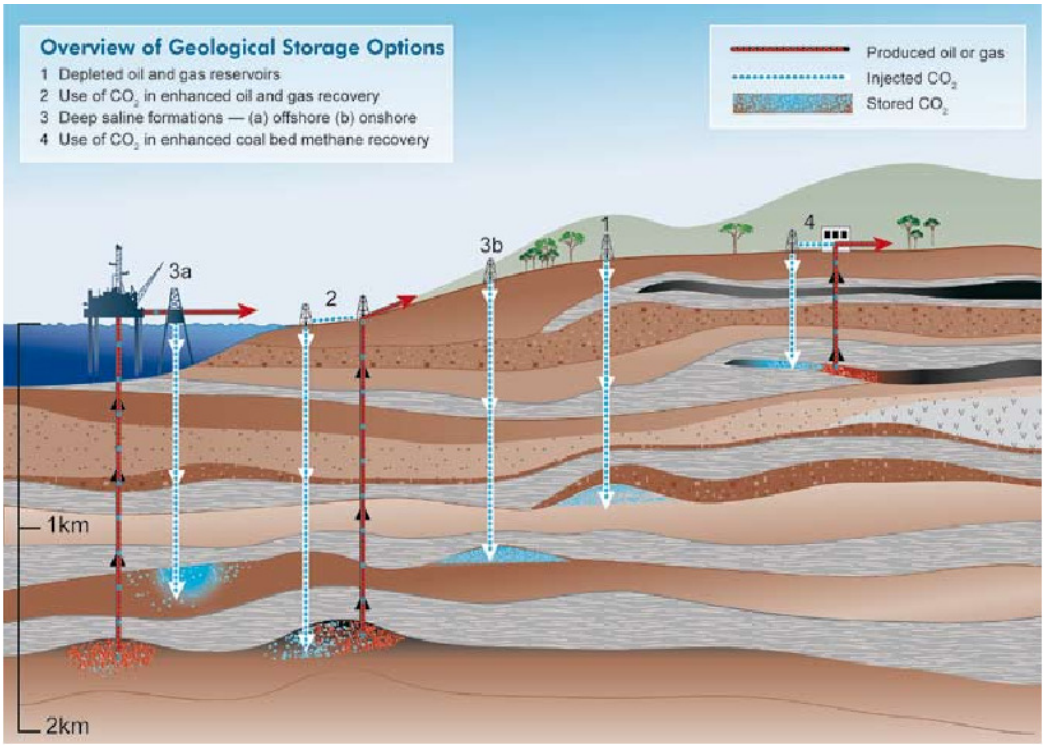

Figura II.34 - Diferentes possibilidades de armazenamento geológico do CO_2 (IPCC, 2005).

A Figura II.35 mostra a distribuição mundial de bacias sedimentares, locais onde há grandes potenciais de armazenamento geológico do CO_2. Pela figura, é possível observar que a região da costa brasileira é composta majoritariamente por este tipo de formação.

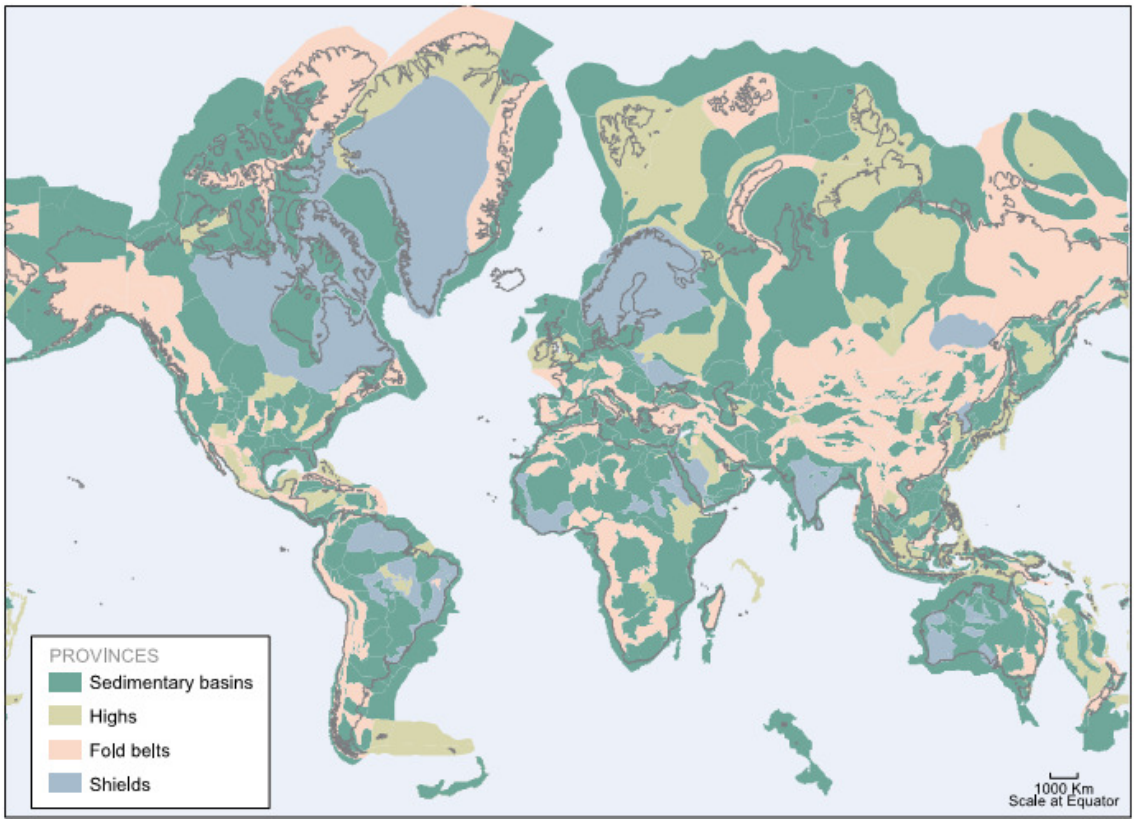

Figura II.35 – Distribuição mundial de bacias sedimentares (IPCC, 2005).

Leitos de carvão esgotados apresentam a desvantagem de haver uma possível liberação de metano, devido à provável absorção pelo carvão, o que aumentaria a emissão deste gás na atmosfera, em oposição ao objetivo original, sendo, portanto, descartados como opção de disposição final do CO_2.

A disposição em aquíferos salinos profundos se dá em rochas porosas com grande capacidade de armazenamento. Entretanto, ainda se conhece pouco sobre esta alternativa devido à geologia dos mesmos, não sendo a mais indicada no momento (GREENPEACE, 2007).

Como dito anteriormente, também é possível reinjetar o CO_2 separado no próprio reservatório (Figura II.36), de modo a aumentar a produtividade do poço, e ainda, em cavernas de sal ou em campos esgotados. Este procedimento pode ser realizado em conjunto com outro fluido de injeção ou por um sistema dedicado ao CO_2.

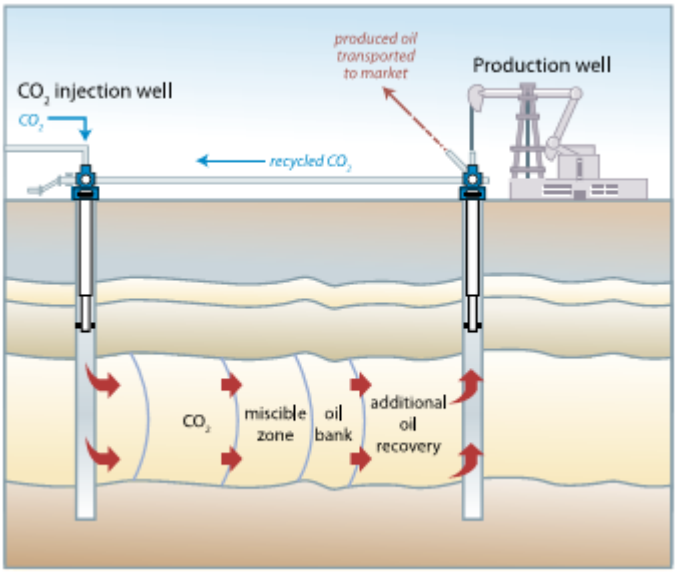

Figura II.36 – Esquema de reinjeção de CO_2 (IPCC, 2005).

É importante mencionar que, usualmente, se utiliza água como fluido de injeção, havendo a necessidade de tratamento prévio para a remoção de sulfatos e oxigênio contidos na mesma, além da adição de biocidas (contra bactérias biorredutoras). Desta forma, há a necessidade de uma unidade adicional de tratamento na plataforma, visto que a presença destes contaminantes causa corrosão nas tubulações de injeção, podendo, inclusive, danificar o reservatório pelo entupimento dos poros das rochas (THOMAS, 2001).

As diferentes opções apresentadas neste item estão esquematicamente representadas na Figura II.37.

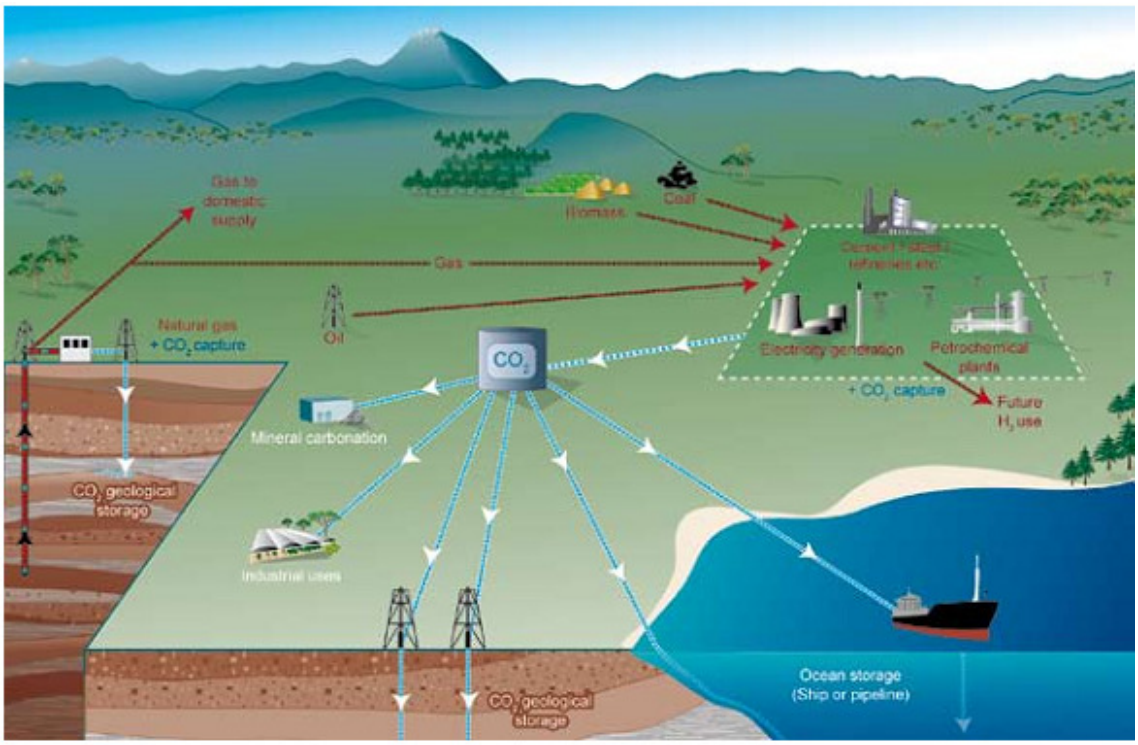

Figura II.37 - Diferentes possibilidades de disposição do CO_2 (IPCC, 2005).

Vale ressaltar que os sítios de armazenamento devem ser cuidadosamente monitorados, apresentando maiores desafios no caso da deposição no fundo do mar, visto que os impactos biológicos causados pela liberação inadequada do CO_2 no ambiente marinho poderiam levar a consequências catastróficas.

Segundo IPCC (2005), outra opção menos comum e pouco rentável é a de aproveitamento deste gás em indústrias, como por exemplo, no processamento de bebidas, como refrigerantes, e de pilhas.

Por fim, uma alternativa bastante praticada é a venda de créditos de carbono, conforme explicado anteriormente. Neste caso, seria possível negociar o potencial de toneladas de CO_2 não emitidas à atmosfera graças ao processo de remoção utilizado. Cabe ressaltar que, neste caso, a tecnologia de remoção de CO_2 se enquadraria em um projeto de MDL, visto que há adicionalidade em relação a uma linha base sem o projeto de tratamento.

Capítulo III – METODOLOGIA PARA AVALIAÇÃO TÉCNICA – CENTRÍFUGAS A GÁS

Em paralelo às tecnologias apresentadas no capítulo anterior, estão sendo desenvolvidos, atualmente, outros processos de remoção de CO_2 com potencial de se tornarem competitivos nos próximos anos. Em geral, são estudados novos tipos de solventes e condições de processo para melhorar as eficiências e os custos das tecnologias atuais. A título de exemplo, abaixo estão citadas outras tecnologias estudadas na área:

- Yan *et al.* (2010) utilizaram aminas modificadas com sílica como absorventes em leitos fixos à pressão atmosférica para promover a captura de CO_2 a 15% a partir de uma corrente rica em N_2. Este processo apresenta as mesmas desvantagens que aqueles que utilizam aminas clássicas, como, por exemplo, necessidade de regeneração do solvente;

- De acordo com Lu *et al.* (2007), podem ser utilizados também leitos fluidizados à base de cálcio (CaO) a altas temperaturas para promover a captura de CO_2 em plantas de geração de energia, com eficiências superiores a 90% e remoção de até 97% do gás ácido. Entretanto, este processo é intensivo em energia, visto que são necessárias temperaturas de até 1000ºC, além de apresentar problemas relacionados ao solvente utilizado;

- Segundo o artigo publicado por An *et al.* (2010), estão sendo avaliados processos de remoção de CO_2 que contam com a aplicação de um campo elétrico através do adsorvente saturado (formado por fibras ativadas) de forma a gerar calor suficiente para melhorar a liberação de CO_2;

- Amin *et al.* (2005) mostraram resultados promissores de processos criogênicos capazes de tratar correntes com concentração de CO_2 superiores a 70% de maneira economicamente viável, em termos de CAPEX e OPEX, quando comparados a tecnologias como absorção em aminas e peneiras moleculares.

As centrífugas a gás, objeto de estudo desta dissertação, são utilizadas desde 1895 na Alemanha para a separação de gases de diferentes pesos moleculares. Na década de 60, os governos americano, alemão, inglês e holandês proibiram a divulgação de artigos técnicos detalhados sobre ultracentrífugas, principalmente patentes, fazendo com que houvesse poucas referências específicas sobre o assunto na literatura (ANDRADE E BASTOS, 1998).

Estes equipamentos são, principalmente, utilizados para enriquecimento do urânio. Entretanto, também têm aplicações relacionadas a outros isótopos, como o Cádmio, conforme evidenciado no estudo realizado por Aisen (1998).

De acordo com Golombok e Morley (2004), há aplicações na literatura do uso de centrífugas a gás para remoção de hidrogênio de correntes de gás de síntese (*syngas*). Segundo os autores, a Exxon utilizou o processo para separação de componentes gasosos leves e pesados de correntes provenientes de poços de produção de petróleo.

Este capítulo tem o objetivo de realizar uma avaliação técnica das centrífugas a gás de modo a apresentar suas características para uma melhor compreensão da tecnologia. Inicialmente, será apresentado um breve histórico sobre a utilização destes equipamentos em processos de enriquecimento de urânio para uma contextualização no tema. Por fim, será realizada uma comparação entre a tecnologia proposta e as demais já consolidadas no mercado.

III.1 A QUESTÃO DA UTILIZAÇÃO DE ULTRACENTRÍFUGAS PARA ENRIQUECIMENTO DE URÂNIO

Segundo CGEE (2010), há diferentes processos de enriquecimento de urânio para geração de energia nuclear sendo utilizados atualmente no mundo, dentre eles o jato centrífugo, o processo a laser, a difusão gasosa e a ultracentrifugação. Entretanto, apenas os dois últimos seriam viáveis economicamente, sendo utilizados em escala industrial em países como EUA, Alemanha, Japão, Rússia e China (CABRERA-PALMER E ROTHWELL, 2008). Na verdade, devido a fatores técnicos e, principalmente, econômicos, as usinas que utilizavam difusão gasosa foram desativadas e estão sendo implementadas tecnologias de ultracentrifugação em seu lugar (INB, 2011).

Nas ultracentrífugas, é realizada a separação dos isótopos U-235 e U-238 com o objetivo de aumentar a concentração do primeiro de 0,7% para 4%, aproximadamente (INB, 2011). Neste caso, o peso molecular entre os compostos é bastante próximo (U-238 é ligeiramente mais pesado que o U-235, com uma variação de 3 unidades de peso molecular entre os dois compostos, apresentando uma diferença inferior a 1%), sendo necessários diversos estágios de separação em série e em paralelo (configuração cascata) e longos tempos de residência nas centrífugas (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004). Para separação de altas vazões, utilizam-se configurações em paralelo, enquanto que para obtenção de altos rendimentos na separação, trabalha-se com configurações em série.

A Figura III.1 mostra o processo em cascata para enriquecimento do urânio. De acordo com CGEE (2010), a eficiência de separação de uma única centrífuga não é suficiente para garantir altas produtividades no processo de enriquecimento de urânio, daí a necessidade de utilização de diversos equipamentos em cascata.

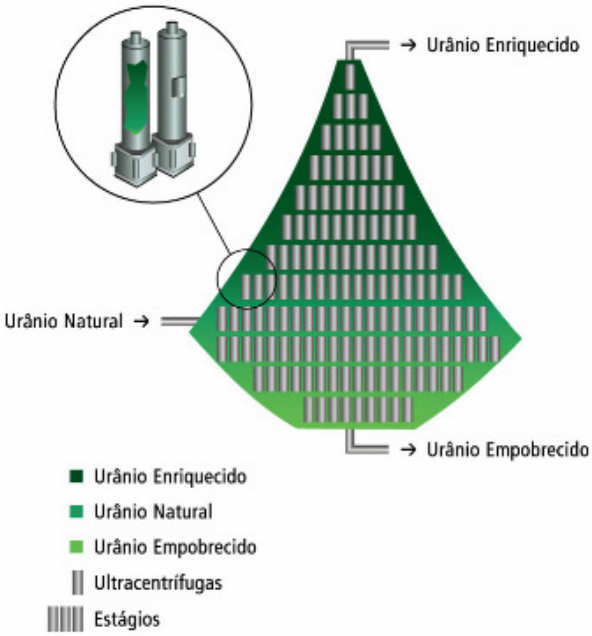

Figura III.1 - Cascata de centrífugas a gás (CGEE, 2010).

A ultracentrifugação é utilizada como processo de enriquecimento de urânio para geração de energia elétrica na Holanda e Inglaterra, além dos países citados acima (formando juntamente com outros países europeus o consórcio URENCO), conforme

exposto na Tabela III-1. A partir da tabela é possível observar que o Brasil é o 7º a utilizar a tecnologia de ultracentrífugas, possuindo ainda uma pequena participação neste setor.

Tabela III-1 – Países que utilizam ultracentrífugas para o enriquecimento de urânio (O ESTADO DE S. PAULO, 2008)

País	**Capacidade (MTSWU[1])**	**Participação (%)**	**Tecnologia**
Rússia	15.000	31,5	Centrífuga
Estados Unidos	11.300	23,7	Difusão
França	10.800	22,7	Difusão
Inglaterra, Alemanha e Holanda	8.300	17,5	Centrífuga
Japão	10.500	2,2	Centrífuga
China	1.000	2,1	Centrífuga
Brasil	120	0,3	Centrífuga
Total	47.570	100	-

[1] MTSWU (*Metric Tons Separative Work Unit*) são 1000 SWU (*kilogram Separative Work Unit*) e 1 SWU pode ser entendido como a quantidade de energia requerida para elevar 1 kg de material contendo U-235 de um nível de concentração a outro mais elevado (IAEA, 2009). A capacidade das plantas de enriquecimento de urânio são, usualmente, dadas em SWU.

Apesar da sua pequena participação no setor, a tecnologia brasileira é superior à americana e à francesa, sendo as centrífugas mais desenvolvidas do mundo (INB, 2011). Segundo O Estado de S. Paulo (2008), um modelo avançado de ultracentrífuga criado por pesquisadores do Centro Tecnológico da Marinha (CTMSP) encontra-se em funcionamento em Resende, no Rio de Janeiro. Este novo modelo possui tecnologia avançada para o processo de enriquecimento de urânio, apresentando unidades com eficiências 15% superiores às ultracentrífugas de outros países. Elas apresentam também um rendimento 50% superior ao apresentado há 20 anos.

As pesquisas em energia nuclear no Brasil tiveram início na década de 30 pela USP (Universidade de São Paulo), tendo sido iniciada a construção da primeira usina em 1967 (Angra 1). Neste mesmo ano, o Brasil assinou um tratado se comprometendo a não construir armas nucleares a partir do enriquecimento de urânio. Em 1982, a Marinha realizou o primeiro experimento envolvendo enriquecimento de urânio via centrífugas. Apenas em 2009, o Brasil passou a enriquecer urânio em escala industrial na INB

(Indústrias Nucleares do Brasil), utilizando três cascatas de ultracentrífugas em série (CGEE, 2010).

O Tratado de Não-Proliferação (TNP), elaborado pela AIEA (Agência Internacional de Energia Atômica), tem como objetivo principal evitar uma guerra nuclear, obrigando os países que possuem armamentos deste tipo a eliminar seu estoque. Entretanto, o tratado, apesar de assinado por países como Estados Unidos e Rússia, não foi obedecido, fazendo com que outros países como França e China desenvolvessem este tipo de tecnologia (O ESTADO DE S. PAULO, 2010).

No entanto, na década de 90, os Estados Unidos propuseram à AIEA que fosse assinado um Protocolo Adicional aos Acordos de Salvaguarda bilaterais, permitindo que houvesse visitas não programadas às instalações nucleares dos países não-nucleares, violando os direitos de segredo industrial dos mesmos. Evidentemente, este acordo não é interessante para o Brasil, que é um detentor das tecnologias envolvidas em todas as etapas do processo de geração de energia nuclear e possuem as ultracentrífugas de maior eficiência em todo o mundo (O ESTADO DE S. PAULO, 2010).

A participação da energia nuclear na matriz energética brasileira ainda é muito pequena, apenas 3% da energia elétrica gerada no Brasil, em 2008, foi proveniente de usinas nucleares, enquanto que a França, por exemplo, apresentou valores de 76%. De acordo com CGEE (2010), o Programa Nuclear Brasileiro (PNB) prevê a implantação de outras usinas até 2030, tornando o país um produtor de energia nuclear competitivo.

De acordo com CGEE (2010), há indicações de que até 2030 haverá um aumento significativo na demanda por energia primária (recurso encontrado na natureza, como a energia nuclear) nos países emergentes, da ordem de 40%, visto que se estima que até este ano a produção de petróleo diminuirá para um terço da atualmente existente.

Desta forma, há indicações de que haverá muitas pesquisas neste setor, o que contribuirá enormemente para a melhoria da tecnologia envolvendo ultracentrífugas. No Brasil, isto demandará fortes investimentos por parte do governo, de modo a permitir que o país consolide seu domínio de 100% da cadeia produtiva do enriquecimento de urânio.

Acredita-se que este fato ocorrerá não só no Brasil, como também na Argentina e na África do Sul, visto que estes países estão recomeçando estudos nesta área e reativando seus programas nucleares (CABRERA-PALMER E ROTHWELL, 2008).

Segundo Upson e Baker (1996), a URENCO desenvolveu diferentes gerações de centrífugas com aplicação de diversos tipos de materiais com o objetivo de tornar mais competitivos os custos relacionados aos processos de enriquecimento de urânio. A Figura III.2 mostra a evolução dos custos relativos de investimento ao longo dos últimos anos, onde observa-se que houve uma diminuição de 80% em relação ao custo da tecnologia há 30 anos, o que pode representar um grande potencial de redução no futuro.

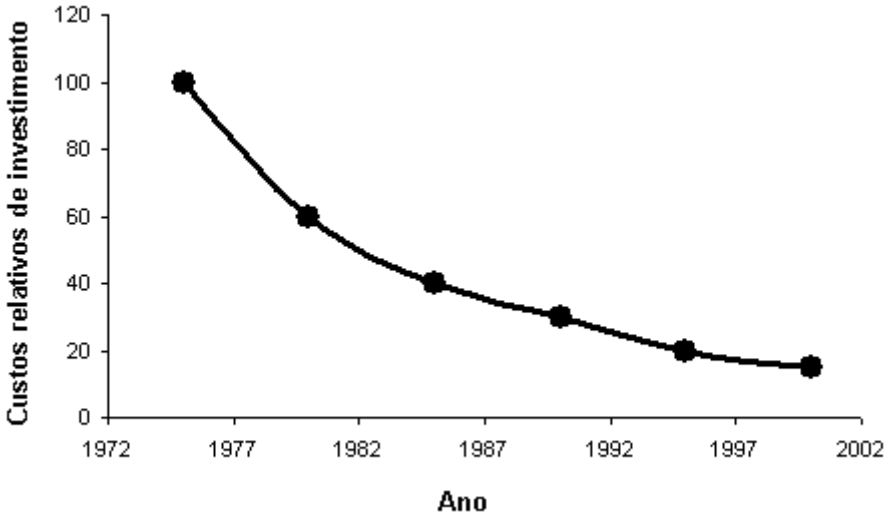

Figura III.2 – Evolução dos custos relacionados às ultracentrífugas (Adaptado de Upson e Baker, 1996).

A Tabela III-2 mostra exemplos de centrífugas a gás utilizadas mundialmente para enriquecimento de urânio, apresentando características do material do rotor, velocidade de rotação, comprimento e produção anual de urânio. Observa-se que as centrífugas desenvolvidas pelos Estados Unidos são as que possuem maior produção e são capazes de atingir maiores velocidades, além de serem fabricadas com compósitos de fibras de carbono reforçadas.

Tabela III-2 – Exemplos de centrífugas utilizadas mundialmente (Adaptado de Reay *et al.*, 2008).

Tipo	Paquistão Tipo 1	Paquistão Tipo 2	Rússia	URENCO	EUA
Material do rotor	Aço	Aço resistente	Fibra de carbono	Fibra de carbono	Fibra de carbono
Velocidade (m/s)	350	500	700	700	>700
Comprimento (m)	1-2	1	<1	3-4	12
Produção (SWU/ano)	1-3	5	10	40	300

III.2 CARACTERÍSTICAS DE CENTRÍFUGAS A GÁS

Devido à grande diferença em massa molar existente entre o CO_2 e o gás natural, que é constituído principalmente por CH_4, haveria grandes diferenças no projeto de equipamentos dedicados ao enriquecimento de urânio em comparação aos utilizados para a remoção de CO_2 do gás natural, objetivo deste trabalho. Para tal aplicação, os equipamentos envolvidos requerem um projeto menos complexo, além da menor demanda de materiais especiais quando comparados àqueles utilizados para serviços com composto nuclear.

Para uma melhor compreensão do funcionamento de centrífugas a gás, serão expostas, em detalhes, nos itens a seguir algumas características destes equipamentos. Este item foi estruturado de maneira a acompanhar a corrente de alimentação (gás natural e CO_2) desde a sua entrada no equipamento até a sua saída com o teor do gás ácido já reduzido.

Neste contexto, serão apresentados seu princípio de funcionamento, os perfis de velocidade, pressão, temperatura e escoamento encontrado no interior da centrífuga, bem como seus principais componentes, configurações e dimensões típicas, eficiência de separação e alguns exemplos práticos.

III.2.1 Corrente de alimentação

Diferentemente do urânio, o gás natural apresenta componentes que promovem um menor gradiente de pressão, podendo ser até 10^4 vezes menor, segundo Golombok e Morley (2004), tais como CO_2 (MM=44g/mol), H_2S (MM=34g/mol) e CH_4

(MM=16g/mol), sem risco de formação de sólidos (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004).

Outro fator importante é a diferença entre os pesos moleculares dos componentes do gás natural, sendo o do CO_2 até 3 vezes maior que o do CH_4, ou seja, 10 vezes superior à diferença apresentada entre os isótopos de urânio. Além disso, no caso do gás natural, a distribuição radial de gás é mais uniforme, o que representa mais uma vantagem em relação à utilização convencional da centrífuga a gás (GOLOMBOK E BIL, 2005), como explicado a seguir.

Golombok e Chewter (2004) mostraram que, para isótopos de urânio, praticamente toda a massa de gás fica concentrada nas paredes laterais da centrífuga, enquanto que para o gás natural a distribuição radial de massa é mais homogênea, fazendo com que o processo tenha potencial para ser mais eficiente. A Figura III.3 evidencia este fenômeno para os dois casos discutidos.

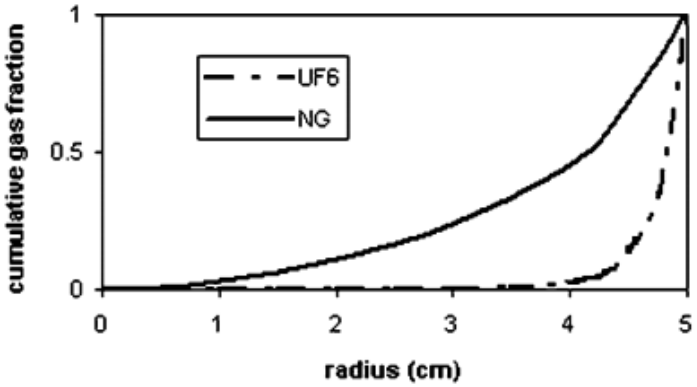

Figura III.3 - Fração de gás cumulativa em relação à distância do eixo central na centrífuga (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004).

Segundo Golombok e Morley (2004), as diferenças de propriedades de equilíbrio entre os dois tipos de gases e o tempo necessário para obtenção do perfil de distribuição são os fatores responsáveis pela maior facilidade de trabalho com o gás natural nestes equipamentos.

O artigo publicado por Castier e Tavares (2004), desenvolvido a partir de simulações de Monte Carlo, indica que o uso de centrífugas a gás tem potencial de ser viável tecnicamente para remoção de CO_2 do gás natural, pois há grandes diferenças entre a

composição, a densidade e a pressão entre as regiões do eixo central e as da parede do equipamento. De acordo com os autores, para a separação de uma corrente de gás natural com 4% molar CO_2 em sua composição, o perfil de concentração obtido mostra que o metano se concentra na região central do equipamento (raios menores), enquanto que o CO_2 tem o comportamento inverso, conforme exibido na Figura III.4.

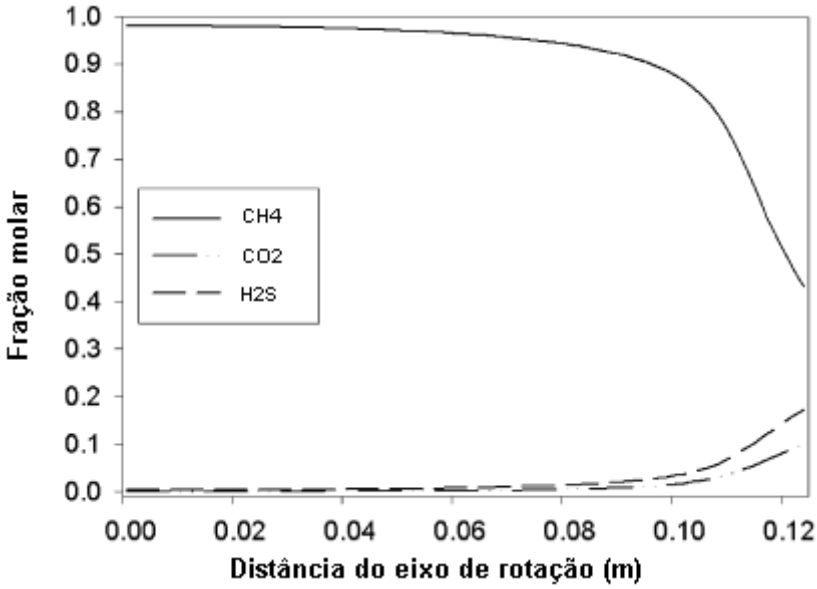

Figura III.4 – Perfil de concentração da centrifugação de uma corrente de gás natural (CASTIER E TAVARES, 2004).

Da mesma maneira, Costa *et al.* (2005) desenvolveram simulações fluidodinâmicas computacionais para o estudo do escoamento em centrífugas a gás, obtendo perfil bastante semelhante, conforme exibido na Figura III.5.

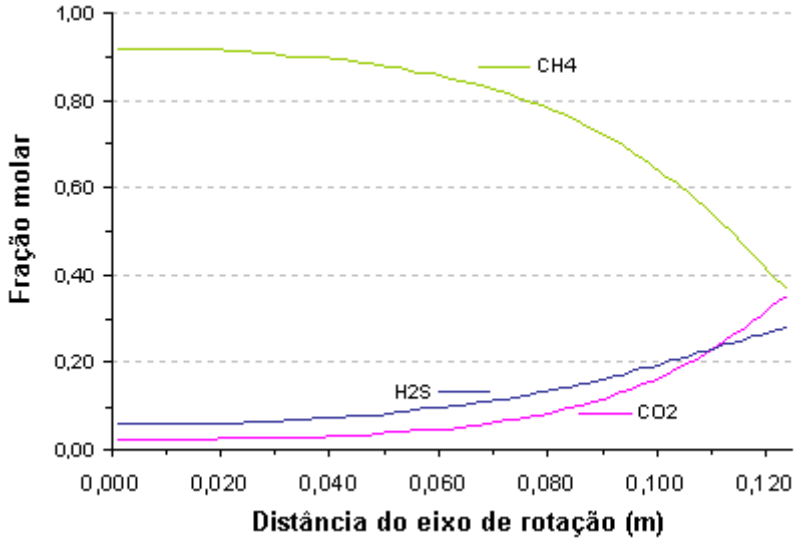

Figura III.5 – Perfil de concentração da centrifugação de uma corrente de gás natural, obtido por fluidodinâmica computacional (COSTA *ET AL.,* 2005).

III.2.2 Princípio de funcionamento

O princípio do funcionamento de uma centrífuga a gás é semelhante ao de uma centrífuga clássica tubular e está esquematicamente representado na Figura III.6. O equipamento possui uma carcaça com vácuo e a corrente de CO_2 é retirada pelo topo, enquanto que a de gás natural doce (tratado) é obtida no fundo da centrífuga, conforme mostra a figura.

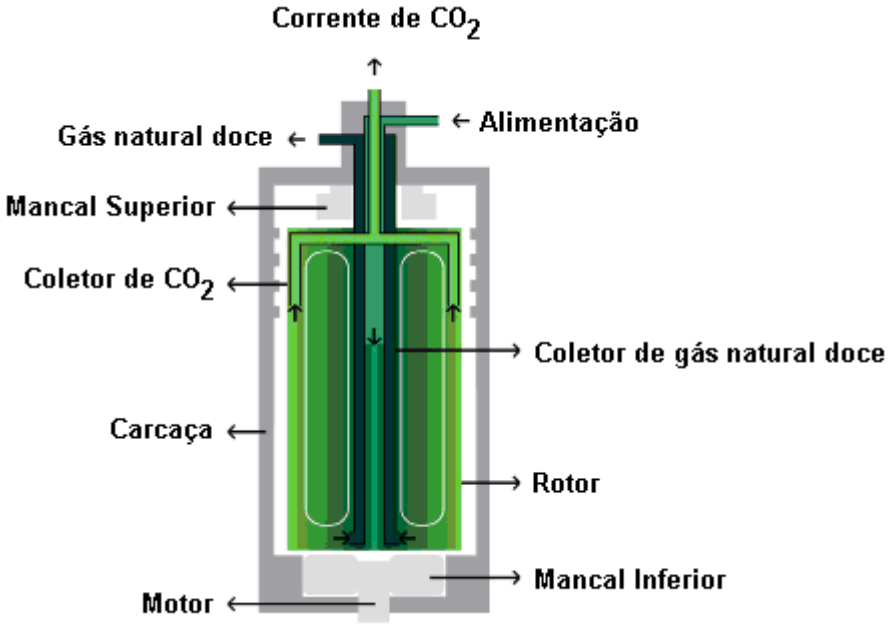

Figura III.6 - Esquema de funcionamento de centrífugas a gás (Adaptado de CGEE, 2010).

A Figura III.7 mostra um esquema da parte interna de uma centrífuga a gás com seus principais componentes. Como mostra a figura, a mistura gasosa é alimentada através do tubo cilíndrico no centro do equipamento e, a partir da sua rotação, os compostos pesados são direcionados para as paredes, sendo recolhidos, neste tipo de projeto, pelo fundo, enquanto que os leves se deslocam para o topo. Observa-se que nas regiões próximas à parede da centrífuga a recuperação é baixa, enquanto que no eixo central é elevada. Além disso, há a recirculação da mistura, responsável pelo aumento da eficiência de separação (OMNES, 2007).

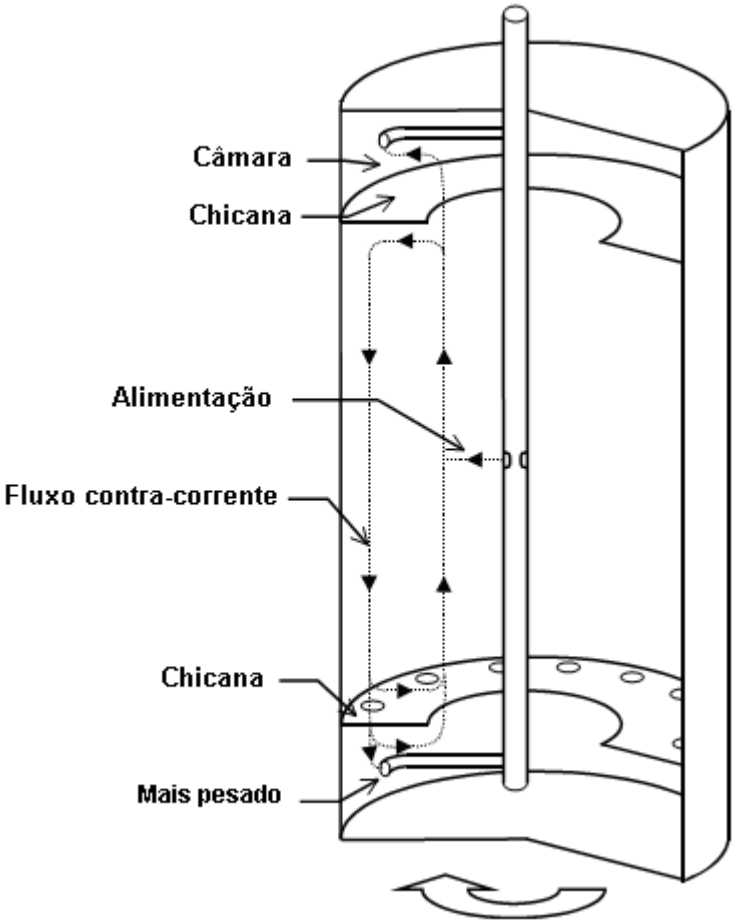

Figura III.7 – Visão interna de uma centrífuga a gás (Adaptado de Omnes, 2007).

III.2.3 Perfil de velocidade

Neste tipo de equipamento, são alcançadas velocidades extremamente altas, superiores a 30.000 rpm e acelerações de até 10^6xg, com o objetivo de gerar um campo centrífugo necessário à separação dos componentes pesados dos leves (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004). Já segundo Choppin *et al.* (2002), a velocidade angular varia entre 50.000 e 80.000 rpm.

Segundo Wissen *et al.* (2005), a necessidade de altas velocidades representa uma desvantagem do processo, que requer tecnologias bastante avançadas. Além disso, devido a limitações mecânicas, a velocidade periférica deve estar compreendida entre 350 e 800 m/s.

De acordo com Diário da República (2001), para atingir velocidades elevadas, os componentes rotativos da centrífuga a gás devem ser compostos por materiais com uma relação alta entre resistência e densidade e o mínimo desequilíbrio possível entre os componentes e o rotor.

III.2.4 Perfil de pressão

Como visto acima, a partir da rotação a altas velocidades, os componentes pesados são direcionados às paredes da centrífuga (região de alta pressão), enquanto que os leves permanecem no eixo central (região de baixa pressão) (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004).

A Figura III.8 apresenta um exemplo do perfil de pressão obtido quando da rotação de uma centrífuga a gás para separação de dois componentes de pesos moleculares diferentes. A partir do gráfico exposto na figura, é possível observar a diferença de comportamento do perfil de pressão para os dois componentes, que está associada à separação dos mesmos.

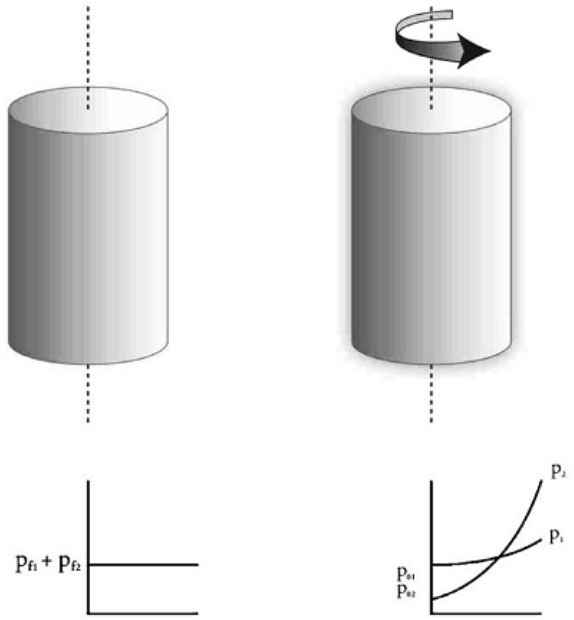

Figura III.8 - Perfil de pressão em uma centrífuga a gás (WISSEN *ET AL.*, 2005).

De acordo com Golombok e Morley (2004), a principal restrição das centrífugas a gás está relacionada às altas pressões nas paredes, que pode ser até 14.000 vezes superior à pressão observada na região central do equipamento.

Um estudo teórico desenvolvido por Golombok e Chewter (2004) avaliou o perfil de pressão no eixo central de uma centrífuga, normalizado de acordo com a pressão de alimentação do equipamento, para diferentes pesos moleculares do componente processado, considerando uma rotação de 70.000 rpm e um raio de 5 cm. O resultado encontrado pelos autores está exposto na Figura III.9.

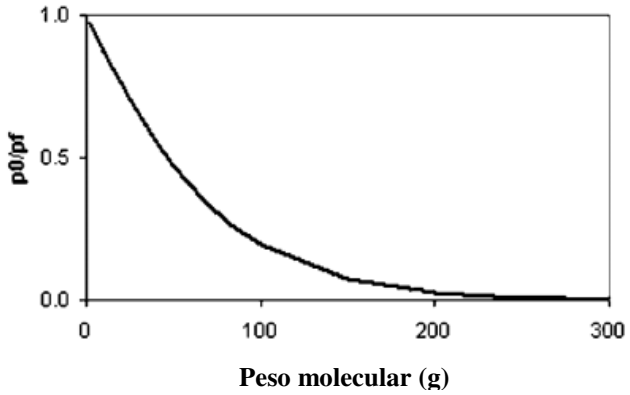

Figura III.9 - Perfil de pressão no eixo central da centrífugas em relação ao peso molecular do componente processado (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004).

A partir da Figura III.9, pode-se concluir que a pressão varia consideravelmente para baixos pesos moleculares, chegando-se a valores praticamente constantes para componentes de alto peso molecular (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004). Este fenômeno explica a dificuldade de separação de isótopos de urânio, onde a diferença entre os pesos moleculares é bastante pequena, e a maior facilidade de separação de contaminantes do gás natural, como o CO_2, como dito anteriormente.

Com relação à queda de pressão observada, nota-se que o material de fabricação da centrífuga deve ser suficientemente resistente para suportar pressões elevadas, sendo apenas necessário utilizar uma espessura adequada para o serviço. Entretanto, é necessário que o equipamento possua uma vedação especial, como no caso das ultracentrífugas de urânio, por trabalhar com um material inflamável (CH_4) e agravador do efeito estufa (CO_2).

III.2.5 Perfil de temperatura

De acordo com Wissen *et al.* (2005), é necessário que haja um aquecimento na base da centrífuga para que seja criada uma recirculação no interior do equipamento (convecção), o que aumenta a eficiência de separação. A Figura III.10 apresenta um esquema deste aquecimento, onde os círculos azuis escuros representam o componente de maior peso molecular. Outra vantagem associada à convecção é a retirada contínua dos componentes separados, visto que direciona os leves ao topo e os pesados ao fundo.

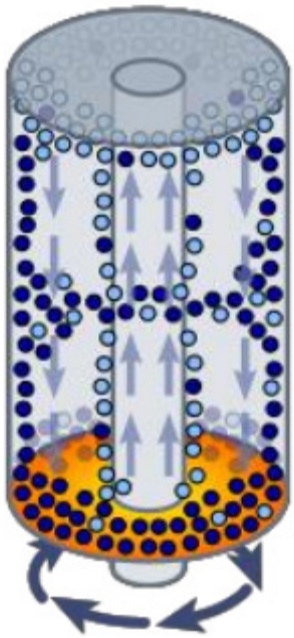

Figura III.10 – Centrífugas do tipo Zippe (SILVA E SEREJO, 2011).

Outro fato importante também associado à temperatura é a possível condensação da corrente a ser separada no interior da centrífuga. Este é um fato indesejado, visto que está associado à alteração da condição física da mesma (antes completamente gasosa), requerendo processos adicionais para que sejam retornadas às condições originais (WISSEN *ET AL.*, 2005).

De acordo com a Figura III.11, observa-se que, apenas para concentrações bastante elevadas de CO_2 (acima de 90%) e determinadas condições de pressão, ocorre condensação do CO_2 (*dewpointing*) no equipamento (GOLOMBOK E MORLEY,

2004). Desta maneira, para as concentrações de CO_2 estudadas neste trabalho, não serão levados em consideração problemas com condensação.

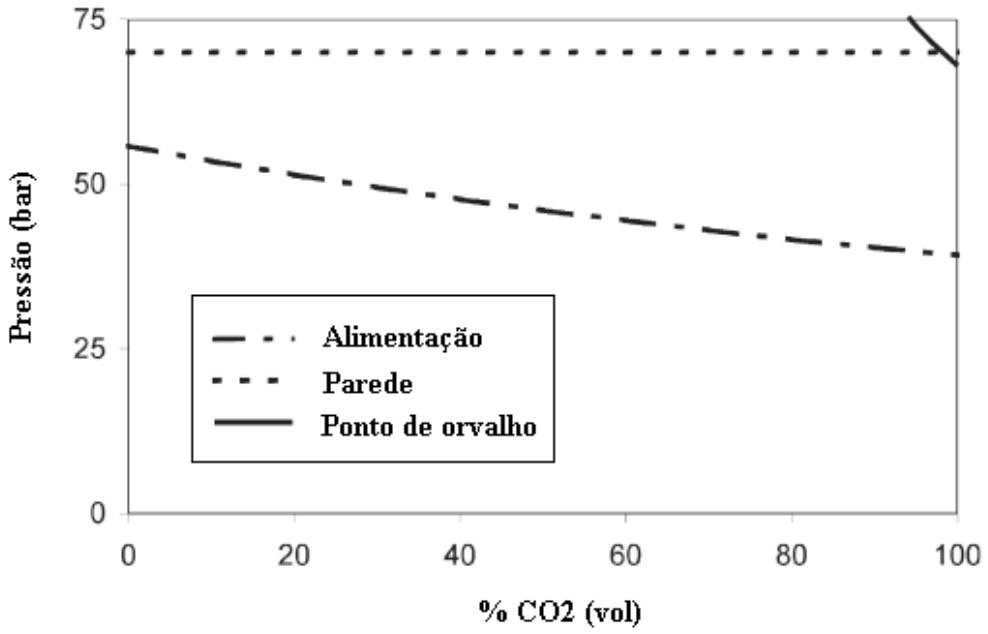

Figura III.11 – Pressão de alimentação da centrífuga de acordo com a concentração de CO_2. (OLOMBOK E MORLEY, 2004).

III.2.6 Escoamento

A Figura III.12 mostra os resultados de um estudo de Fluidodinâmica Computacional (CFD) realizado por Costa *et al.* (2005), onde observa-se o perfil bem definido de concentração dos componentes no interior de uma centrífuga a gás para separação de CH_4 (no centro do equipamento, por ser mais leve) e CO_2 (nas paredes da centrífuga, por ser mais pesado).

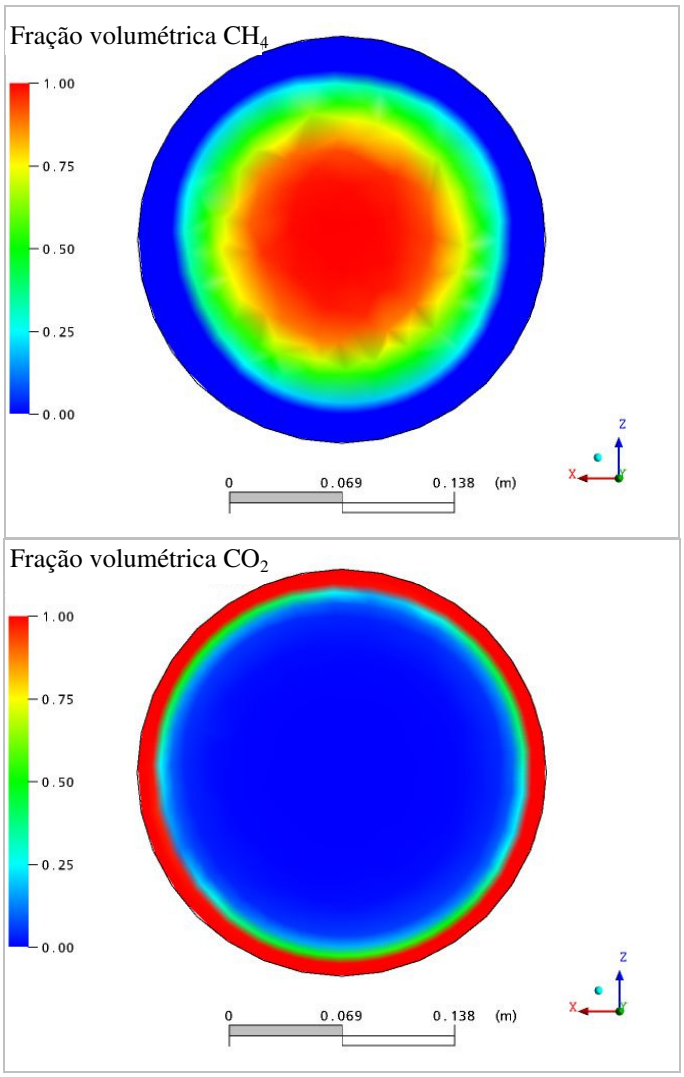

Figura III.12 – Distribuição radial da fração volumétrica de CH_4 e CO_2, respectivamente (COSTA *ET AL.*, 2005).

III.2.7 Dimensões típicas

De acordo com Diário da República (2001), em geral, as centrífugas a gás são compostas por um ou mais cilindros com finas paredes com diâmetro entre 75 mm e 400 mm, mantidos sob vácuo, o que acarreta na necessidade de fabricação de elementos específicos.

Wissen *et al.* (2005) mostraram que quanto menor a relação raio/comprimento da centrífuga, maior a eficiência de separação, com um valor mínimo de 0,02, ou seja, o comprimento deve ser no máximo 50 vezes maior que o raio do equipamento.

III.2.8 Eficiência de separação

Segundo Upson e Baker (1996), o poder de separação (δU) e o fator de separação (α) são os dois principais parâmetros na análise de uma centrífuga e dependem do comprimento do rotor e da velocidade periférica, conforme exibido na Equação III-1 e Equação III-2.

$$\delta U \propto \left(\frac{\Delta M \upsilon^2}{2RT} \right)^2 l \qquad \text{(III-1)}$$

$$\alpha_{\max} = \exp\left(\frac{\Delta M \upsilon^2}{2RT} \right) \left(\frac{\sqrt{2} l}{d} \right) \qquad \text{(III-2)}$$

Onde,

ΔM = diferença entre as massas molares dos compostos envolvidos

υ = velocidade periférica

l = comprimento do rotor

d = diâmetro do rotor

Considerando a separação que ocorre entre isótopos de urânio e a do CO_2 do gás natural sob as mesmas condições (velocidade e dimensões da centrífuga), observa-se que a diferença se dá apenas pela diferença entre as massas molares dos compostos envolvidos, sendo muito maior para o último caso. Como visto, este fato representa uma grande vantagem no adoçamento de gás natural em comparação com a aplicação clássica destes equipamentos.

Nota-se, ainda, que a capacidade de separação de centrífugas a gás é diretamente proporcional ao comprimento do seu rotor e à velocidade de rotação. Entretanto, como visto, há limitações em relação ao material do rotor e à ocorrência de vibrações no equipamento, necessitando de balanceamentos frequentes (GLOBAL SECURITY,

2011). Como exemplo, para o fator de separação de isótopos de urânio aumentar em 20%, a velocidade de rotação da centrífuga precisaria aumentar 2,5 vezes.

De modo a tornar a avaliação realizada nesta dissertação mais abrangente e conservativa, foram consideradas diferentes eficiências de separação do CO_2 do gás natural, baseadas em eficiências típicas de equipamentos de separação em geral. Como exemplo, centrífugas convencionais para separação sólido/líquido apresentam eficiências de separação superiores a 90% (MEDRONHO, 2003).

Vale destacar, ainda, que foi utilizada uma faixa de valores para a eficiência de separação das centrífugas a gás, pois seria impossível calcular a eficiência real do equipamento sem o dimensionamento do mesmo. Como o objetivo deste trabalho é realizar uma avaliação técnica e econômica das centrífugas para adoçamento do gás natural, estes equipamentos não serão dimensionados.

Outro parâmetro importante para a avaliação de equipamentos de separação é a razão de fluido (R_f). Este parâmetro exprime a razão entre a vazão de metano (produto de interesse) que deixa a centrífuga juntamente com a corrente de CO_2 (rejeito) em relação à vazão de metano que entra no equipamento, conforme apresentado na Equação III-3. Isto é, o R_f representa a quantidade do produto de interesse que é perdida com o rejeito a partir da centrifugação da corrente de alimentação (DELBEKE *ET AL.*, 2010).

$$R_f = \frac{Q_{CH_4(rejeito)}}{Q_{gásnatural(alimentação)}} \qquad \text{(III-3)}$$

III.2.9 Tempo de residência

Golombok e Bill (2005) estudaram a separação de correntes de He-CO_2 em centrífugas de geometria simplificada, onde foi utilizada uma corrente com 50% He e 50% CO_2. Os autores observaram que a separação é muito influenciada pela constante de difusão, que, no caso de correntes gasosas, é independente da pressão utilizada. A partir da vazão e do volume de gás tratado, foi definindo um tempo de residência constante e igual a 15 min, apontado pelos autores como sendo alto para um processo em escala industrial.

A Equação III-4, desenvolvida pelos autores, mostra o comportamento assintótico da separação em função do tempo de residência. Como pode ser observado na Figura III.13, para que seja possível obter uma separação muito eficiente, são necessários tempos de residência bastante longos.

$$\delta(t) = 1 - \exp(-t/\tau) \qquad \text{(III-4)}$$

Onde,

t = Tempo de operação (s)

τ = Tempo de residência (s)

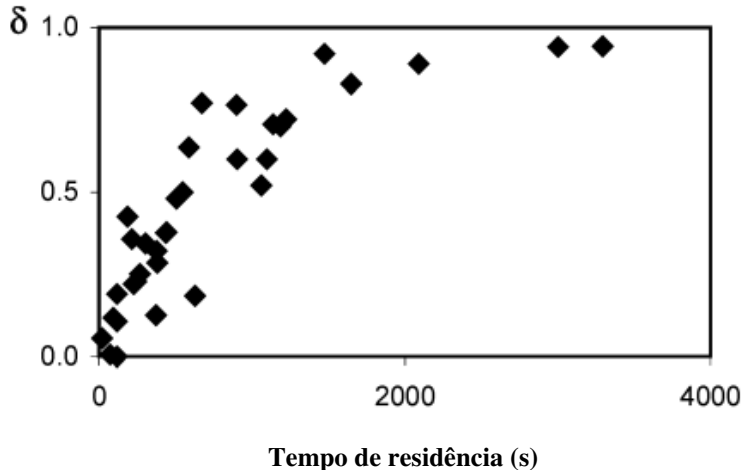

Figura III.13 – Separação em função do tempo de residência em centrífugas para uma mistura He-CO_2 (GOLOMBOK E BIL, 2005).

Observa-se, ainda, que tempos de residência longos estão relacionados a menores vazões e, por isso, um maior número de equipamentos será necessário.

III.2.10 Corrente de saída

Com a utilização de centrífugas a gás, são produzidas duas correntes: uma corrente de gás natural especificado (com uma quantidade de CO_2 prevista pela legislação) e uma corrente concentrada em CO_2. Assim, a primeira pode ser direcionada aos tratamentos subsequentes ou exportada como produto, enquanto que a segunda, por estar a altas

pressões, pode ser diretamente reutilizada, por exemplo, para reinjeção do gás em poços sem a necessidade de compressão adicional. Este fato representa grande economia, sendo uma vantagem quando comparado às tecnologias clássicas de remoção de CO_2 apresentadas anteriormente (GOLOMBOK E CHEWTER, 2004).

III.2.11 Configuração

Conforme apresentado anteriormente, geralmente são utilizadas configurações em cascata de centrífugas, ou seja, equipamentos em série e em paralelo, com velocidade de rotação constante.

A Figura III.14 exibe uma cascata de ultracentrífugas em operação em Almelo (Holanda) e outra em Ohio (Estados Unidos), sendo que estas últimas apresentam uma altura de 40 ft (12 m).

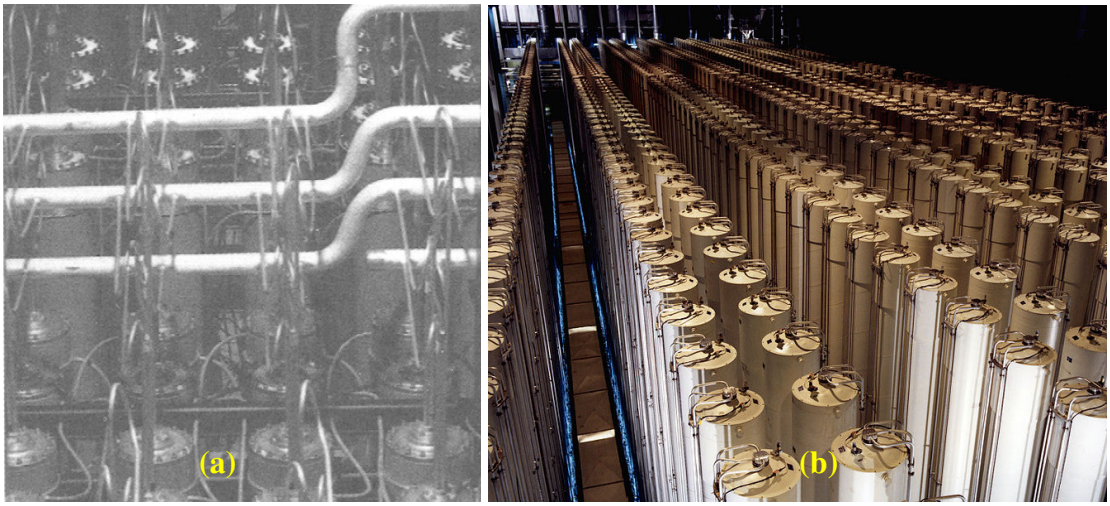

Figura III.14 – Configuração em cascata de ultracentrífugas em Almelo/Holanda (a) e Ohio/EUA (b) (CHOPPIN *ET AL.*, 2002).

Segundo o Diário da República (2001), a necessidade de utilização de diversos equipamentos em cascata, com uma grande extensão de tubulação também disposta em cascata e muitos pontos de soldagem, representam uma desvantagem da tecnologia.

III.2.12 *Footprint* de centrífugas a gás

Como visto, para processos de enriquecimento de urânio, é necessária a utilização de cascatas de ultracentrífugas, devido às características particulares dos compostos envolvidos, o que requer um elevado *footprint*.

Devido às diferenças entre as características de separação dos processos de enriquecimento de urânio e remoção de CO_2 do gás natural, espera-se que seja necessário um menor *footprint* para o último. Assim, a utilização de centrífugas a gás para adoçamento seria atrativa para plataformas de petróleo, onde problemas de espaço e peso são bastante frequentes.

III.2.13 Componentes e acessórios

Em geral, as centrífugas a gás podem ser comparadas às centrífugas convencionais em relação ao grande número de componentes e acessórios necessários ao funcionamento destes equipamentos. As Figura III.15 e Figura III.16 mostram a centrífuga e seus acessórios para uma centrífuga tubular e uma de discos, respectivamente.

Figura III.15 – Centrífuga tubular (MEDRONHO, 2003).

Figura III.16 – Centrífuga de discos (MEDRONHO, 2003).

De acordo com Andrade e Bastos (1998), o rotor de centrífugas a gás pode ser suportado por uma estrutura metálica ou pode ser suspenso por rolamentos eletromagnéticos.

Como visto, o Brasil possui as centrífugas mais desenvolvidas do mundo, devido ao fato de girarem em torno de um eixo imantado, ao contrário das convencionais que utilizam um eixo mecânico (O ESTADO DE S. PAULO, 2008). Outro diferencial das ultracentrífugas brasileiras é que se utiliza a flutuação magnética de maneira a evitar o atrito entre suas partes móveis, proporcionando maior durabilidade e capacidade (INB, 2011).

Segundo Global Security (2011), o motor elétrico destes equipamentos deve possuir variador de frequência. Este dispositivo faz com que o motor seja alimentado com uma tensão alternada de frequência variável, permitindo que a velocidade de rotação seja variada de maneira controlada, bem como a aceleração, o arranque, desaceleração e parada do mesmo, além de promover proteção térmica, prevenção contra sobretensões, quedas de tensão e desequilíbrios de fases.

Este tipo de equipamento possui discos defletores rotativos, bem como um conjunto de tubos fixos destinados à alimentação e à retirada das correntes, localizados na câmara do rotor, características não encontradas em centrífugas convencionais. Estes discos

defletores têm o objetivo de favorecer a circulação do gás no interior da câmara principal de separação (DIÁRIO DA REPÚBLICA, 2001).

Nestes equipamentos também podem ser utilizados espectrômetros de massa para verificação da separação dos componentes (DIÁRIO DA REPÚBLICA, 2001).

Além dos componentes móveis, as centrífugas possuem partes estáticas destinadas ao suporte e ao amortecimento do equipamento. Diferentemente das centrífugas utilizadas para enriquecimento de urânio, não há necessidade de vaporização da corrente de alimentação em autoclaves, visto que o gás natural já se encontra no estado gasoso, além de dispensar também cuidados excessivos com limpeza (DIÁRIO DA REPÚBLICA, 2001).

III.2.14 Materiais

Devido ao ambiente corrosivo, as centrífugas a gás devem ser fabricadas em materiais especiais, tais como aço inoxidável, alumínio ou ligas de alumínio, tanto para adoçamento do gás natural como para enriquecimento de urânio. Entretanto isótopos de urânio são mais corrosivos que o gás natural e o CO_2, requerendo componentes e acessórios fabricados com materiais mais resistentes (GLOBAL SECURITY, 2011).

III.2.15 Consumo de energia

Além da preocupação com os limites de resistência dos materiais utilizados nas centrífugas devido às altas rotações, deve-se observar também que o consumo de energia é diretamente proporcional à velocidade e que, quanto menor o atrito entre as partes móveis, maior será o rendimento do equipamento. Como dito anteriormente, para a redução do atrito, utiliza-se vácuo entre a carcaça e o rotor do equipamento (SILVA E SEREJO, 2011).

Segundo Global Security (2011), as ultracentrífugas possuem um baixo consumo energético em comparação a outras tecnologias de enriquecimento de urânio. De acordo com Choppin *et al.* (2002), a potência consumida pelas ultracentrífugas de urânio é de 50 – 100 kWh/SWU.

III.2.16 Vida útil

Em relação ao tempo de vida de uma centrífuga, Upson e Baker (1996) relataram ser superior a 10 anos, desconsiderando manutenções, tendo como exemplo um equipamento que ficou em operação em Almelo (Holanda) por mais de 10 anos. Além disso, segundo os autores, as centrífugas apresentam uma taxa de falha inferior a 1%.

Capítulo IV – METODOLOGIA PARA AVALIAÇÃO ECONÔMICA – CENTRÍFUGAS A GÁS

Quanto maior a eficiência de uma planta de captura de CO_2, mais viável se torna o processo, sendo interessante do ponto de vista não só ambiental como também econômico. Para isso, é muito importante que se invista em técnicas que viabilizem, entre outros, o menor uso de energia no processo de remoção, aliado à eficiência energética na planta.

De acordo com Greenpeace (2007), as tecnologias de captura e armazenamento de carbono ainda são caras. No caso de plantas de geração de energia, os custos são até 80% maiores quando comparados com usinas convencionais, que dependem de fatores como, por exemplo, localização da planta e tecnologia utilizada.

A tecnologia de sequestro de carbono se tornaria economicamente viável e interessante principalmente com um mercado global de carbono com preços de venda superiores a USD 30,00/ton CO_2eq (GREENPEACE, 2007).

Além disso, caso houvesse subsídios e investimentos nestas tecnologias, como, por exemplo, em pesquisas para permitir o aumento da eficiência, tais processos poderiam se tornar muito mais atrativos. No caso da geração elétrica, a captura e o armazenamento de CO_2 já apresentam custos inferiores aos obtidos pela geração de eletricidade a carvão (GREENPEACE, 2007).

A título de exemplo, a Siemens estima que os custos de captura de carbono por processo *oxyfuel* variam entre USD 20,00 e 50,00/ton CO_2 não emitida na atmosfera. Estes custos incluem a compressão do gás, porém os custos de transporte e armazenamento não estão sendo considerados no cálculo. Como exemplo, pode-se citar que o transporte de CO_2 por 300 km e seu armazenamento em um reservatório em terra apresenta um custo adicional de até USD 8,00/ton CO_2 armazenado. Caso o CO_2 seja transportado a distâncias maiores ou, ainda, armazenado em reservatório *offshore*, o custo adicional pode chegar a USD 20,00/ton CO_2 armazenado (GREENPEACE, 2007).

No item a seguir será desenvolvida uma metodologia para avaliação econômica para a estimativa dos custos relacionados à utilização de centrífugas a gás para remoção de CO_2 de correntes de gás natural.

IV.1 CUSTOS DE CENTRÍFUGAS A GÁS PARA REMOÇÃO DE CO_2

Como dito anteriormente, as informações técnicas e econômicas de centrífugas a gás ainda são de acesso restrito, visto que são equipamentos utilizados para aplicações nucleares. Cabrera-Palmer e Rothwell (2008) estimaram os custos de implantação de uma ultracentrífuga para enriquecimento de urânio como sendo da ordem de $500/SWU, podendo chegar a $600/SWU no caso de equipamentos com tecnologias mais avançadas.

Entretanto, qualquer dado específico de ultracentrífugas é mantido em sigilo para proteção do segredo industrial. Por este motivo, neste trabalho os custos das centrífugas a gás foram estimados a partir de centrífugas convencionais, ou seja, equipamentos que realizam uma separação usual sólido-líquido ou líquido-líquido, por apresentarem diversas características em comum.

Entretanto, é importante destacar que as centrífugas convencionais são capazes de atingir velocidades da ordem de 20.000 rpm, enquanto que as centrífugas a gás alcançam valores até 5 vezes superiores. Além disso, o fator de aceleração (que demonstra a força do campo centrífugo imposto pelo equipamento, associado à capacidade de separação dos compostos envolvidos) está na faixa de 13.000 e 17.000 para centrífugas convencionais, sendo que para ultracentrífugas este fator pode chegar a 1.000.000 (HEMFORT, 1984).

IV.1.1 Custos de investimento (CAPEX)

O CAPEX (*Capital Expenditure*) representa os custos referentes à aquisição de um equipamento, não estando incluídos os custos necessários para mantê-lo em operação. Segundo Loh *et al.* (2002), o CAPEX (em $ de 1998) de centrífugas tubulares está relacionado ao seu diâmetro conforme mostra a Figura IV.1, para diferentes tipos destes equipamentos. Vale ressaltar que nestes custos está incluída a aquisição de motores e que o material das mesmas é aço carbono resistente a altas pressões (A285C).

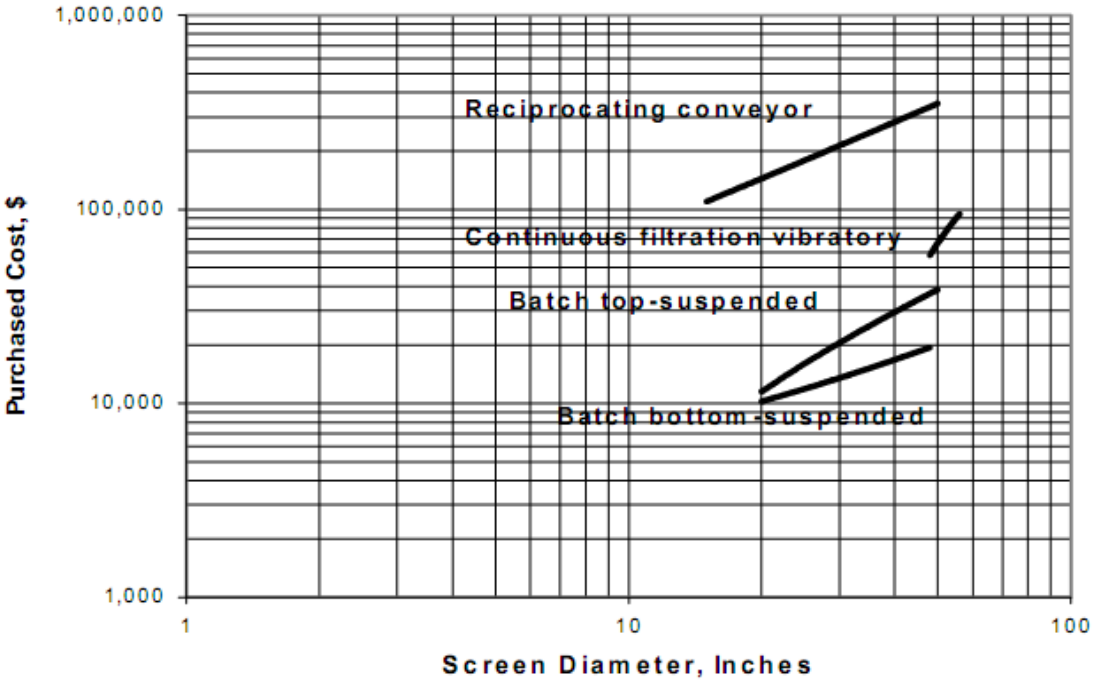

Figura IV.1 – Variação do custo de compra de centrífugas convencionais (LOH, *ET AL.*, 2002).

Peters *et al.* (2003) obtiveram o mesmo perfil dos custos de centrífugas convencionais de Loh *et al.* (2002), como se pode observar na Figura IV.2.

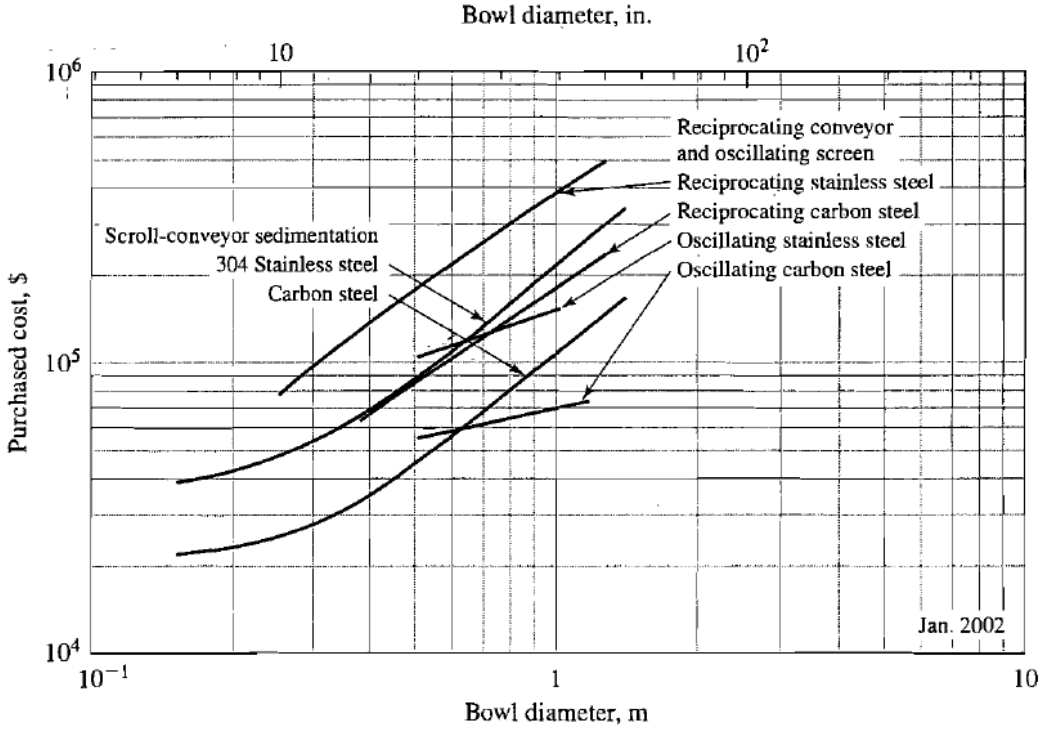

Figura IV.2 – Variação do custo de compra de centrífugas convencionais (PETERS *ET AL.*, 2003).

Para o desenvolvimento da estimativa de custos, foram utilizadas como base centrífugas do tipo *Reciprocating Conveyor*, por apresentarem, segundo a Figura IV.1 e a Figura IV.2, os maiores custos. Desta maneira, os resultados se tornarão mais realistas, visto que as centrífugas a gás possuem características que elevam tanto o custo de compra quanto o de operação, que podem não estar sendo consideradas nesta avaliação.

Ainda, Matche (2011) apresenta os custos de centrífugas convencionais (em $ de 2007) a partir de seu diâmetro para diferentes materiais, tais como aço carbono, aço inox 304 e 316, como exposto na Figura IV.3.

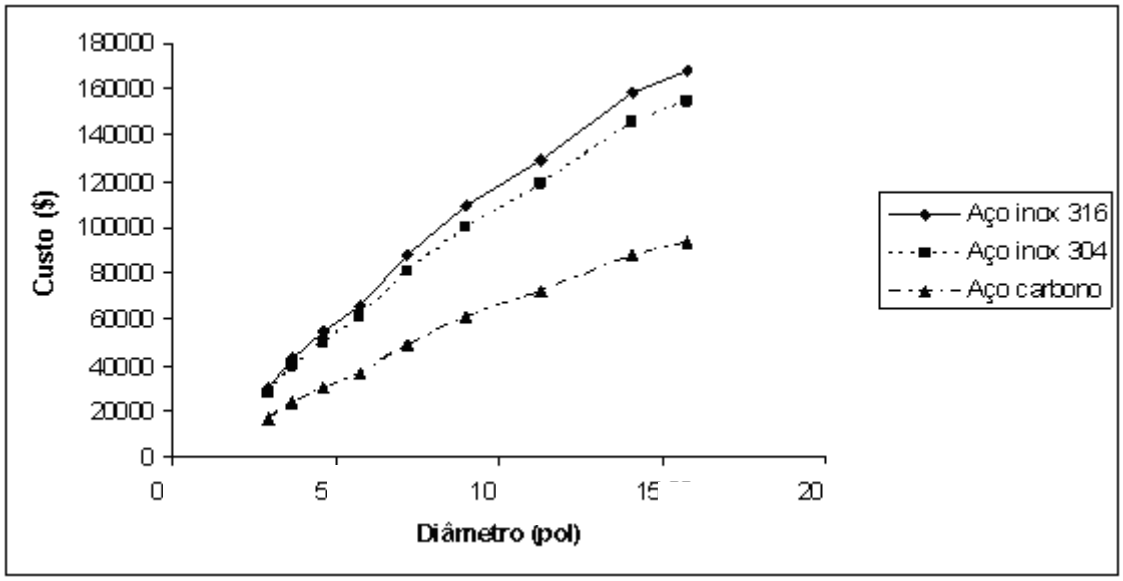

Figura IV.3 – Variação do custo de centrífugas convencionais com o diâmetro para diferentes materiais (MATCHE, 2011).

A Tabela IV-1 mostra as diferenças entre centrífugas convencionais e a gás para remoção de CO_2. As informações sobre as centrifugas a gás foram retiradas de referências já citadas neste trabalho, enquanto que as convencionais estão baseadas em Hemfort (1984).

Tabela IV-1– Diferenças qualitativas entre centrífugas convencionais e a gás para remoção de CO_2

Parâmetro avaliado	**Centrífugas convencionais**	**Centrífugas a gás**
Corrente de alimentação	Sólido-líquido Líquido-líquido	Gás-gás
Perfil de velocidade	Moderado	Elevado
Perfil de pressão	Baixo	Elevado
Perfil de temperatura	-	Aquecimento na base
Dimensões típicas	75 < D < 150 mm	D < 400 mm
Eficiência de separação	>90%	50% a 80%
Configuração	Série ou paralelo	Cascata (série e paralelo)
Componentes e acessórios	Muitos	Muitos
Materiais	Aço inox	Aço inox de alta resistência
Consumo de energia	Baixo	Baixo
Vida útil	> 10 anos	> 10 anos

Segundo a Tabela IV-1, as principais diferenças entre estes dois tipos de centrífuga estão relacionadas às altas velocidades e pressões, ao material de fabricação e à necessidade de acessórios especiais nos equipamentos não convencionais (como aquecimento na base e vácuo na carcaça). É importante observar que as demais diferenças foram devidamente incorporadas nos cálculos técnicos das centrífugas a gás, como será visto no Capítulo V, tais como eficiência de separação, diâmetro e configuração dos equipamentos.

Entretanto, as altas velocidades necessárias à separação em centrífugas a gás, bem como os grandes níveis de pressão, estão diretamente relacionadas ao tipo de material utilizado. Assim, de maneira a incorporar estes dois parâmetros ao custo do equipamento, será escolhido um material adequado para a fabricação das centrífugas a gás estudadas neste trabalho.

Ainda, de modo a englobar os custos adicionais associados à necessidade de aquecimento na sua base, de vedação especial e vácuo entre a carcaça e o rotor do equipamento (não previstos nos equipamentos convencionais), foi considerando um acréscimo de 2% sobre os valores encontrados.

Sabe-se que, quanto maior a eficiência de um equipamento, maiores serão os custos de fabricação associados a ele. Desta maneira, de modo a englobar a diferença de custos entre centrífugas com diversas eficiências de separação, foi considerado como premissa que há um aumento de 30% no custo de um equipamento para cada aumento de 10% na sua eficiência de separação. Observa-se que o custo de uma centrífuga com eficiência de separação de 50% foi considerado como sendo aquele referente ao custo do equipamento de 0,4 m de diâmetro (15,75 pol), obtido pela Figura IV.3.

Assim, foram determinados os custos de centrífugas a gás de acordo com as eficiências consideradas neste estudo. Após o cálculo da quantidade de equipamentos necessários para cada cenário estudado, foi estimado o custo total de uma unidade de centrífugas a gás para a separação proposta neste trabalho.

IV.1.2 Custos de operação (OPEX)

O OPEX (*Operational Expenditure*) refere-se às despesas operacionais de uma planta industrial, ou seja, gastos com manutenção, reposição de equipamentos, insumos, utilidades, consumo energético, mão de obra, entre outros.

É importante destacar que a avaliação dos custos operacionais de uma unidade é de essencial importância em uma análise de viabilidade econômica. No caso de plataformas *offshore*, cuja vida útil é em torno de 20 anos, podem ser encontrados valores de OPEX muito superiores ao de CAPEX, tornando tal tecnologia inviável economicamente frente às demais.

A Tabela IV-2 apresenta uma comparação qualitativa entre os custos operacionais das diferentes tecnologias estudadas neste trabalho. Maiores detalhes serão exibidos no Capítulo V. Observa-se que os custos relativos à mão de obra foram considerados iguais para todas as tecnologias estudadas.

Tabela IV-2– Comparação entre o OPEX de diferentes tecnologias para remoção de CO_2

Parâmetro avaliado	Aminas	Membranas	Peneiras	Centrífugas
Consumo energético	Alto	Baixo	Baixo	Baixo
Reposição de matérias-primas	Alto	Alto	Alto	Baixo
Necessidade de regeneração	Sim	Não	Sim	Não
Necessidade de pré-tratamento	Não	Sim	Não	Não
Mão de obra	Baixo	Baixo	Baixo	Baixo

A partir da Tabela IV-2, observa-se que os gastos operacionais relacionados às centrífugas a gás apresentam potencial de serem os mais baixos em comparação aos demais, o que representa uma grande vantagem competitiva desta tecnologia.

Capítulo V – RESULTADOS E DISCUSSÃO

V.1 AVALIAÇÃO TÉCNICA – CENTRÍFUGAS A GÁS

Nesta seção serão apresentados os resultados obtidos neste trabalho no que diz respeito à avaliação técnica das centrífugas a gás para remoção de CO_2 do gás natural em plataformas do pré-sal, segundo as premissas apresentadas nos capítulos anteriores.

V.1.1 Corrente de alimentação

De acordo com as características do processo, as centrífugas a gás para remoção de CO_2 do gás natural serão utilizadas após a etapa de separação gás-líquido, ou seja, após o separador bifásico ou trifásico da plataforma de produção, conforme exposto na Figura V.1.

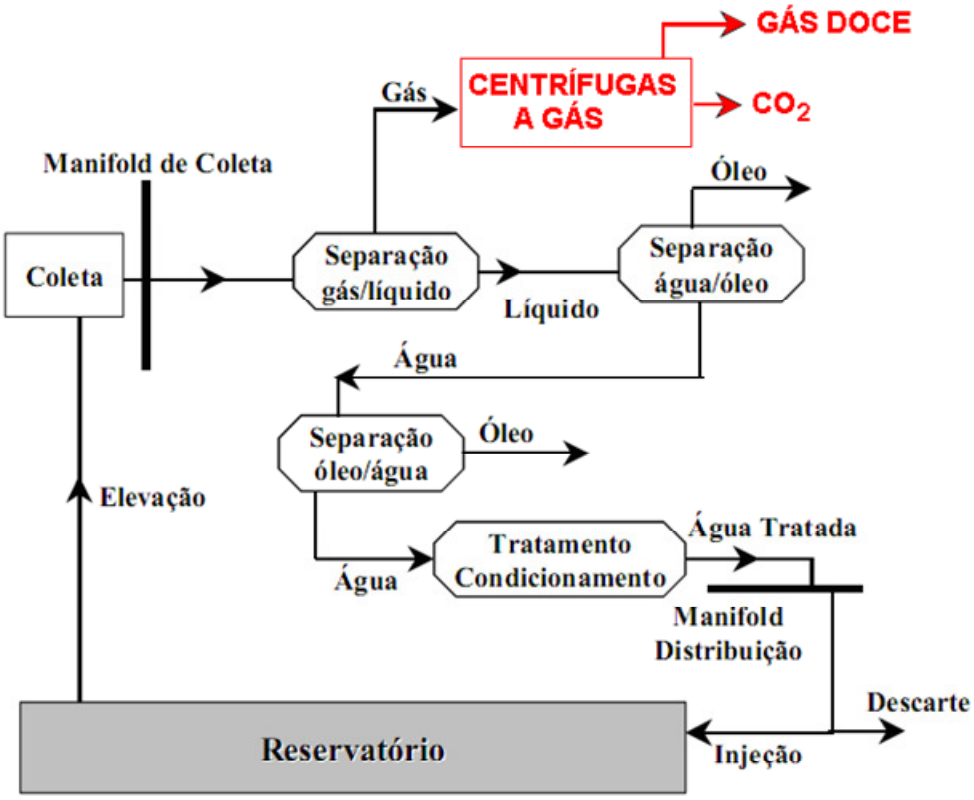

Figura V.1 - Fluxograma do processamento primário de fluidos com centrífugas a gás (Adaptado de Petrobras, 2009).

No presente estudo, foram consideradas quatro diferentes composições para as correntes de gás natural a serem tratadas por meio de centrífugas a gás, conforme apresentado na Tabela V-1. Cabe ressaltar que foi feita uma aproximação de que o gás natural seria composto apenas por CH_4, visto que este é o componente em maior quantidade no mesmo (com frações típicas superiores a 70%, segundo Thomas (2001)).

Tabela V-1– Composição do gás natural utilizadas neste estudo

Corrente	**Composição do gás natural**	
	CH_4	**CO_2**
1	90%	10%
2	80%	20%
3	70%	30%
4	60%	40%

Em relação às condições de processo, para o presente estudo foi utilizada uma temperatura de 55ºC, um valor de pressão igual a 75 bar e uma vazão de 5500 kmol/h, representativa para o caso de poços do pré-sal.

V.1.2 Perfil de velocidade

Segundo Andrade e Bastos (1998), a velocidade axial na centrífuga pode chegar a 0,011 m/s com aquecimento em sua base. Este valor foi utilizado neste trabalho para o cálculo do número de equipamentos em paralelo necessários para realizar a separação proposta, como será visto mais adiante.

A velocidade de rotação da centrífuga (velocidade periférica) foi incorporada na escolha do material de fabricação do equipamento. Devido às diferenças nas características entre as correntes a serem tratadas, são necessárias velocidades bastante inferiores aos níveis necessários à separação de isótopos de urânio, conforme apresentado anteriormente.

V.1.3 Perfil de pressão

Como dito, os altos níveis de pressão foram incorporados na escolha do material de fabricação do equipamento. Devido à diferença entre os pesos moleculares dos

componentes envolvidos, a diferença entre os perfis de pressão do CO_2 e CH_4 seria superior aos encontrados para isótopos de urânio, o que facilitaria o tratamento do gás natural.

V.1.4 Perfil de temperatura

Como a corrente de alimentação das centrífugas é proveniente do separador trifásico, como apresentado, foi considerada uma temperatura típica de 55ºC (328 K). Segundo Kemp (2009), este valor está de acordo com a temperatura de operação de centrífugas a gás utilizadas mundialmente, em torno de 320 K.

Para as centrífugas a gás consideradas neste estudo, será previsto aquecimento na sua base de maneira a promover uma corrente de recirculação, o que aumenta sua eficiência de separação. Este aquecimento não é necessário nas centrífugas convencionais, enquanto que nas ultracentrífugas a gás é de essencial importância. Entretanto, devido às diferenças nas características de separação, para os equipamentos estudados neste trabalho, será considerado um aquecimento moderado, por exemplo, um gradiente de temperatura da ordem de 10ºC, que pode ser alcançado por meio de resistência elétrica.

V.1.5 Dimensões típicas

Para o presente estudo, foi considerado um diâmetro de 400 mm (15,7 in) para as centrífugas a gás avaliadas (DIÁRIO DA REPÚBLICA, 2001). O cálculo do comprimento foi realizado a partir da relação entre diâmetro e comprimento utilizada por Migliavacca e Rodrigues (1999) para centrífugas a gás para enriquecimento de urânio, chegando-se a um valor de 1,65m. Desta maneira, a relação raio/comprimento é de 0,12, que está associado a uma alta eficiência de separação, segundo Wissen *et al.* (2005), conforme já apresentado.

Este valor de comprimento está dentro da faixa apresentada por Kemp (2009), cujo trabalho expôs centrífugas a gás utilizadas mundialmente com comprimento variando de 0,305 m a 12 m.

Segundo Choppin *et al.* (2002), um processo de separação de isótopos de urânio para um enriquecimento de 0,72% para 3% requer uma bateria de ultracentrífugas de 2 m de comprimento e diâmetro de 0,4 m, o que demonstra que os parâmetros utilizados para a avaliação proposta estão de acordo com o praticado para este tipo de equipamento.

V.1.6 Eficiência de separação

A Tabela V-2 apresenta as eficiências de separação do CO_2 do gás natural que foram utilizadas neste trabalho.

Tabela V-2– Eficiências de separação do CO_2 do gás natural.

Eficiências de separação	
1	50%
2	60%
3	70%
4	80%

Em relação à razão de fluido, para os cálculos realizados neste estudo, foi considerado um valor de 5%, ou seja, 5% do metano alimentado à centrífuga é perdido com a corrente de CO_2.

V.1.7 Tempo de residência

O tempo de residência nas centrífugas foi calculado a partir da vazão volumétrica alimentada e o volume de cada uma delas, obtendo-se um valor de 2,5 min, que é apenas 17% do tempo de residência demonstrado por Golombok e Bill (2005), representando mais uma vantagem da separação de CO_2 e gás natural.

V.1.8 Corrente de saída

Como a legislação exige uma quantidade de CO_2 no gás natural inferior a 3%, foi considerada a utilização de tantas centrífugas quanto fossem necessárias para que se alcançasse esta concentração.

Vale ressaltar que as correntes de fundo de cada centrífuga, ou seja, as correntes ricas em CO_2, foram misturadas e consideradas como sendo uma única corrente de fundo a ser tratada e acondicionada para futuras aplicações, conforme exposto na Figura V.2, onde os equipamentos em cinza-escuro representam as centrífugas a gás.

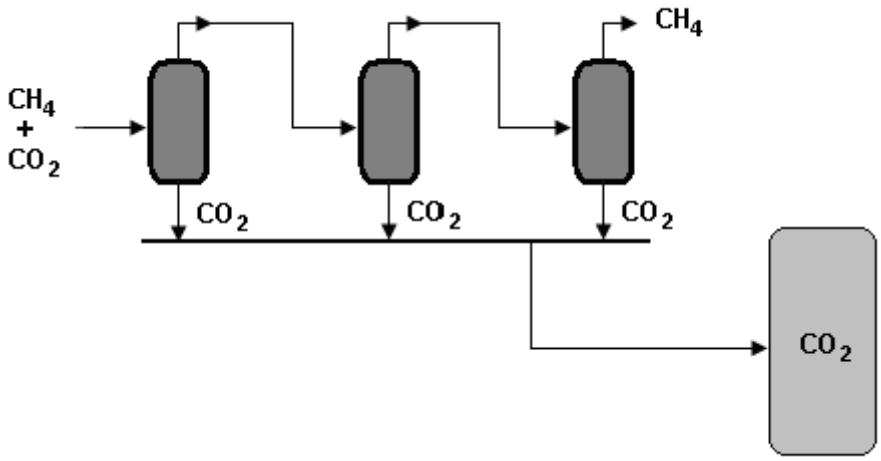

Figura V.2 – Esquema do sistema de centrífugas.

Como este estudo avalia poços do pré-sal localizados na costa brasileira, a melhor alternativa para o destino do CO_2 separado do gás natural é o armazenamento geológico, devido às características da região, como apresentado, o que torna esta opção atrativa.

A captura do CO_2 de fontes antropogênicas e sua injeção em um sítio geológico para seu armazenamento a longo prazo tem o objetivo de isolá-lo da atmosfera. Observa-se que o armazenamento geológico deve ser realizado em rochas de alta porosidade e permeabilidade cobertas por uma rocha de baixa porosidade e permeabilidade de modo a impedir o movimento ascendente do CO_2.

Foi estimado um valor de, aproximadamente, 16 Gt CO_2 a ser armazenado no fundo dos oceanos após 20 anos de operação da plataforma, considerando o cenário mais crítico em termos da quantidade de CO_2 produzida. Segundo Greenpeace (2007), reservatórios de gás são capazes de armazenar até 800 Gt CO_2, mostrando que esta é uma opção com potencial de ser tecnicamente viável.

V.1.9 Configuração

A partir da velocidade, da vazão de alimentação e área transversal da centrífuga (a partir do seu diâmetro), conforme mostra a Equação V-1, foi calculada a quantidade de equipamentos em paralelo necessários para processar tal vazão, chegando-se a um valor de 400 centrífugas.

$$n_{paralelo} = \frac{Vazão_{total}}{Velocidade_{centrífuga} * Área_{centrífuga}} \qquad \text{(V-1)}$$

Para cada cenário estudado, foi calculada a quantidade de centrífugas em série necessárias para tornar a corrente de saída de gás natural com uma concentração inferior a 3% mol de CO_2. A Figura V.3 mostra um exemplo do cálculo do número de equipamentos em série realizado para o cenário 6, onde foram necessárias 3 centrífugas em série.

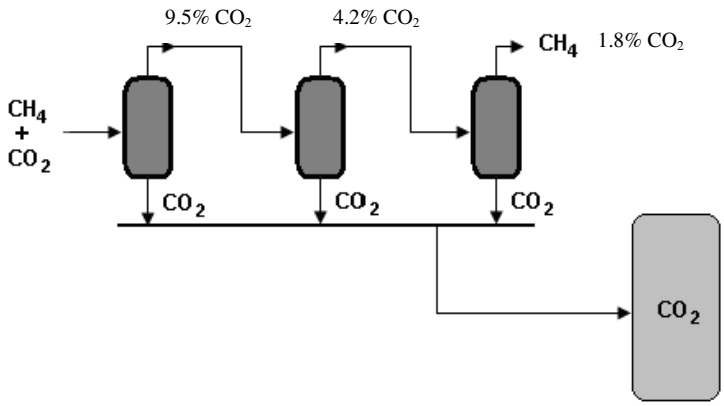

Figura V.3 – Exemplo do cálculo de equipamentos em série para o cenário 6.

Como apresentado anteriormente, em geral, são utilizadas cascatas de ultracentrífugas para processos de enriquecimento de urânio. Entretanto, devido à diferença entre as características entre este e o processo de adoçamento estudado, foi considerada apenas uma configuração com equipamentos em série e em paralelo, que pode ser interpretada como a mais simples configuração do tipo cascata.

V.1.10 Cenários avaliados

De acordo com as informações expostas no Capítulo III, foram estudados 16 diferentes cenários, com variação na eficiência das centrífugas e na quantidade de CO_2 da corrente alimentada, conforme resumido na Tabela V-3.

Tabela V-3– Cenários estudados

Cenário	Corrente de alimentação	Eficiência de separação
1	10% CO_2 / 90% CH_4	50%
2	20% CO_2 / 80% CH_4	50%
3	30% CO_2 / 70% CH_4	50%
4	40% CO_2 / 60% CH_4	50%
5	10% CO_2 / 90% CH_4	60%
6	20% CO_2 / 80% CH_4	60%
7	30% CO_2 / 70% CH_4	60%
8	40% CO_2 / 60% CH_4	60%
9	10% CO_2 / 90% CH_4	70%
10	20% CO_2 / 80% CH_4	70%
11	30% CO_2 / 70% CH_4	70%
12	40% CO_2 / 60% CH_4	70%
13	10% CO_2 / 90% CH_4	80%
14	20% CO_2 / 80% CH_4	80%
15	30% CO_2 / 70% CH_4	80%
16	40% CO_2 / 60% CH_4	80%

A Tabela V-4 apresenta os resultados encontrados em termos do número de equipamentos utilizados para cada um dos 16 cenários avaliados neste estudo, onde é possível observar que são necessárias grandes quantidades de centrífugas para realizar a separação do CO_2 da corrente de gás natural.

Tabela V-4– Configurações de centrífugas estudadas

Cenário	Número de centrífugas em série	Número total de centrífugas
1	2	800
2	4	1600
3	5	2000
4	5	2000
5	2	800
6	3	1200
7	4	1600
8	4	1600
9	2	800
10	2	800
11	3	1200
12	3	1200
13	1	400
14	2	800
15	2	800
16	2	800

V.1.11 *Footprint* de centrífugas a gás

Para o cálculo do *footprint* das centrífugas a gás, foi considerado um módulo de adoçamento em uma plataforma *offshore* composto por 3 decks com espaçamento entre eles de 2,8m (altura). A partir da área calculada das centrífugas e considerando um arranjo vertical para os equipamentos em 1 nível (conforme esquematizado na Figura V.4), foi possível obter o *footprint* de cada cenário avaliado.

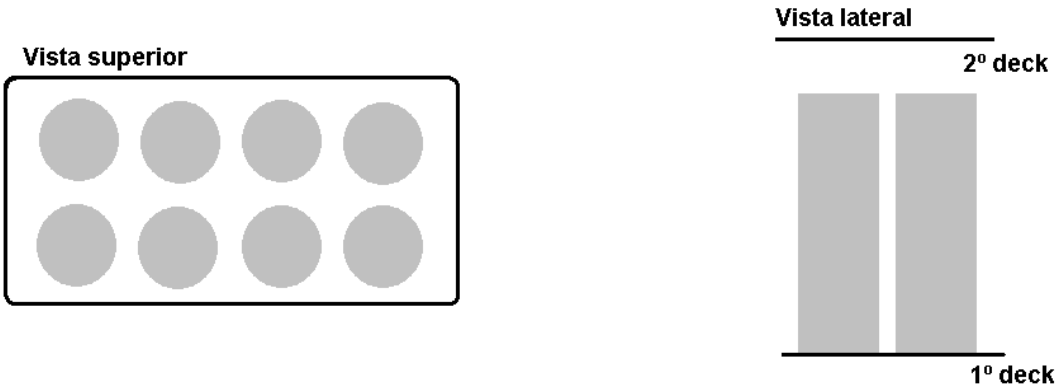

Figura V.4 – Arranjo vertical de centrífugas a gás

Devido às limitações de espaço em plataformas de petróleo, definiu-se uma configuração horizontal, sendo possível alocar mais equipamentos em uma área menor devido a maior possibilidade de agrupamento das centrífugas (em 6 níveis), como mostra o esquema da Figura V.5.

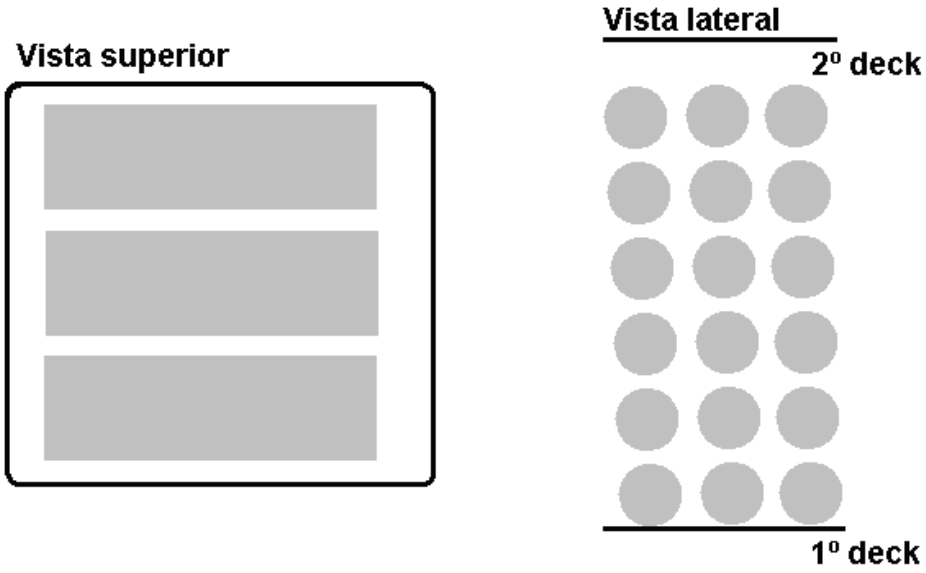

Figura V.5 – Arranjo horizontal de centrífugas a gás

Cabe ressaltar que foi considerado um fator de 10% sobre os valores encontrados para o *footprint* de maneira a considerar as tubulações presentes e o espaçamento entre os equipamentos, necessário devido a problemas de vibração e desgaste. Assim, para o cálculo do *footprint* para a configuração vertical foi utilizada a Equação V-2 e para o *footprint* horizontal, a Equação V-3.

$$Área_{vertical} = 1{,}1 * n * \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{(V-2)}$$

$$Área_{horizontal} = 1{,}1 * n * D * H \quad \text{(V-3)}$$

Onde,

n = número de equipamentos utilizados

D = diâmetro da centrífuga

H = altura da centrífuga

Os resultados para ambas as configurações por deck estão expostos na Tabela V-5.

Tabela V-5– *Footprint* das centrífugas a gás estudadas

Cenário	***Footprint* por deck – Configuração vertical**	***Footprint* por deck – Configuração horizontal**
1	36,86 m^2	32,20 m^2
2	73,72 m^2	64,39 m^2
3	92,15 m^2	80,49 m^2
4	92,15 m^2	80,49 m^2
5	36,86 m^2	32,20 m^2
6	55,29 m^2	48,30 m^2
7	73,72 m^2	64,39 m^2
8	73,72 m^2	64,39 m^2
9	36,86 m^2	32,20 m^2
10	36,86 m^2	32,20 m^2
11	55,29 m^2	48,30 m^2
12	55,29 m^2	48,30 m^2
13	18,43 m^2	16,10 m^2
14	36,86 m^2	32,20 m^2
15	36,86 m^2	32,20 m^2
16	36,86 m^2	32,20 m^2

A Figura V.6 mostra a relação entre o *footprint* encontrado para cada cenário e a concentração molar de CO_2 na corrente de gás natural para cada eficiência considerada no estudo.

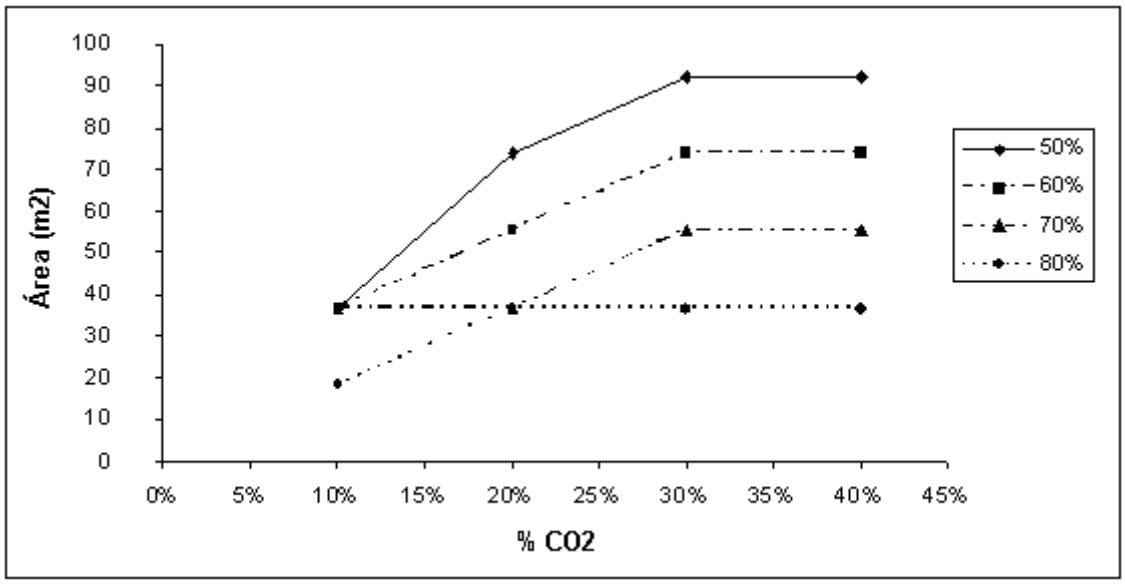

Figura V.6 – Variação do *footprint* de centrífugas a gás com a concentração de CO_2 para diferentes eficiências – configuração vertical.

De maneira comparativa, a estimativa da área horizontal ocupada pela unidade de adoçamento por centrífugas a gás pode ser feita a partir de equipamentos semelhantes, tais como baterias de hidrociclones e trocadores de calor de mesmo diâmetro. Para o caso de hidrociclones, podem ser encontradas dimensões (diâmetro e comprimento) que podem ser até o dobro das calculadas para as centrífugas a gás, refletindo no *footprint* destas unidades (SIEMENS, 2011). A Figura V.7 mostra um *skid* de hidrociclones para remoção de óleo da água, onde é possível observar suas dimensões, a partir do referencial da escada ao lado direito da foto.

Figura V.7 – *Skid* de hidrociclones (SIEMENS, 2011).

Em relação às ultracentrífugas para enriquecimento de urânio, foi tomada como base a Figura V.8, que mostra uma unidade instalada no Irã, onde é possível, a partir do referencial humano, estimar um diâmetro de 0,2 m e um comprimento de 2 m.

Figura V.8 – Unidade de ultracentrífugas para enriquecimento de urânio no Irã (AANDRIJFTECHNIEK, 2011).

Desta maneira, seriam necessários 0,03 m^2/ultracentrífuga para o caso de uma configuração vertical e 0,4 m^2/ultracentrífuga para horizontal. A área estimada por equipamento é inferior àquela calculada para as centrífugas a gás estudadas neste

trabalho, porém, em geral, o número total de equipamentos utilizados é muito superior ao encontrado, resultando em uma área total alocada muito maior.

A Figura V.9 mostra as instalações da Fábrica de Combustível Nuclear da INB em Resende (RJ), que possui, até o momento, 10 cascatas de ultracentrífugas (incluindo equipamentos em série e em paralelo), a partir da qual é possível notar a grande dimensão da mesma.

Figura V.9 – Fábrica de Combustível Nuclear da INB em Resende/RJ (INB, 2011).

V.1.12 Materiais

Em relação aos materiais de fabricação, em geral, utiliza-se aço inox em ambos os tipos de centrífugas. No entanto, são requeridos diferentes graus de resistência deste material devido às velocidades de rotação utilizadas em cada uma delas.

Desta maneira, foi definido o aço inox 304 como material de fabricação das centrífugas a gás estudadas, visto que este possui o mesmo grau de resistência mecânica do aço 316, porém com um custo mais acessível, além de possuir boa resistência contra corrosão (TELLES, 2003).

V.1.13 Comparação com as tecnologias clássicas

A Tabela V-6 resume os principais parâmetros técnicos que devem ser avaliados para uma melhor comparação entre as características de tecnologias clássicas e das centrífugas a gás para remoção de CO_2 de correntes de gás natural. É importante destacar que as informações contidas nesta tabela foram obtidas a partir de referências já citadas no Capítulo III.

Tabela V-6– Comparação técnica entre diferentes tecnologias para remoção de CO_2

Parâmetro avaliado	**Aminas**	**Membranas**	**Peneiras**	**Centrífugas**
Especificação de CO_2	Sim	Não	Sim	Sim
Eficiência	Alta	Baixa	Baixa	Baixa
Complexidade operacional	Alta	Baixa	Baixa	Moderada
Consumo energético	Alto	Baixo	Baixo	Baixo
Impactos ambientais	Sim	Não	Não	Não
Limite de CO_2 na alimentação	<10%	<70%	<10%	Não
Remoção de CO_2	<95%	>90%	>97%	>97%
Pressão da corrente de saída	Atm	> Atm	> Atm	> Atm
Necessidade de regeneração	Sim	Não	Sim	Não
Necessidade de pré-tratamento	Não	Sim	Não	Não
Footprint	Alto	Baixo	Moderado	Moderado
Tecnologia consolidada	Sim	Não	Não	Não

A partir da Tabela V-6, pode-se observar que as centrífugas a gás possuem vantagens técnicas competitivas em relação às demais tecnologias.

Em relação à tecnologia de absorção com aminas, a mais consolidada e utilizada atualmente para processos de adoçamento, o uso de centrífugas a gás para esta finalidade possui vantagens interessantes, tais como: menor complexidade operacional, menor consumo energético, possibilidade de operação com uma concentração ilimitada de CO_2 na corrente de alimentação, maior eficiência de remoção de CO_2 e menor *footprint*, além do fato de não causar impactos ambientais.

Estes resultados evidenciam que, apesar dos diversos desafios a serem enfrentados para a utilização de centrífugas a gás para a remoção de CO_2 do gás natural, esta tecnologia apresenta um grande potencial de ser utilizada, sendo tecnicamente viável.

V.2 AVALIAÇÃO ECONÔMICA – CENTRÍFUGAS A GÁS

Nesta seção serão apresentados os resultados obtidos neste trabalho no que diz respeito à avaliação econômicas das centrífugas a gás para remoção de CO_2 do gás natural em plataformas do pré-sal, segundo as premissas apresentadas nos capítulos anteriores.

V.2.1 Custos de investimento (CAPEX)

A partir das informações disponíveis para centrífugas convencionais, foi possível estimar os custos dos 16 cenários avaliados neste estudo, conforme apresentado no item V.1.10 e resumido na Equação V-4, a seguir. Observa-se que o valor de uma centrífuga com eficiência de 50% de separação foi estimado através da Figura IV.2 e da Figura IV.3 como sendo $ 154.500,00, equivalente a um diâmetro de 0,4 m.

$$Custo_{total} = n * Custo_{centrífuga_{50\%}} * 1{,}3^{10*(Eficiência - 50\%)} \qquad \text{(V-4)}$$

Onde,

n = número total de equipamentos

Eficiência = Eficiência (em %) das centrífugas avaliadas no cenário

A Tabela V-7 apresenta os resultados obtidos para cada um dos cenários avaliados, já levando em consideração os custos adicionais associados à necessidade de aquecimento na base da centrífuga, de vedação especial e de vácuo entre a carcaça e o rotor do equipamento, conforme discutido anteriormente.

Tabela V-7– Custos dos cenários estudados

Cenário	Número de equipamentos	Custo (MM $)
1	800	126,31
2	1600	252,62
3	2000	315,78
4	2000	315,78
5	800	164,04
6	1200	246,06
7	1600	328,08
8	1600	328,08
9	800	213,04
10	800	213,04
11	1200	319,56
12	1200	319,56
13	400	138,34
14	800	276,67
15	800	276,67
16	800	276,67

Naturalmente, este cálculo é aproximado, visto que foi considerada uma variação linear do custo dos diferentes cenários em relação à quantidade de centrífugas, o que não ocorre na realidade, já que quanto maior o número de equipamentos adquiridos, menor o seu custo final.

Como comparação em relação aos custos de ultracentrífugas para enriquecimento de urânio, Rothwell *et al.* (2008) estimou valores da ordem de MM $ 300 (em 2006 $) para uma nova unidade instalada no Brasil. Observa-se, portanto, que os valores calculados para as centrífugas a gás analisadas neste estudo estão variando na mesma ordem de grandeza das ultracentrífugas.

O gráfico apresentado na Figura V.10 evidencia a grande influência da eficiência de remoção e da concentração de CO_2 na alimentação nos custos de investimento dos diferentes cenários avaliados neste estudo. Pelo gráfico, observa-se um comportamento inverso em relação à corrente com 10% e 20% de CO_2 no gás natural, devido à

diferença dos custos dos equipamentos com as respectivas eficiências de separação e à quantidade necessária para o serviço. Além disso, nota-se que não há diferença entre os custos dos processos envolvendo correntes com 30% e 40% de CO_2 na alimentação, devido ao fato de a quantidade de centrífugas utilizadas ser exatamente a mesma em ambos os casos.

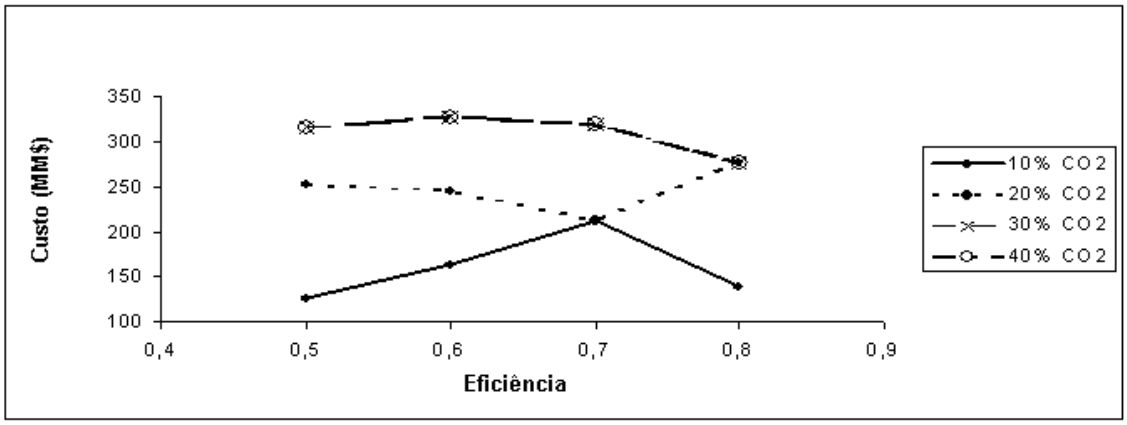

Figura V.10 – Custo da unidade de centrífugas em relação à eficiência de remoção de CO_2 para os diferentes cenários estudados.

Os gráficos apresentados na Figura V.11 e na Figura V.12 mostram, respectivamente, a variação dos custos de unidades de centrífugas em relação à pressão e à vazão de alimentação. A partir dos gráficos, é possível observar que os custos diminuem com o aumento da pressão de alimentação e aumentam com o aumento da vazão de alimentação. Estes comportamentos são justificados pela necessidade de um menor número de equipamentos em paralelo para o tratamento de uma maior pressão (devido à diminuição da vazão volumétrica a se tratada), ou uma maior quantidade de equipamentos para uma maior vazão.

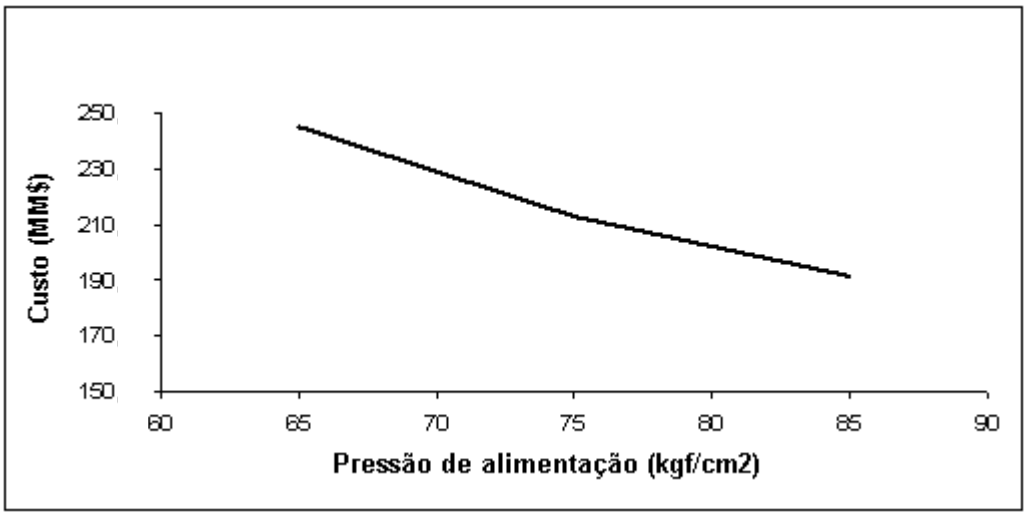

Figura V.11 – Custo da unidade de centrífugas em relação à pressão de alimentação para cenário 10

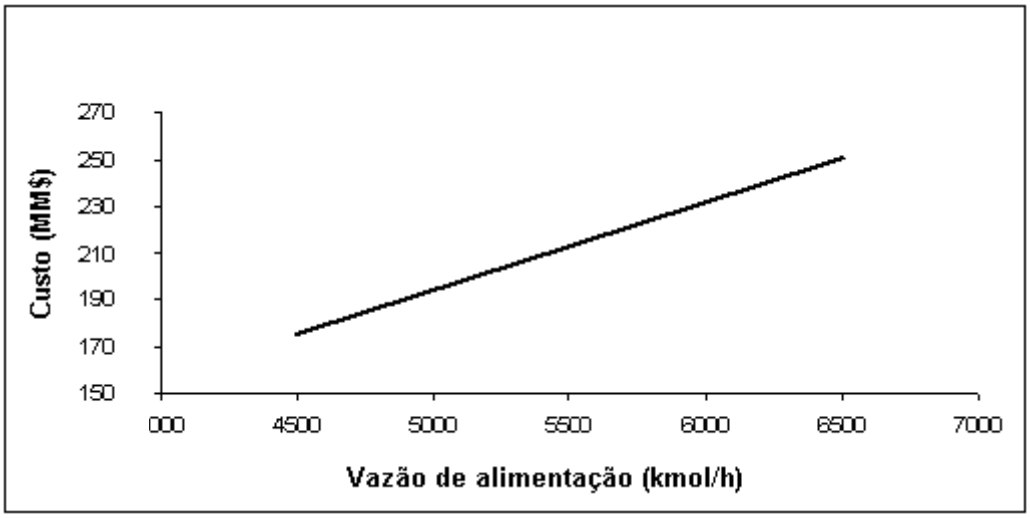

Figura V.12 – Custo da unidade de centrífugas em relação à vazão de alimentação para cenário 10

V.2.2 Custos de operação (OPEX)

Rothwell *et al.* (2008) estimou um custo operacional da ordem de MM $ 10 por ano para uma nova unidade de ultracentrífugas para enriquecimento de urânio instalada no Brasil com capacidade de 203 k SWU/ano para um custo de energia de $ 92/MWh (megawatt-hora). Observa-se que nestes custos estão considerados o consumo energético destes equipamentos e gastos com material e mão de obra.

De maneira conservativa, foi utilizado este mesmo valor para o consumo energético do conjunto de centrífugas a gás estudadas neste trabalho, visto que, de acordo com os níveis de velocidade, o consumo energético de ultracentrífugas de urânio seria muito maior, como apresentado.

Em relação ao destino do CO_2, segundo Greenpeace (2007), o seu armazenamento em reservatório *offshore* possui um custo adicional que pode chegar a USD 20,00/ton CO_2 armazenado. Para o cenário mais crítico estudado neste trabalho, os gastos chegariam a $ 350 bilhões após 20 anos.

Caso houvesse investimentos externos na tecnologia apresentada neste trabalho, seria possível a venda de créditos de carbono a outros países. Como dito anteriormente, a tecnologia de sequestro de carbono se tornaria economicamente viável com um mercado global de carbono com preços superiores a USD 30,00/ton CO_2eq (GREENPEACE, 2007).

Ressalta-se que para o projeto ser considerado como MDL deve ser garantido, entre outros requisitos, que não haja vazamentos ou riscos significativos ao meio ambiente ou à saúde, bem como que o local de armazenamento geológico cumpra todas as leis e regulamentos (UNFCC, 2012).

Considerando que apenas 10% do CO_2 removido pelas centrífugas a gás deixaria de ser lançado à atmosfera através desta tecnologia, o potencial de ganho chegaria a $ 50 bilhões após 20 anos.

V.2.3 Comparação com as tecnologias clássicas

Neste item serão expostos os custos (CAPEX e OPEX) de unidades de absorção com aminas e separação por membranas e, por fim, uma comparação entre estas tecnologias e as centrífugas a gás para remoção de CO_2 do gás natural, foco deste estudo.

V.2.3.1 Absorção com aminas

CAPEX

Os custos relacionados à aquisição de uma unidade de absorção com aminas foram obtidos a partir dos estudos realizados por Bhide *et al.* (1998), com valor de MM $ 19,21, considerando uma eficiência de 70% e 30% CO_2 na corrente de alimentação. Observa-se que o custo apresentado foi ajustado linearmente para a vazão considerada neste estudo para fins comparativos com as demais tecnologias.

OPEX

De acordo com Bhide *et al.* (1998), os custos operacionais de uma unidade de amina podem ser estimados em MM $ 9 por ano para a vazão estudada. Observa-se que nestes custos estão considerados os gastos com solvente, utilidades, eletricidade custo de mão de obra e manutenção.

A Figura V.13 mostra a variação dos custos operacionais de unidades de aminas em relação à eficiência de remoção de CO_2. Observa-se que, quanto maior a eficiência de remoção, menores são os custos operacionais associados ao processo, devido a uma menor necessidade de reposição do solvente, por exemplo.

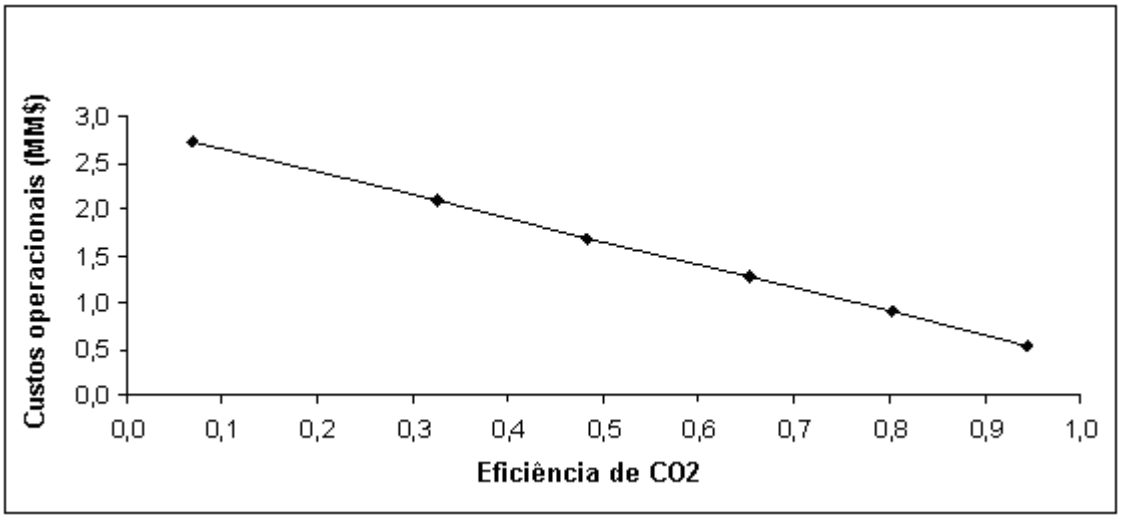

Figura V.13 – Custo de aminas em relação à eficiência de remoção de CO_2 (Adaptado de Bhide *et al.,* 1998).

V.2.3.2 Separação por membranas

CAPEX

Os resultados obtidos por Bhide *et al.* (1998) mostram que são necessários investimentos da ordem de MM $ 8,75 para a aquisição de uma unidade de membranas considerando uma eficiência de 70% e 30% CO_2 na corrente de alimentação. Observa-se que o custo apresentado foi ajustado para a vazão considerada neste estudo para fins comparativos com as demais tecnologias.

Ainda, segundo Loh *et al.* (2006), para uma unidade de membranas composta por PI (Poliamida) e uma recuperação de 90% do CO_2 seriam necessários 95.000 m^2 de membranas, sendo gastos $ 100/m^2 e gerando um custo total de MM $ 9,5 (desconsiderando-se os custos com reposição da membrana). Ressalta-se que esta unidade de membranas possui uma aplicação diferente da estudada neste trabalho, porém é possível observar que a estimativa apresentada é da mesma ordem de grandeza.

OPEX

Como visto anteriormente, a separação com membranas exige uma etapa de pré-tratamento para garantir que compostos indesejáveis sejam removidos. Além disso, a membrana possui uma vida útil pequena, sendo necessário trocá-la periodicamente, o que está associado a altos custos considerando um tempo total de operação elevado como o de uma plataforma. Segundo Rothwell *et al.* (2008), em 20 anos de operação, as membranas deveriam ser trocadas 7 vezes.

A Figura V.14 mostra a variação dos custos operacionais de unidades de membranas em relação à eficiência de remoção de CO_2. Nestes custos estão considerados os gastos com a membrana, utilidades, eletricidade custo de mão de obra e manutenção. Observa-se que, quanto maior a eficiência de remoção, maiores são os custos associados ao processo.

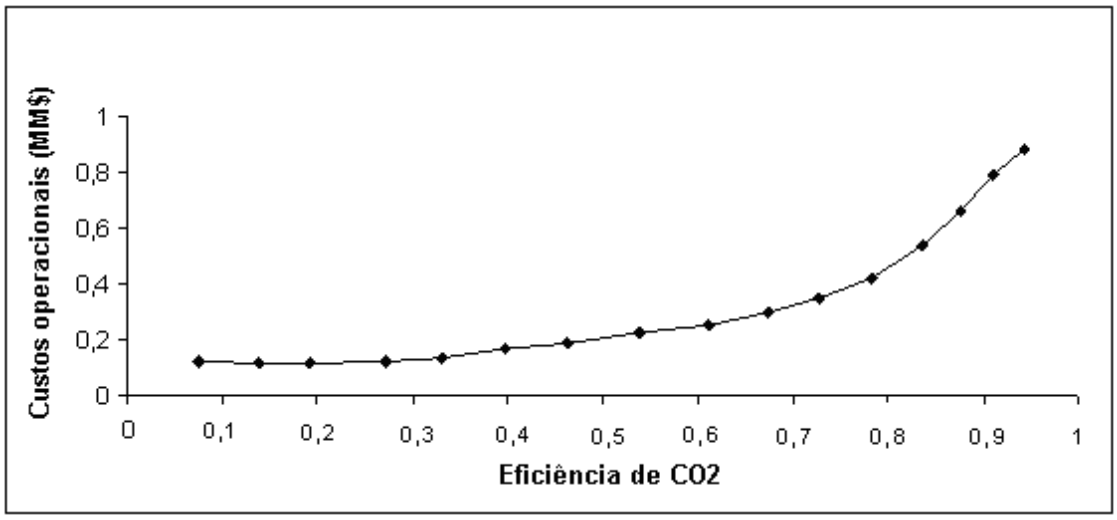

Figura V.14 – Custo de membranas em relação à eficiência de remoção de CO_2 (Adaptado Bhide *et al.,* 1998).

A Figura V.15 mostra a variação dos custos totais de separação de unidades de aminas e membranas em relação à vazão de alimentação. Os custos totais de separação englobam, além dos custos operacionais, custos relacionados a perdas de hidrocarbonetos. Observa-se que os custos são mais sensíveis no caso de aminas do que de membranas, onde o aumento da vazão de alimentação praticamente não os influencia.

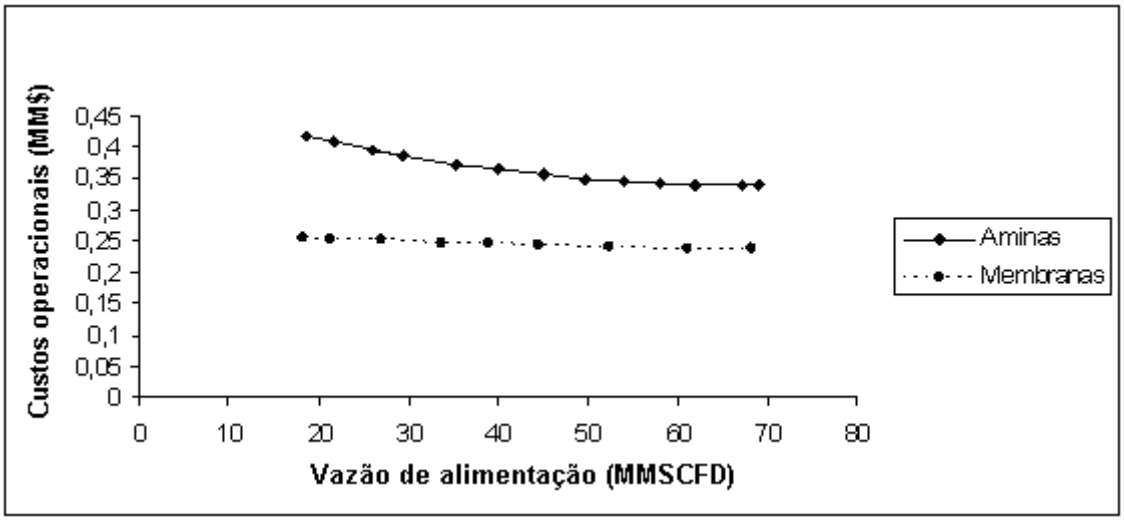

Figura V.15 – Custo de tecnologias clássicas em relação à vazão de alimentação (Adaptado de Bhide *et al.,* 1998).

A Figura V.16 mostra a variação dos custos de unidades de aminas e membranas em relação à pressão de alimentação. Observa-se que os custos de unidades de aminas aumentam com o aumento da pressão, enquanto que as membranas experimentam um comportamento inverso.

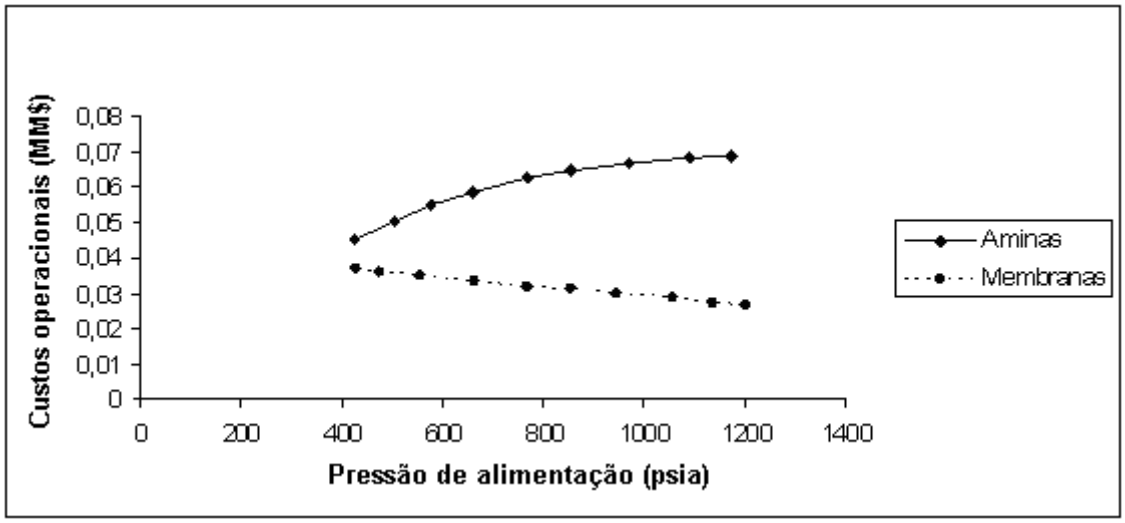

Figura V.16 – Custo de tecnologias clássicas em relação à pressão de alimentação (Adaptado de Bhide *et al.,* 1998).

A Figura V.17 mostra a variação dos custos de separação de unidades de aminas e membranas em relação à concentração de CO_2 de alimentação. Observa-se que os custos de unidades de aminas são mais sensíveis ao aumento da concentração de CO_2, enquanto que as membranas possuem um custo máximo, independente desta concentração.

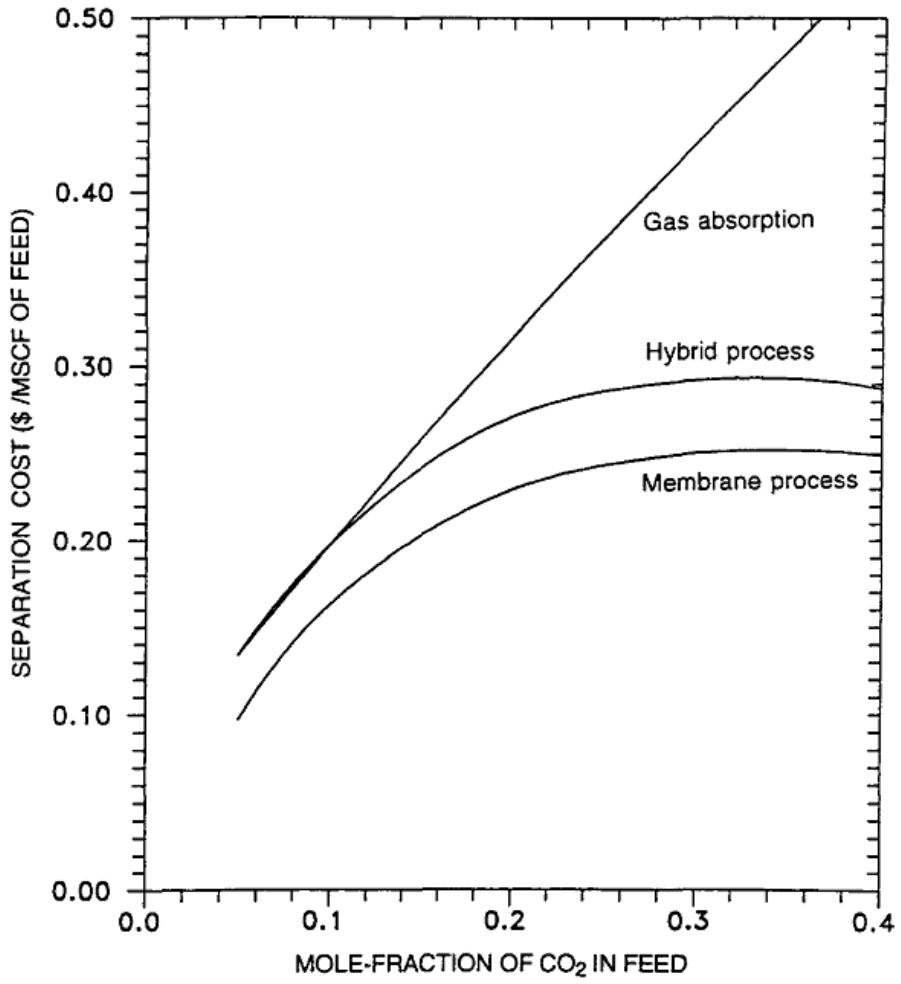

Figura V.17 – Custo de tecnologias clássicas em relação à concentração CO_2 na alimentação (BHIDE *ET AL.,* 1998).

Como dito anteriormente, de fato as membranas apresentam um menor consumo de energia, menor custo de manutenção e operacional (OPEX), quando comparado à absorção com solventes, conforme apresentado por Monteiro *et al.*,(2009).

V.2.3.3 Comparação entre tecnologias

Os gráficos expostos neste item têm o objetivo de apresentar uma comparação entre os custos de investimento (CAPEX) e de operação (OPEX) de centrífugas a gás para remoção de CO_2 de correntes de gás natural (estimadas nos itens anteriores) com as tecnologias clássicas já discutidas (absorção com aminas e membranas).

Cabe ressaltar que não foi realizada uma comparação econômica com as peneiras moleculares, devido à sua limitação em termos da concentração de CO_2 na corrente de alimentação. Como visto anteriormente, esta tecnologia não é capaz de tratar com alta eficiência e competitividade correntes de gás natural com quantidades superiores a 10% molar, limite inferior da faixa de concentrações considerada neste estudo.

CAPEX

Os resultados de custos de investimento (CAPEX) apresentados nos itens anteriores estão expostos na Tabela V-8 para uma corrente contendo 30% de CO_2 e equipamentos com 70% de eficiência.

Tabela V-8– Custos de investimentos das tecnologias estudadas

Tecnologia	CAPEX (MM $)
Aminas	20
Membranas	9
Centrífugas a gás	320

A partir dos resultados obtidos, observa-se que os custos de investimento associados à separação de CO_2 do gás natural para a condição especificada são 15 vezes superiores aos custos das tecnologias clássicas de tratamento. Este fato evidencia que ainda há restrições quanto à viabilidade econômica do uso de centrífugas a gás para o adoçamento do gás natural, apesar de ser tecnicamente viável.

Cabe ressaltar que os resultados apresentados referem-se apenas às faixas de eficiência consideradas no estudo, já que a eficiência real da centrífuga não foi calculada. Desta maneira, os custos de processos reais podem ser inferiores aos apresentados neste trabalho.

Além disso, é muito importante destacar que os resultados obtidos são referentes às faixas de concentração de CO_2 analisadas neste trabalho (10% a 40%). Como visto, o teor de CO_2 nos campos do pré-sal brasileiro possuem uma media nacional de 4%, sendo muito inferior aos considerados neste estudo, o que torna os resultados obtidos muito conservativos.

Contudo, é primordial evidenciar que a tecnologia de membranas ainda está em fase de desenvolvimento, como mencionado, podendo haver alterações significativas nos valores apresentados neste trabalho e alterar as conclusões obtidas até o momento.

As diferenças encontradas entre os valores calculados para as centrífugas a gás e as tecnologias clássicas consideradas estão, principalmente, relacionadas às altas velocidades necessárias para a separação, associadas a altos valores de pressão, necessidade de materiais especiais de fabricação, à necessidade de aquecimento na base da mesma e a sua configuração, devido à necessidade de utilização de diversos equipamentos em série e em paralelo.

Acredita-se que, no momento em que houver uma aplicação industrial de maior relevância para utilização de centrífugas a gás em processos diferentes dos clássicos - enriquecimento de urânio - os atuais fabricantes de centrífugas de gás poderão passar a oferecer seus produtos a mercados abertos.

Além disso, devido à grande diferença de massa molar entre os compostos envolvidos, será exigida uma centrífuga muito mais simples que aquela para a aplicação clássica e menos sujeita a restrições político/militares, como para o caso do pré-sal estudado neste trabalho.

Para tornar a tecnologia viável economicamente, os custos individuais de uma centrífuga necessitam ser de 6 a 10 vezes menores para as condições estudadas. Uma tentativa de redução dos custos encontrados está relacionada a melhorias nos materiais de fabricação de ultracentrífugas. De acordo com Global Security (2011), há grandes pesquisas nesta área, o que pode estar associado à redução de seus custos, tornando a tecnologia mais atrativa economicamente. Observa-se que, desde 1985, os custos dos materiais foram reduzidos em 4 vezes.

OPEX

Os resultados de custos operacionais (OPEX) apresentados nos itens V.2.2 e V.2.3 estão expostos na Tabela V-9.

Tabela V-9– Custos de operação das tecnologias estudadas

Tecnologia	OPEX (MM $/ano)
Aminas	9
Membranas	3
Centrífugas a gás	11

A partir dos resultados obtidos, observa-se que os custos operacionais associados à separação de CO_2 do gás natural para a condição especificada anteriormente são 25% superiores aos custos das tecnologias clássicas de tratamento.

No entanto, é muito importante ressaltar que foram utilizados custos operacionais de ultracentrífugas, que possuem um consumo energético muito superior às centrífugas estudadas neste trabalho.

Observa-se, ainda, que os custos referentes à disposição do CO_2 foram desconsiderados nesta comparação, visto que seriam praticamente os mesmos para as três tecnologias estudadas.

Entretanto, é importante ressaltar que os custos referentes à compressão do CO_2 necessária para seu transporte até o fundo do mar seriam diferenciados devido à condição de pressão em que cada corrente se encontra após a sua separação, indicando uma vantagem para as ultracentrífugas. Isto se deve ao fato de a corrente de CO_2 gerada pelas centrífugas a gás apresentar a maior pressão em relação às demais (principalmente em relação às membranas), necessitando, portanto, de um menor nível de compressão, o que está diretamente relacionado com os custos de operação. Em geral, os custos de compressão, são os mais elevados dentre os processos necessários em plataformas.

V.3 LIMITAÇÕES DO TRABALHO

É importante ressaltar que, para o desenvolvimento deste estudo, foram adotadas algumas premissas que podem, eventualmente, comprometer quantitativamente os resultados obtidos. Entretanto, acredita-se que as principais conclusões não seriam alteradas de maneira significativa. A seguir estão resumidas as considerações realizadas:

- Gás natural composto apenas por metano e CO_2;

- Custos de centrífugas a gás estimados a partir de centrífugas convencionais;

- Extrapolação linear de custos das tecnologias clássicas de acordo com a quantidade de equipamentos;

- Fator de 10% sobre o *footprint* para a estimativa de tubulações e espaços entre as centrífugas;

- Fator de 2% sobre os resultados encontrados para consideração de custos adicionais às centrífugas convencionais;

- Faixa de eficiências, não tendo sido realizado o cálculo da eficiência real da centrífuga, que pode ser, por exemplo, maior do que os valores considerados;

- Variação do custo com a eficiência das centrífugas por um fator de 30%;

Capítulo VI – CONCLUSÃO

Nesta dissertação foi realizada uma avaliação técnico-econômica de centrífugas a gás para remoção de CO_2 de correntes de gás natural em plataformas do pré-sal. Par tal, foram definidas condições típicas encontradas neste tipo de processo e foram avaliados diferentes cenários, segundo as premissas apresentadas. Os resultados obtidos foram comparados aos de tecnologias clássicas, como absorção por aminas e separação com membranas.

A alternativa estudada mostrou-se viável tecnicamente, visto que é capaz de remover o CO_2 do gás natural, especificando-o dentro das normas definidas pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP).

Há restrições quanto a sua viabilidade econômica face à grande quantidade de centrífugas a gás necessária para a realização do serviço proposto, o que torna o custo bastante elevado para as eficiências de separação avaliadas; sendo seu CAPEX 15 vezes superior ao de unidades de aminas e seu OPEX 25% maior.

Vale à pena destacar que, caso os custos das centrífugas para uma eficiência de 80% de separação de uma corrente de 10% de CO_2 fossem iguais aos custos de equipamentos com eficiência de 50% (ou seja, sem a consideração do fator de 30%), o CAPEX relacionado a este cenário seria apenas 4 vezes superior ao de unidades de aminas.

As diferenças encontradas entre os custos calculados para as centrífugas a gás e as tecnologias clássicas consideradas estão, principalmente, relacionadas às altas velocidades necessárias para a separação, associadas a altos valores de pressão, necessidade de materiais especiais de fabricação, à necessidade de aquecimento na base da mesma e a sua configuração, devido à necessidade de utilização de diversos equipamentos em série e em paralelo.

Acredita-se que, no momento em que houver uma aplicação industrial de maior relevância para utilização de centrífugas a gás em processos diferentes dos clássicos - enriquecimento de urânio - os atuais fabricantes de centrífugas de gás poderão passar a

oferecer seus produtos a mercados abertos. Devido à grande diferença de massa molar entre os compostos envolvidos, será exigida uma centrífuga muito mais simples que aquela para a aplicação clássica e menos sujeita a restrições político/militares, como para o caso do pré-sal estudado neste trabalho.

Uma alternativa de redução dos custos operacionais de centrífugas a gás refere-se à geração do fluxo contra-corrente. Este fluxo pode ser realizado mecanicamente por meio de pás e defletores, o que poderia acarretar em um menor custo operacional quando comparado ao aquecimento na base destes equipamentos.

VI.1 PROPOSTAS PARA A CONTINUAÇÃO DO TRABALHO

Como proposta para a continuação do trabalho aqui exposto, sugere-se que seja realizada uma avaliação de uma configuração do tipo cascata mais elaborada, a partir de uma otimização do número de equipamentos utilizados. Desta maneira, será possível reduzir o número de equipamentos utilizados, o que está diretamente relacionada ao custo.

Além disso, sugere-se que seja desenvolvido o cálculo do OPEX para a unidade de ultracentrífugas estudada, bem como os custos de reinjeção do CO_2, que são fatores que poderão tornar economicamente viável a tecnologia estudada.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Aisen, E., Borisevich, V., Levin, E., Popov, G., Tikhomirov, A., Yupatov, S. (1996), Study of isotope separation of some chemical elements in a gas centrifuge, Nuclear Instruments and Methods in Physics Research A, 374, p. 127 – 131.

Aisen, E., Borisevich, V., Potapov, D., Rudnev, A., Sulaberidze, G., Tikhomirov, A. (1998), Computing experiments for study of cadmium isotope separation by gas centrifuges, Nuclear Instruments and Methods in Physics Research A, 417, p. 428 – 433.

Amaral, R. (2009), Remoção de CO_2 e H_2S do gás natural por contactores com membranas, Dissertação de Mestrado, COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

Amin, R., Jackson, A., Kennaird, T. (2005), MicroCell Technology:A novel CO_2 capture and separation process, Greenhouse gas control technologies.

An, H., Feng, B., Su, S. (2010), CO_2 capture by electrothermal swing adsorption with activated carbon fibre materials, International Journal of Greenhouse Gas Control.

Andrade, D., Bastos J. (1998), Thermal hydrodynamical analysis of a countercurrent Gas centrifuge, Ann. Nuclear Energy, 11, p. 859-888.

Bhide, B., Voskericyan, A., Stern, S. (1998), Hybrid processes for the removal of acid gases from natural gas, Journal of Membrane Science, 140, p. 27 - 49.

Borisevich,V., Morozov, O., Zaozerskiy, Y., Shmelev, G., Shipilov,Y. (2000), On the enrichment of low-abundant isotopes of light chemical elements by gas centrifuges, Nuclear Instruments and Methods in Physics Research, A 450, p. 515 – 521.

Brouwers, B. (1996), Rotational Particle Separator: A new method for separating fine particles and mists from gases, Chemical Engineering Technology, 19, p. 1 - 10.

Cabrera-Palmer, B., Rothwell, G. (2008), Why is Brazil enriching uranium?, Energy Policy, 36, p. 2570-2577.

Castier, M., Tavares, F. (2004), Centrifugation Equilibrium of Natural Gas.

CECA Arkema Group (2009), The Adsorption Gazette - Product Brochure.

Centro de Gestão e Estudos Estratégicos - CGEE (2010), Estudo da Cadeia de Suprimento do Programa Nuclear Brasileiro – Relatório Parcial.

Chesf (2011), Energia no País é uma das mais caras do mundo, acessado no sítio http://www.chesf.gov.br em 23/12/2011.

Choppin, G., Liljenzin, J., Rydberg, J. (2002), Radiochemistry and Nuclear Chemistry, 3ª edição.

Coelho, A., Maciel, M., Torres, E. (2007), Simulação e otimização dos processos de adoçamento e desidratação do gás natural e de refinaria, Dissertação de Mestrado, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, São Paulo.

Costa, L., Medronho, R., Castier, M. (2005), Estudo sobre centrífugas para enriquecimento de gás natural, Projeto Final de Curso, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

Delbeke, J., Eklund, G., Esch, B., Janssens-Maenhout, G., Janssens, W. (2010), Verifying the spin of centrifuges, Energy, 35, p. 3123-3130.

Diário da República (2001), Diário da República de Portugal, Número 79, I-A Série, Portugal.

Ebenezer, S. (2005), Optimization of Amine Base CO_2 Removal Process, Institute of Petroleum Technology Norwegian University of Science and Technology.

Filho, J. (2009), Processamento Primário de Fluidos (óleo, gás, água) – Fundamentos. Salvador.

Folha Online (2009), Entenda o que é a camada pré-sal, publicado no sítio http://www1.folha.uol.com.br em 31/08/2009.

Folha Online (2009), Petrolífera Repsol anuncia nova descoberta de petróleo e gás no Brasil, publicado no sítio http://www1.folha.uol.com.br em 15/09/2009.

Everett, G., Lucas, K., Saar, R. (1998), An Operational Comparison of DEA Versus Formulated High Performance Selective Amine Technology – Presented in CGPA/CGPSA Third Quarterly Meeting, Calgary, Alberta – DOW.

Global Security (2011), acessado no sítio http://www.globalsecurity.org/wmd/intro/u-centrifuge.htm em 19/12/11.

Golombok, M., Bil, K. (2005), Removal of CO2 from a Gas Stream Using an Experimental Centrifuge - Ind. Eng. Chem. Res. 2005, 44, p. 4721 – 4725.

Golombok, M., Chewter, L. (2004), Centrifugal Separation for Cleaning Well Gas Streams - Ind. Eng. Chem. Res. 2004, 43, p. 1734 – 1739.

Golombok, M., Morley, C. (2004), Thermodynamic factors governing centrifugal separation of natural gas – Chemical Engineering Research and Design, 82 (A4), p. 513 – 516.

Greenpeace (2007), Sequestro e Armazenamento de Carbono, publicado no sítio http://www.greenpeace.org em 26/04/2007.

Guild Associates Inc. (2010), Molecular Gate Systems – Product Brochure – Dublin.

Hemfort, H. (1984), Separators – Centrifuges for clarification, separation and extraction processes, Westfalia Separator AG, Germany.

Ho, M., Allinson, G., Willey, D. (2006), Comparison of CO2 separation options for geo-sequestration: are membrane competitive?, Desalination 192, p. 288-295.

IAEA (2009), Nuclear Fuel Cycle - Information System: A Directory of Nuclear Fuel Cycle Facilities, Report No. IAEA-TECDOC-1613, IAEA - International Atomic Energy Agency, Viena.

Industrial Engineering Technologies – IET (2011), acessado no sítio http://www.ietng.com em 20/01/11.

Indústrias Nucleares do Brasil - INB (2011), acessado no sítio http://www.inb.gov.br em 24/03/11.

Intergovernmental Panel on Climate Change - IPCC (2005), IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage, Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA.

Jaud, P., Gros-Bonnivard, R., Kanniche, M., Amantini, E., Manai, T., Bouallou, C., Descamps, C. (2005), Technico-economic feasibility study of CO_2 capture, transport and geo-sequestration: A case study for France, Greenhouse Gas Control Technologies, Volume I, p. 177 - 1856.

Kemp, R. (2009), Gas centrifuge theory and development: a review of U.S. programs, Science and Global Security, 17, p. 1-19.

Kohl, A., Riesenfeld, F. (1985), Gas Purification. Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 4th Edition.

Lima, P. (2008), Os desafios, os impactos e a gestão da exploração do pré-sal, Biblioteca Digital da Câmara dos Deputados, acessado no sítio https://bd.camara.gov.br em 30/05/2011.

Lu, D., Hughes, R., Anthony, E. (2008), Ca-based sorbent looping combustion for CO_2 capture in pilot-scale dual fluidized beds, CANMET Energy Technology Centre, Ottawa, Canadá.

Loh, H., Lyons, J., White, C. (2002), Process Equipment Cost Estimation Final Report, U. S. Department of Energy.

Maioli, G., Guruchaga, G., Raventos, M. (2002), Guias para el diseño, operación y mantenimiento de plantas de tratamiento com amina – Tartagal – Salta – Argentina.

Matche (2011), acessado no sítio http://www.matche.com/EquipCost/Centrifuge.htm em 18/12/11.

Medronho, R. (2003), Solid-liquid separation. In: Mattiasson B, Hatti-Kaul R (eds) Isolation and purification of proteins. Marcel Dekker Inc., New York, p. 131–190.

Metz, B., Davidson, O., Bosch, P., Dave, R., Meyer, L. (eds) (2007), Contribution of Working Group III to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC), Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA.

Migliavacca, S., Rodrigues, C. (1999), Modelagem do comportamento separativo de ultracentrífugas via rede neural, Tese de Doutorado, IPEN, Universidade de São Paulo.

Ministério da Ciência e Tecnologia - MCT (2011), Status atual de projeto no âmbito do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) no Brasil e no mundo, acessado no sítio https://www.mct.gov.br em 27/06/11.

Ministério de Minas e Energia - MME (2009), Perguntas mais frequentes sobre o marco regulatório do Pré-Sal.

Monteiro, J., Araújo, O., Medeiros, J. (2009), Um estudo sobre alternativas de sequestro de carbono: modelos, métricas e otimalidade. Dissertação de Mestrado, COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

O Estado de S. Paulo (2008), Brasil desenvolve supermáquina de enriquecer urânio, Publicado em 27/07/2008 por Roberto Godoy – Estado de S. Paulo no sítio http://brasiliano.wordpress.com.

O Estado de S. Paulo (2010), Energia nuclear, meio ambiente e soberania, publicado em 26/05/2010 por Samuel Pinheiro Guimarães no sítio http://www.estadao.com.br.

Omnes, P. (2007), Numerical and physical comparisons of two models of a gas centrifuge, Computer & Fluids 36, p. 1028 – 1039.

Petrex (2011), acessado no sítio http://www.petrex.com em 20/01/11.

Peters, M., Timmerhaus, K., West, R. (2003), Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Mc Graw Hill, 5ª edição.

Petrobras (2010), Agência Petrobrás de Notícias, acessado no sítio http://www.agenciapetrobrasdenoticias.com.br em 20/01/11.

Petrobras (2010), Relatório de Sustentabilidade 2010, acessado no sítio http://www.petrobras.com.br em 14/07/2011.

Reay, D., Ramshaw, C., Harvey, A. (2008), Process Intensification - Engineering for Efficiency, Sustainability and Flexibility, Elsevier.

Rothwell, G., Braum, C. (2008), The cost structure of international uranium enrichment service supply, International Uranium Service Supply, Science & Global Security.

Silva, P., Serejo, N. (2011), Processo de beneficiamento do urânio visando a produção de energia elétrica. Monografia, Universidade Estadual do Ceará, Fortaleza.

Telles, S. (2003), Materiais para Equipamentos de Processo, Editora Interciência, Rio de Janeiro, 6ª edição.

Thomas, J. (2001), Fundamentos de Engenharia de Petróleo. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2ª edição.

Turton, R., Bailie, R., Whiting, W., Shaeiwitz, J. (1998), Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process, 3ª edição, Prentice Hall.

United Nations Framework Convention on Climate Change - UNFCC (2012), acessado no sítio http://unfccc.int em 11/01/2012.

Upson, P., Baker, S. (1996), Expansion by the introduction of new technology in a market characterized by overcapacity - The success of Urenco centrifuge technology, Nuclear Engineering and Design, 166, p. 9 – 16.

UOP LLC, a Honeywell Company (2006), MOLSIV™ Molecular Sieves, acessado no sítio http://www.uop.com em 21/01/2011.

Wissen, R., Golombok, M., Brouwers, J. (2005), Separation of carbon dioxide and methane in continuous countercurrent gas centrifuges, Chemical Engineering Journal, p. 4397 - 4407.

Yan, X., Zhang, L., Zhang, Y., Qiao, K., Yan, Z., Komarneni, S. (2010), Amine-modified mesocellular silica foams for CO_2 capture, Chemical Engineering Journal.