



Análise de Alternativas de Separação para a Remoção de CO₂ de Gás Natural no Contexto do Pólo Pré-sal

Cristina Simão Bleser

Gilner Augusto Salgueiro Garcez

Leonardo Adriano Gomes Ramalho

Projeto de Final de Curso

Orientadores:

José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Ofélia de Queiroz F. Araujo, Ph.D.

Andressa Nakao, M.Sc.

Dezembro de 2011

Análise de Alternativas de Separação para a Remoção de CO₂ de Gás Natural no Contexto do Pólo Pré-sal

Cristina Simão Bleser

Gilner Augusto Salgueiro Garcez

Leonardo Adriano Gomes Ramalho

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente do Programa Escola de Química, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenharia Química.
Aprovado por:

Carlos André Vaz Junior, D.Sc.

Dárley Carrijo de Melo, Eng. Químico

Maira Carnaval Barbosa, M.Sc

Orientado por:

José Luiz de Medeiros, D. Sc

Ofélia de Queiroz F. Araújo, Ph. D

Andressa Nakao, M.Sc

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Dezembro 2011

Agradecimentos

Cristina Simão Bleser

Agradeço primeiramente à minha família: meus primos, tios e minha avó Regina Simão, que são a base de quem sou; Camila, por ser minha melhor amiga para sempre; Pedro, o maior amor da minha vida; Luna, minha irmã querida; meu pai Paulo, sempre preocupado e atencioso comigo; Val, por todo o carinho; Achete, um outro pai que a vida me deu, obrigada por todas as nossas conversas sempre produtivas; e, especialmente, à minha mãe Renata, meu maior exemplo e conselheira, sempre presente e crítica. Suas opiniões e conselhos são muito importantes pra mim.

Agradeço aos irmãos que escolhi: Ana Helena, Thatiane Campello, Daniele Bolsas, Juliana Almeida, Lívia Corrêa, Gabriel Gonçalves, Pedro Magalhães, Bruno Lo Bianco e Antonio Pedro.

Às para sempre amigas Regina Alves, Júlia Mello, Fernanda Maria, Luisa Carvalho, Tricie Kobylo, Marcela Bohn, Micaela Santos e Silvia Daou.

Aos amigos Leonardo Ramalho, Gilner Garcez, Eduardo Palmieri, Vinícius Magalhães, Mylene Fernandes, Gean Rocha, Rafael Dias, Leonardo Aguiar e Rodrigo Bastos, por terem tornado a faculdade um lugar sempre mais agradável de estar. Adoro vocês.

Agradeço ao Engenheiro Carlos Tadeu por todos os ensinamentos nesse período do estágio.

Agradeço à instituição Universidade Federal do Rio de Janeiro pela oportunidade de intercâmbio acadêmico na cidade de Porto, Portugal, que foi de fundamental importância para o meu desenvolvimento, tanto como pessoa como profissional.

Gilner Augusto Salgueiro Garcez

Agradeço ao meu amigo do peito Leonardo Ramalho que me ajudou muito na graduação e que compartilhou comigo momentos felizes durante os últimos anos.

Em especial ao apoio da minha querida avó Júlia em todos os momentos da minha vida, assim como aos ensinamentos e apoio do meu falecido avô Élio.

A minha noiva, Tamiris, pela compreensão e força que me deu e dá, ainda que eu esteja ausente.

Leonardo Adriano Gomes Ramalho

Agradeço, primeiramente à minha família, pai, mãe, avó e irmão, que me deu todo o apoio e suporte ao longo da minha vida nos momentos difíceis e foram a base para o meu desenvolvimento tanto como pessoa quanto como profissional.

Apresento, aqui, a minha sincera gratidão ao amigo-irmão Gilner Garcez que esteve sempre comigo nesta árdua caminhada acadêmica e nos momentos difíceis e felizes que vivi, prestando total apoio em cada dificuldade e cada obstáculo que tive que transpor.

Agradeço à Universidade Federal do Rio de Janeiro a oportunidade de intercâmbio acadêmico na cidade de Budapeste, Hungria, que foi de fundamental importância para o meu desenvolvimento como pessoa e profissionalmente.

Agradeço à querida amiga Cristina Bleser pelo convívio ao longo desses anos e pela atenção para comigo em todas as nossas conversas e conselhos dados por ela.

Agradeço aos professores Ricardo Medronho e Leda Castilho pela orientação no início do curso de Engenharia Química e pela oportunidade de trabalhar em seus grupos de pesquisa, o que contribuiu com muita experiência para os meus conhecimentos e expandiu os meus horizontes de perspectivas de carreira na época.

Agradecimentos em comum

Ao Prof. Dr. José Luiz Medeiros, por todo suporte intelectual prestado para a realização deste trabalho e pela paciência para esclarecer as dúvidas que surgiram na base teórica do projeto.

À Prof. Dr. Ofélia de Queiroz Araújo, pela contribuição na organização das ideias a respeito do tema abordado neste trabalho, por todo o suporte na fase de aprendizado e no desenvolvimento das simulações no programa computacional UNISIN Design e pela pronta paciência e disponibilidade para nos atender e esclarecer nossas dúvidas sejam elas quais foram.

À engenheira Andressa Nakao, por toda a ajuda e suporte na realização do projeto.

À Universidade Federal do Rio de Janeiro pela concessão da oportunidade de um ensino de qualidade e toda a infraestrutura necessária para um bom aproveitamento do curso de engenharia química.

Finalmente, somos gratos a todos os amigos de curso que compartilharam conosco experiências e conhecimentos para que pudéssemos vencer cada etapa do processo acadêmico, inclusive àqueles que contribuíram de forma direta ou indiretamente para a realização deste trabalho.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenharia Química.

Análise de Alternativas de Separação para a Remoção de CO₂ de Gás Natural no Contexto do Pólo Pré-sal

Cristina Simão Bleser (cristinab@poli.ufrj.br)

Gilner Augusto Salgueiro Garcez (gilner_augusto@hotmail.com)

Leonardo Adriano Gomes Ramalho (leonardogomesramalho@gmail.com)

Dezembro, 2011

Orientadores:

Ofélia de Queiroz F. Araújo, Ph D

José Luiz de Medeiros. D Sc

Andressa Nakao, MSc

O gás natural é considerado uma das fontes de energias mais promissoras da atualidade devido ao seu menor impacto ambiental em relação a outros combustíveis fósseis e a sua grande disponibilidade de reservas em território brasileiro.

Com as recentes descobertas no pólo do pré-sal, cujas reservas apresentam grandes quantidades de gás natural associado, faz-se necessário um estudo mais aprofundado da possibilidade de processá-lo em ambiente *offshore*, pois a sua localização em zonas remotas (a grandes distâncias do continente e em profundidades que podem chegar a 6000 m), eleva o respectivo custo de exploração, podendo inviabilizá-lo economicamente.

É de relevância no contexto do trabalho, o fato de o gás natural contido nas reservas do pré-sal possuir altos teores de CO₂ que podem chegar a 20%, os quais devem ser reduzidos, para atender à especificação de teor máximo de 3% (fração molar), conforme regulamentado pela Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis - ANP. Além disso, o teor de CO₂ deve ser baixo devido a problemas ambientais causados por sua emissão, redução do poder calorífico do gás na sua queima, ocorrência de corrosão nas tubulações e obstrução devido à formação de hidratos.

O presente trabalho dedica-se à avaliação técnica e econômica de alternativas tecnológicas de separação do CO₂ do gás natural, para que se possa selecionar as que possuem melhores desempenhos econômicos e compará-los entre si. Os processos abordados referem-se a (i) remoção de CO₂ por membranas seletivas, (ii) colunas de absorção com soluções aquosas de etanolaminas, e (iii) configurações híbridas constituídas de membranas e sistema de absorção com aminas.

Sumário

1.	INTRODUÇÃO	1
1.1.	O Gás Natural como combustível estratégico no contexto econômico atual:	1
1.2.	Gás Natural na Malásia	3
1.3.	Importância do processamento de gás natural e separação de CO ₂ para o pólo do pré-sal:.....	7
1.4.	Opções de transporte do Gás Natural proveniente de exploração <i>off-shore</i>	12
1.5.	Objetivo deste trabalho:	22
2.	Estado da Arte de Processos de Tratamento de Gás natural.....	24
2.1.	Saturação.....	25
2.2.	Desidratação	25
2.3.	Remoção de Gases Ácidos (Adoçamento).....	26
2.3.1.	Dessulfurização	28
2.3.2.	Remoção de CO ₂	28
2.4.	Compressão e Reinjeção de CO ₂ no reservatório de petróleo do pré-sal.....	29
2.5.	Separação de CO ₂ com Membranas	30
2.6.	Separação de CO ₂ com Aminas.....	33
2.7.	Remoção de CO ₂ com processo híbrido: separação com membrana conjugada a absorção por aminas	36
3.	Premissas para o Desenvolvimento do Estudo síntese de Fluxogramas de Processo e Dimensionamento de Equipamentos.....	36
	Este Capítulo descreve os aspectos relevantes que nortearam as tomadas de decisão na síntese dos fluxogramas de processo simulados, dimensionamento dos equipamentos e análise econômica.	36
3.1.	Premissas de Processo	37
3.2.	Procedimentos de Simulação	39
3.3.	Premissas para o dimensionamento dos equipamentos	39
3.4.	SIMULAÇÃO DE REMOÇÃO DE CO ₂ DO GÁS NATURAL NO CONTEXTO DO PÓLO PRÉ-SAL 44	
3.5.	Simulação da Carga de Gás Natural e Adequação <i>Upstream</i> do Gás Natural	48
	Os fluxogramas apresentados nas Figura 32 a Figura 34 são alimentados por corrente de gás natural submetida ao processamento upstream mostrado na Figura 28.	48
	48
3.5.1.	Saturação.....	48

3.5.2.	Condicionamento do Gás Natural Saturado	51
3.5.3.	Desidratação do Gás Natural Saturado e Comprimido	52
3.5.4.	Remoção de H ₂ S do Gás Natural Saturado, comprimido e desidratado	53
3.5.5.	Remoção de CO ₂ da corrente de gás natural adequado	53
3.5.6.	Remoção de CO ₂ com membrana	59
3.5.7.	Remoção de CO ₂ com membrana e amina conjugadas	59
3.5.8.	Condicionamento da corrente de CO ₂ e Injeção	61
3.6.	Dimensionamento dos Equipamentos:	61
3.6.1.	Remoção de CO ₂ com membrana	61
3.6.2.	Absorção Química com MEA	62
3.6.3.	Absorção Química com DEA	64
3.6.4.	Absorção Química com MDEA	68
3.6.4.1.	Pressão de Operação da Regeneradora de 1,0 bar	68
3.6.5.	Remoção de CO ₂ com membrana e amina	73
4.	Análise Econômica	86
4.1.	Premissas para a análise econômica com o “software” CAPCOST	86
4.2.	CAPCOST	88
4.3.	Resultados dos Parâmetros Econômicos para Cada Processo	92
5.	Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros	100
Apêndice – 1: Análise Econômica		105
A.1.	Remoção de CO ₂ com membrana	105
A.2.	Absorção Química com MEA	106
A.4.	Absorção Química com MDEA	112
A.4.1.	Pressão de Operação da Regeneradora de 1,0 bar	112
A.5.	Remoção de CO ₂ com membrana e amina	117
Referências		122

Índice de Tabelas:

Tabela 1: Reservas provadas de gás natural entre 2001 e 2010.....	6
Tabela 2: Especificação do gás natural comercial segundo a RESOLUÇÃO ANP Nº 16, DE 17.6.2008.....	9
Tabela 3: Principais processos usados para o tratamento de gás natural.....	27
Tabela 4: Coeficientes Globais de Transferência de Calor de acordo com a pressão máxima de operação da corrente gasosa	40
Tabela 6: quedas de pressões por unidade de comprimento do recheio.....	42
Tabela 7: Valores para HETP de acordo com o tamanho do recheio.....	42
Tabela 8: Composição do gás natural antes e após saturação.	49
Tabela 9: Composição do gás natural saturado, comprimido, desidratado e dessulfurizado.	54
Tabela 10: Resultados de dimensionamento para compressores (membrana).	61
Tabela 11: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (membrana).....	61
Tabela 12: Resultados de dimensionamento para bombas (membrana).....	62
Tabela 13: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (membrana).	62
Tabela 14: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (membrana).	62
Tabela 15: Resultados de dimensionamento para membrana (membrana).....	62
Tabela 16: Resultados de dimensionamento para compressores (MEA-1,5 bar).....	62
Tabela 17: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (MEA-1,5 bar). ..	63
Tabela 18: Resultados de dimensionamento para bombas (MEA-1,5 bar).	63
Tabela 19: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (MEA-1,5 bar).....	63
Tabela 20: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (MEA-1,5 bar).	63
Tabela 21: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (MEA-1,5 bar).	64
Tabela 22: Resultados de dimensionamento para compressores (DEA-1,0 bar).....	64
Tabela 23: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (DEA-1,0 bar). ...	64
Tabela 24: Resultados de dimensionamento para bombas (DEA-1,0 bar).	64
Tabela 25: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (DEA-1,0 bar).....	65
Tabela 26: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA-1,0 bar).	65
Tabela 27: Resultados de dimensionamento para vasos (DEA-1,0 bar).	65
Tabela 28: Resultados de dimensionamento para compressores (DEA – 1,5 bar).	65
Tabela 29: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (DEA – 1,5 bar)..	66
Tabela 30: Resultados de dimensionamento para bombas (DEA – 1,5 bar).....	66
Tabela 31: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (DEA – 1,5 bar).	66
Tabela 32: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA – 1,5bar).	66
Tabela 33: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (DEA – 1,5 bar).	67
Tabela 34: Resultados de dimensionamento para compressores (DEA – 2,0 bar).	67
Tabela 35: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (DEA – 2,0 bar)..	67
Tabela 36: Resultados de dimensionamento para bombas (DEA – 2,0 bar).....	67
Tabela 37: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (DEA – 2,0 bar).	68
Tabela 38: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA – 2,0bar).	68

Tabela 39: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (DEA – 2,0 bar).	68
Tabela 40: Resultados de dimensionamento para compressores (MDEA – 1,0 bar).....	69
Tabela 41: Resultados de dimensionamento para motores compressores (MDEA – 1,0 bar) ..	69
Tabela 42: Resultados de dimensionamento para bombas (MDEA – 1,0 bar).	69
Tabela 43: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA – 1,0 bar).....	69
Tabela 44: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA – 1,0 bar).	70
Tabela 45: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (MDEA – 1,0 bar).....	70
Tabela 46: Resultados de dimensionamento para compressores (MDEA – 1,5 bar).....	70
Tabela 47: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (MDEA – 1,5 bar).	70
Tabela 48: Resultados de dimensionamento para bombas (MDEA – 1,5 bar).	71
Tabela 49: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA – 1,5 bar).....	71
Tabela 50: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA–1,5 bar).....	71
Tabela 51: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (MDEA–1,5 bar).....	71
Tabela 52: Resultados de dimensionamento para compressores (MDEA–2,0 bar).	72
Tabela 53: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (MDEA–2,0 bar).72	72
Tabela 54: Resultados de dimensionamento para bombas (MDEA–2,0 bar).	72
Tabela 55: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA–2,0 bar).....	72
Tabela 56: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA–2,0 bar).....	73
Tabela 57: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (MDEA–2,0 bar).....	73
Tabela 58: Resultados de dimensionamento para compressores (Híbrido-MEA-1,5bar).	73
Tabela 59: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-MEA-1,5bar).....	73
Tabela 60: Resultados de dimensionamento para bombas (Híbrido-MEA-1,5bar).....	74
Tabela 61: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-MEA-1,5bar)..	74
Tabela 62: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (Híbrido-MEA-1,5bar).....	74
Tabela 63: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-MEA-1,5bar)..	74
Tabela 64: Resultados de dimensionamento para membrana (Híbrido-MEA-1,5bar).	75
Tabela 65: Resultados de dimensionamento para compressores (Híbrido-DEA-1,0bar).	75
Tabela 66: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-DEA-1,0bar).....	75
Tabela 67: Resultados de dimensionamento para bombas (Híbrido-DEA-1,0bar).....	75
Tabela 68: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-DEA-1,0bar). .	76
Tabela 69: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (Híbrido-DEA-1,0bar).....	76
Tabela 70: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-DEA-1,0bar)...	76
Tabela 71: Resultados de dimensionamento para membrana (Híbrido-DEA-1,0bar).	77
Tabela 72: Resultados de dimensionamento para compressores (Híbrido-MDEA-1,0bar).....	77
Tabela 73: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-MDEA-1,0bar).....	77
Tabela 74: Resultados de dimensionamento para bombas (Híbrido-MDEA-1,0bar).....	78

Tabela 75: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-MDEA-1,0bar).	78
Tabela 76: Resultados de dimensionamento para torres de esgotamento e de absorção (Híbrido-MDEA-1,0bar).	78
Tabela 77: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-MDEA-1,0bar).	78
Tabela 78: Resultados de dimensionamento para membrana (Híbrido-MDEA-1,0bar).	79
Tabela 79: Dimensionamento das Colunas de Absorção e Regeneração da Amina.	79
Tabela 80: Dimensionamento das Colunas de Absorção e Regeneração da Amina nos processos híbridos.	83
Tabela 81: itens considerados nos cálculos dos custos.	91
Tabela 82: Resultados dos Parâmetros Econômicos para Cada Processo	93
Tabela 83: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (membrana).	105
Tabela 84: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (membrana).	105
Tabela 85: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (membrana).	105
Tabela 86: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (membrana).	105
Tabela 87: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (membrana).	106
Tabela 88: Resultados econômicos e de dimensionamento para membrana (membrana).	106
Tabela 89: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (MEA-1,5 bar).	106
Tabela 90: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (MEA-1,5 bar).	106
Tabela 91: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (MEA-1,5 bar).	107
Tabela 92: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (MEA-1,5 bar).	107
Tabela 93: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (MEA-1,5 bar).	107
Tabela 94: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (MEA-1,5 bar).	107
Tabela 95: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (DEA-1,0 bar).	108
Tabela 96: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (DEA-1,0 bar).	108
Tabela 97: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (DEA-1,0 bar).	108
Tabela 98: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (DEA-1,0 bar).	108
Tabela 99: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA-1,0 bar).	109
Tabela 100: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos (DEA-1,0 bar).	109
Tabela 101: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (DEA – 1,5 bar).	109

Tabela 102: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (DEA – 1,5 bar).	109
Tabela 103: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (DEA – 1,5 bar). ..	110
Tabela 104: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (DEA – 1,5 bar).	110
Tabela 105: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA – 1,5bar).	110
Tabela 106: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (DEA – 1,5 bar).	110
Tabela 107: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (DEA – 2,0 bar).	111
Tabela 108: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (DEA – 2,0 bar).	111
Tabela 109: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (DEA – 2,0 bar). ..	111
Tabela 110: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (DEA – 2,0 bar).	111
Tabela 111: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA – 2,0bar).	112
Tabela 112: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (DEA – 2,0 bar).	112
Tabela 113: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (MDEA – 1,0 bar).	112
Tabela 114: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores compressores (MDEA – 1,0 bar).	112
Tabela 115: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (MDEA – 1,0 bar).113	113
Tabela 116: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA – 1,0 bar).	113
Tabela 117: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA – 1,0 bar).	113
Tabela 118: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (MDEA – 1,0 bar).	113
Tabela 119: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (MDEA – 1,5 bar).	114
Tabela 120: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (MDEA – 1,5 bar).	114
Tabela 121: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (MDEA – 1,5 bar).114	114
Tabela 122: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA – 1,5 bar).	114
Tabela 123: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA–1,5 bar).	115
Tabela 124: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (MDEA– 1,5 bar).	115
Tabela 125: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (MDEA–2,0 bar).	115

Tabela 126: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (MDEA–2,0 bar).....	115
Tabela 127: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (MDEA–2,0 bar)..	116
Tabela 128: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA–2,0 bar).	116
Tabela 129: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA–2,0 bar).	116
Tabela 130: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (MDEA–2,0 bar).	116
Tabela 131: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (Híbrido-MEA-1,5bar).	117
Tabela 132: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-MEA-1,5bar).....	117
Tabela 133: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (Híbrido-MEA-1,5bar).	117
Tabela 134: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-MEA-1,5bar).	117
Tabela 135: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (Híbrido-MEA-1,5bar).	118
Tabela 136: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-MEA-1,5bar).	118
Tabela 137: Resultados econômicos e de dimensionamento para membrana (Híbrido-MEA-1,5bar).	118
Tabela 138: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (Híbrido-DEA-1,0bar).	118
Tabela 139: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-DEA-1,0bar).....	118
Tabela 140: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (Híbrido-DEA-1,0bar).	119
Tabela 141: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-DEA-1,0bar).	119
Tabela 142: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (Híbrido-DEA-1,0bar).	119
Tabela 143: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-DEA-1,0bar).	119
Tabela 144: Resultados econômicos e de dimensionamento para membrana (Híbrido-DEA-1,0bar).	120
Tabela 145: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (Híbrido-MDEA-1,0bar).....	120
Tabela 146: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-MDEA-1,0bar).	120
Tabela 147: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (Híbrido-MDEA-1,0bar).	120
Tabela 148: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-MDEA-1,0bar).....	120

Tabela 149: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de esgotamento e de absorção (Híbrido-MDEA-1,0bar).....	121
Tabela 150: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-MDEA-1,0bar).....	121
Tabela 151: Resultados econômicos e de dimensionamento para membrana (Híbrido-MDEA-1,0bar).....	121

Índice de Figuras:

Figura 1: Produção energética de acordo com o tipo de combustível, no Brasil.....	2
Figura 2: Evolução do fornecimento de energia a partir de diferentes fontes energéticas no Brasil, gás natural de cor verde.....	2
Figura 3: Mapa da Malásia.	3
Figura 4: Reservas de petróleo e gás natural da região malaia.	4
Figura 5: Produção de petróleo da Malásia, por bacia, no período compreendido entre 1997 e 2007.....	4
Figura 6: Produção de gás natural da Malásia, por bacia, no período compreendido entre 1997 e 2007.....	5
Figura 7: Reservas e produção de petróleo, condensados e gás natural, da Malásia, no período compreendido entre 2005 e 2009.	5
Figura 8: Maiores exportadores de GNL do mundo.....	6
Figura 9: Plataforma de Cakerawala com sistema de remoção de gás ácido instalada no Golfo da Tailândia.	7
Figura 10: Desenho esquemático da área da camada do pré-sal.	8
Figura 11: Navio-plataforma P-34 que extrai óleo da camada pré-sal.	11
Figura 12: Localização do poço Gávea, recém descoberto.	11
Figura 13 - Utilização de determinado tipo de transporte de gás natural em relação à capacidade diária e à distância.	13
Figura 14 - Custo do produto em relação à distância de transporte de gás natural de acordo com o tipo de transporte.	13
Figura 15 - Etapas do processo GTL	14
Figura 16: Principais etapas do processo GTL.....	14
Figura 17: Unidade de liquefação.	15
Figura 18: Navio do tipo Moss Rosenberg.	16
Figura 19: Comparativo percentual entre a densidade de energia obtida para a gasolina e as diferentes maneiras de armazenar o metano GN (25 °C, 1atm), GNL (-161 °C, 1atm), GNC (25 °C, 200 atm) e GNA (25 °C, 35 atm).....	17
Figura 20: Relação da retenção do metano de acordo com o método de abastecimento.....	18
Figura 21 - Isotermas para um único componente para adsorção de hidrocarbonetos sobre carvão ativado a 25°C.....	18
Figura 22 - Esquema de produção do hidrato gasoso.....	19
Figura 23 - Geração de eletricidade.	21
Figura 24: Etapas do processamento offshore de gás natural.....	24
Figura 25 - Transporte relativo para alguns gases através de uma membrana.....	30
Figura 26 - Principais empresas produtoras de membranas para Separação de Gás Natural....	31
Figura 28: Esquema do processo de absorção química de CO ₂ com aminas.	34
Figura 29: Esquema de uma planta típica híbrida de membrana/amina para tratamento de gás associado.....	36
Figura 30: Trocador de Calor Casco e Tubo.....	41
Figura 31: Correlação de inundação para colunas.	43
Figura 32 - Separação com soluções aquosas de amina para a Remoção de CO ₂ de Gás Natural.	45

Figura 33 - Separação através de membrana para a Remoção de CO ₂ de Gás Natural.....	46
Figura 34 - Separação híbrida para a Remoção de CO ₂ de Gás Natural.....	47
Figura 35: Processo de adequação do Gás Natural.....	Erro! Indicador não definido.
Figura 36: Composição molar média do gás natural.....	49
Figura 37 - Saturação do Gás Natural.....	50
Figura 38: Composição da corrente utilizada para saturar o gás natural em hidrocarbonetos pesados e água.....	50
Figura 39 - Condicionamento do Gás Natural Saturado.	51
Figura 41 - Dessulfurização do Gás Natural Desidratado.....	53
Figura 42: Esquema do efeito da vazão de gás e da concentração de CO ₂ na escolha da tecnologia de remoção de CO ₂	55
Figura 43 - Processo de separação de CO ₂ com soluções aquosas de amina.	57
Figura 44: Compressão e injeção de CO ₂	58
Figura 45 - Processo de separação de CO ₂ com membrana.....	59
Figura 46 - Processo de separação de CO ₂ com membrana/amina.	60
Figura 47: Dimensionamento de Colunas Absorvedoras para diferentes aminas, a diferentes pressões de operação da regeneradora.	80
Figura 48 - Dimensionamento de Colunas Regeneradoras para diferentes aminas, a diferentes pressões de operação da regeneradora.	80
Figura 49: Condições operacionais para diferentes aminas, a diferentes pressões de operação da regeneradora.....	81
Figura 50 - Dimensionamento de Colunas Absorvedoras para diferentes aminas em processo híbrido.	84
Figura 52 - Dimensionamento de Colunas Regeneradoras para diferentes aminas em processo híbrido.	84
Figura 53 – Condições de operação de Refervedores para Colunas Regeneradoras para diferentes aminas, a diferentes pressões de operação da regeneradora.	85
Figura 54 - Dimensionamento de Colunas de Absorção e Regeneração para diferentes aminas para processo híbrido.....	86
Figura 55: Interface do programa CAPCOST	92
Figura 56: Gráfico da taxa interna de retorno descontada para processos viáveis economicamente.	94
Figura 57: Gráfico do valor presente líquido para processos viáveis economicamente.....	95
Figura 58: Gráfico do tempo de retorno para processos viáveis economicamente.	95
Figura 59: Gráfico dos valores de CAPEX para cada par de processos amina-híbrido.....	96
Figura 60: Gráfico dos valores de OPEX para cada par de processos amina-híbrido.....	96
Figura 61: Gráfico da taxa interna de retorno descontada para cada par amina-híbrido.	97
Figura 62: Gráfico do valor presente líquido descontado para cada par amina-híbrido.	97
Figura 62: Fluxo de caixa acumulado para os processos DEA 1,0 bar e híbrido DEA 1,0 bar.	98
Figura 63: Fluxo de caixa para os processos MDEA 1,0 bar e híbrido MDEA 1,0 bar.....	99
Figura 64: Fluxo de caixa para os processos MEA 1,5 bar e híbrido MEA 1,5 bar.	99
Figura 67: Esquema do efeito da vazão de gás e da concentração de CO ₂ na escolha da tecnologia de remoção de CO ₂	101

Lista de parâmetros e siglas:

• Parâmetros:

- Q – taxa de transferência de calor;
- U – Coeficiente global de transferência de calor;
- A – área de transferência de calor;
- ΔT_{ln} – média logarítmica das diferenças de temperaturas em cada extremidade de entrada e saída do trocador de calor;
- T_{qe} – temperatura quente que entra em um trocador de calor;
- T_{qs} – temperatura quente que sai de um trocador de calor;
- T_{fe} – temperatura fria que entra em um trocador de calor;
- T_{fs} – temperatura fria que sai de um trocador de calor;
- F_p – fator de empacotamento de um tipo de recheio de coluna;
- n = número de estágios;
- $r_{compressão\ máxima}$ = razão de compressão máxima;

• Siglas

Simulação Upstream:

- Ci - Compressor i
- Comp Q -Energia para o compressor
- Gas Comp - Corrente de Gás comprimido
- Q sat - Energia para o vaso artifício
- CiTj - Compressor i do trem de compressão j
- Q Comp i trem j- Energia para o Compressor i do trem j
- Comp i trem j - Corrente que sai do compressor i do trem j
- E-10x - Trocador de calor x com água/vapor como utilidade
- Cooled i trem j - Corrente que sai do compressor i e resfriada do trem j
- SiTj - Vaso de *knockout* do compressor i do trem j

- Vi trem j - Corrente de vapor que sai do vaso de *knockout* do compressor i do trem j
- Li trem j - Corrente de líquido que sai do vaso de *knockout* do compressor i do trem j
- Q Agua- Energia para o Desidratador
- Q H₂S- Energia para o Dessulfurizador
- S1 - Vaso separador de gás-líquido 1
- V4 -Corrente de vapor de gás rico 4
- L4 - Corrente de líquido de HCs mais pesados 4(C5, C6, C7)

Simulação Amina e híbrido

- VLV-100 - Válvula de Joule-Thomson
- Cond Q - Energia do condensador da regeneradora
- Ref Q - Energia pro refeedor da regeneradora
- Vapinlet - Entrada de vapor saturado no trocador E-10i
- Vapoutlet - Saída de água saturada no trocador E-10i
- MIX-10y - misturador de corrente y
- B1 -Bomba de solvente (amina) pobre em CO₂
- Pump Q - Energia para a bomba
- E-10x - Trocador de calor x com água/vapor como utilidade

Simulação Compressão e Injeção:

- Cooled extra 1- Corrente resfriada 1
- Cooleditrem j - Corrente que sai do compressor i e resfriada do trem j
- SiTj - Vaso de *knockout* do compressor i do trem j
- Vi tj - Corrente de vapor que sai do vaso de *knockout* do compressor i do trem j
- Li tj - Corrente de líquido que sai do vaso de *knockout* do compressor i do trem j
- Vi trem j - Corrente de vapor que sai do vaso de *knockout* do compressor i do trem j
- Li trem j - Corrente de líquido que sai do vaso de *knockout* do compressor i do trem j

- CiTj - Compressor i do trem de compressão j
- QCitj- Energia para o Compressor i do trem j
- Compitrem j - Corrente que sai do compressor i do trem j
- E-10x - Trocador de calor x com água/vapor como utilidade
- BwTj - Bomba w do trem de compressão j
- QBwTj - Energia para a bomba w do trem de compressão j
- Pumped w trem j - Corrente de líquido que sai da bomba w do trem j
- Int u - Corrente de líquido de entrada do tubo u
- Tu - Tubulação u

1. INTRODUÇÃO

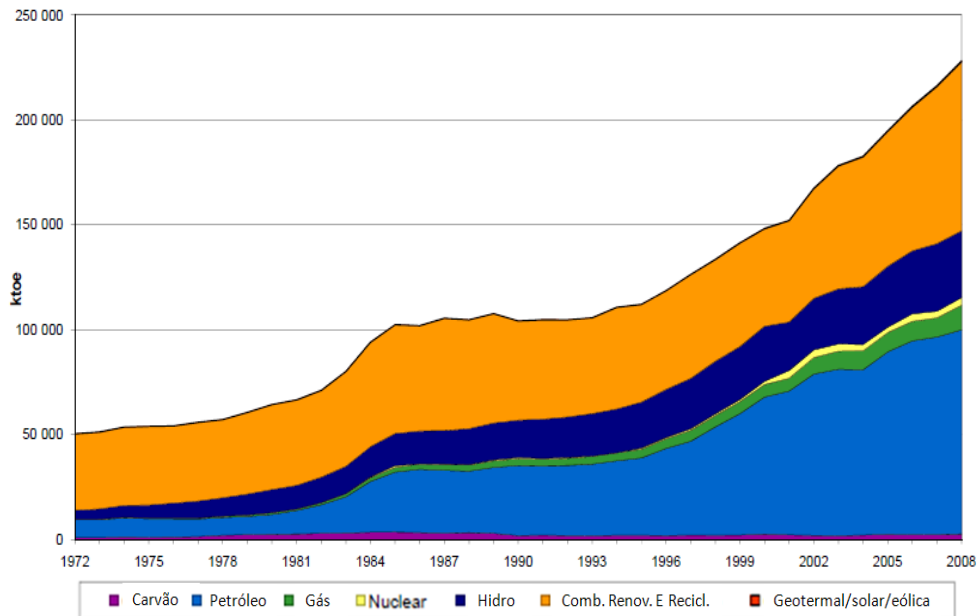
1.1. O Gás Natural como combustível estratégico no contexto econômico atual:

Desde a Conferência Mundial das Nações Unidas Rio – 92 e, posteriormente, em 1997, com a elaboração do protocolo de Quioto, as estratégias econômicas de muitos países sofreram mudanças rigorosas e passaram a considerar relevante o fator sócio – ambiental das fontes energéticas e o seu uso sustentável. Nesse contexto, o gás natural desempenha papel importante na energia primária do mundo. Assim, em comparação com as fontes de energia concorrentes (carvão e derivados do petróleo), o gás natural destaca-se por ter menores taxas de emissões de gases de efeito estufa (CH_4 , CO_2 e outros) e emissões de SO_x e NO_x , pois possui uma combustão mais completa. Além disso, a sua participação na matriz energética mundial e brasileira aumentou significativamente, bem como a diversificação da sua demanda (Martins Vaz, 2008).

De acordo com a *International Energy Agency – IEA*, o consumo energético mundial apresentará um aumento de 50% em relação ao consumo atual. Como 80% desse consumo é abastecido por combustíveis fósseis, os maiores geradores de gases do efeito estufa e de poluentes NO_x e SO_x , tornam-se necessários o uso e o desenvolvimento de fontes energéticas que produzam menos poluentes e que apresentem maior potencial energético.

Os gráficos das Figuras 1 e 2 apresentam, no passado, avanço da produção e do consumo energético de diferentes fontes, sinalizando um aumento considerável de 1972 a 2008 para todas as fontes. Apesar de a fonte com maior destaque ainda ser o petróleo, o gás natural foi o que mais cresceu proporcionalmente e mostrou-se cada vez mais competitivo em relação às outras fontes.

Produção de Energia Brasil

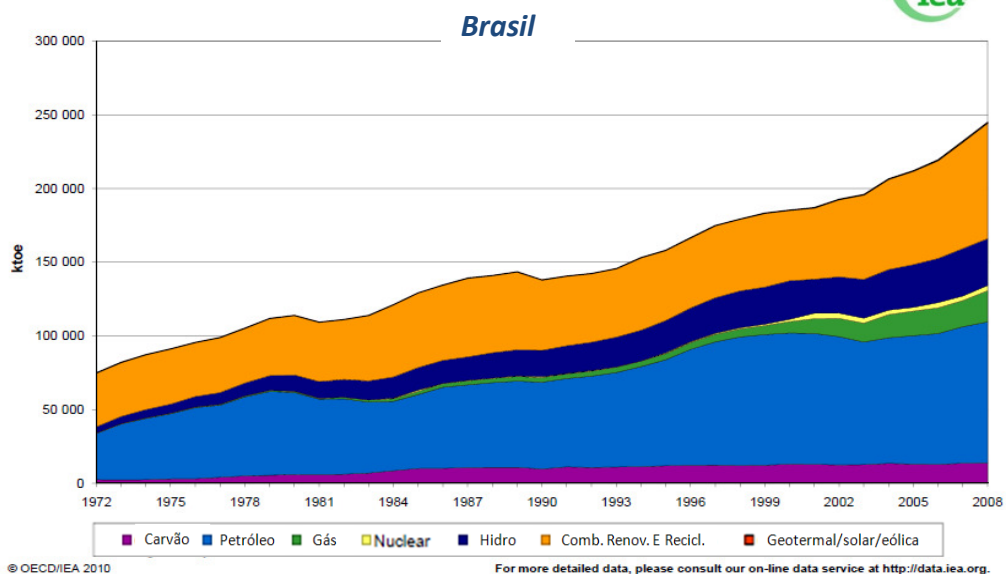


© OECD/IEA 2010

For more detailed data, please consult our on-line data service at <http://data.iea.org>.

Figura 1: Produção energética de acordo com o tipo de combustível, no Brasil
Fonte: *International Energy Agency*.

Fornecimento Total de Energia Primária Brasil



© OECD/IEA 2010

For more detailed data, please consult our on-line data service at <http://data.iea.org>.

Figura 2: Evolução do fornecimento de energia a partir de diferentes fontes energéticas no Brasil, gás natural de cor verde.

Fonte: *International Energy Agency*.

Se por um lado é esperado um forte crescimento no consumo mundial e brasileiro de gás natural, por outro, verifica-se que países da América do Norte e da Europa (menos de 5% das reservas mundiais) tendem a depender cada vez mais da importação de gás de regiões menos desenvolvidas como o Leste Europeu e a antiga URSS (73% das reservas mundiais). Assim, para o Brasil seria interessante desenvolver tecnologias de processamento de gás natural para aproveitar as suas reservas, com o objetivo de participar competitivamente nesse mercado (Martins Vaz, 2008).

As reservas brasileiras recém descobertas no pré-sal possuem um grande potencial produtivo de gás natural que deve ser explorado de forma adequada para viabilizar economicamente o aproveitamento desse gás já que os reservatórios se encontram a mais de 6000 m de profundidade e a grandes distâncias do continente.

1.2. Gás Natural na Malásia

A Malásia é separada em duas regiões, a parte sul da península Malaia (Malásia Ocidental) e a parte norte da ilha de Bornéu (Malásia Oriental).



Figura 3: Mapa da Malásia.

Fonte: <http://www.wpp.greenwichmeantime.com/> acessado em 26/08/2011.

E, a plataforma continental malaia é dividida em três grandes bacias produtoras, a bacia Peninsular Malaia no oeste e as bacias de Sarawak e Sabah no

leste. Na bacia de Sarawak, há abundância de reservas em águas profundas, conforme pode ser observado na Figura 4.



Figura 4: Reservas de petróleo e gás natural da região malaia.

Fonte: Petronas Website, acessado em 26/08/2011.

Dentre as três bacias, a Peninsular é a que produz maior volume de petróleo e condensados, enquanto a maior parte da produção de gás natural da Malásia é proveniente das bacias do leste. As reservas de gás natural são aproximadamente três vezes as reservas de petróleo.

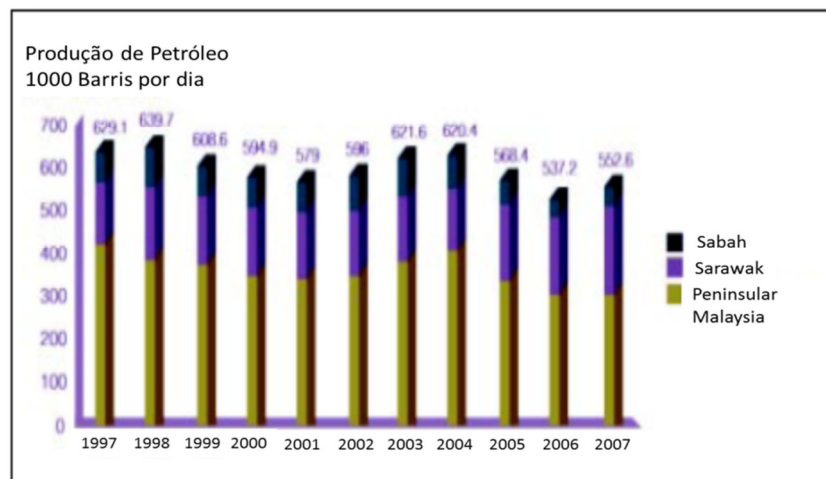


Figura 5: Produção de petróleo da Malásia, por bacia, no período compreendido entre 1997 e 2007.

Fonte: PetroMinPipeliner Magazine, Julho/Setembro, 2010.

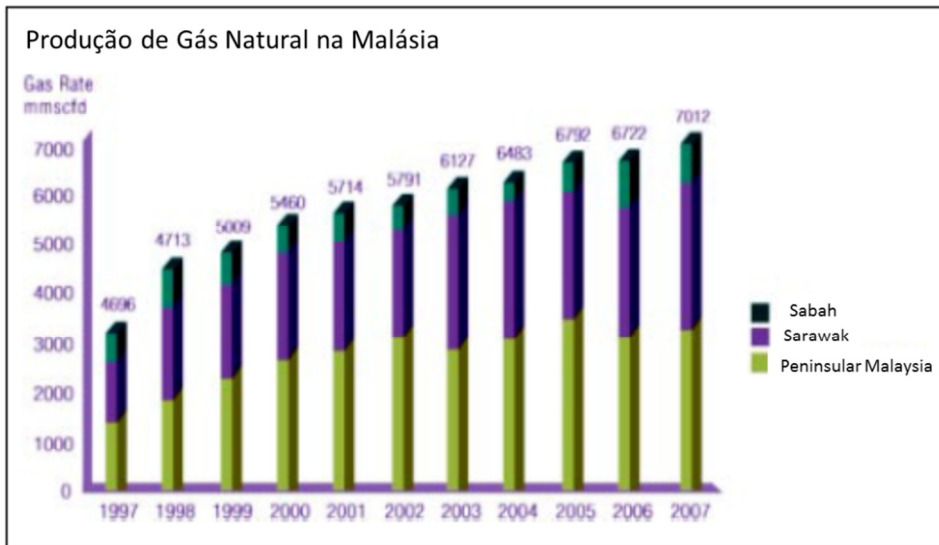


Figura 6: Produção de gás natural da Malásia, por bacia, no período compreendido entre 1997 e 2007.

Fonte: PetroMinPipeliner Magazine, Julho/Setembro, 2010.

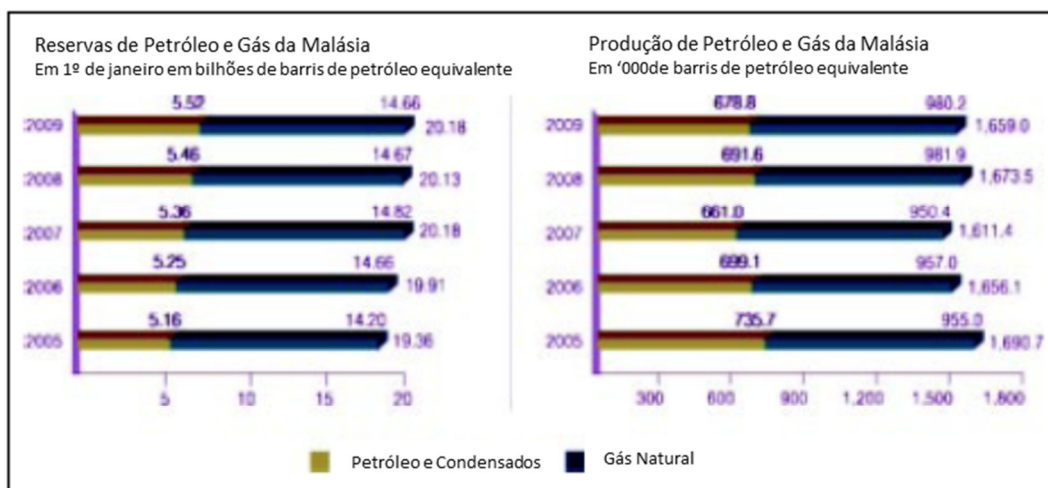


Figura 7: Reservas e produção de petróleo, condensados e gás natural, da Malásia, no período compreendido entre 2005 e 2009.

Fonte: PetroMinPipeliner Magazine, Julho/Setembro, 2010.

A região asiática separada pelo Mar da China Meridional possui expressivas reservas de gás natural. A Malásia em 2010 foi listada como o país possuidor da 10ª maior reserva provada de gás natural do mundo. E, em 2009, foi o segundo maior exportador de gás natural liquefeito (GNL) do mundo, somente superada pelo Catar. A sua exportação, em 2009, foi superior a 1Tcf (um trilhão de pés cúbicos) de GNL, que

correspondeu a 12% do total exportado no mundo. Japão, Coréia do Sul e Taiwan foram os três maiores compradores. (ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION, 2010).



Figura 8: Maiores exportadores de GNL do mundo.

Fonte: Malaysia, Country Analysis Briefs, Energy Information Administration, December, 2010.

Na Tabela 1 que segue, observa-se que a Malásia possui disponibilidades de gás natural maiores que o Brasil, e que a Tailândia possui praticamente a mesma quantidade de reservas provadas de gás natural que o Brasil.

Tabela 1: Reservas provadas de gás natural entre 2001 e 2010.

Reservas Provadas de Gás Natural (Trilhão de Pés Cúbicos)										
País/Ano	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Brasil	8,2	7,8	8,1	8,5	8,8	11,5	10,8	12,3	12,9	12,9
Malásia	81,7	75,0	75,0	75,0	75,0	75,0	75,0	83,0	83,0	83,0
Tailândia	11,8	12,7	13,3	13,3	13,3	14,8	14,8	11,7	11,2	12,1

Fonte: Energy Information Administration, acessado em 26/08/2011.

Assim como no pré-sal brasileiro, diversas reservas de petróleo e gás natural da Malásia possuem altos teores de CO₂ e estão em grandes profundidades. O desenvolvimento de campos nestas reservas apresenta dificuldades econômicas e técnicas. Por isso, a empresa estatal da Malásia – Petronas – tem investido

intensivamente em pesquisas para tornar viável a comercialização do gás natural proveniente desses campos. Esses investimentos abrangem as áreas de captura, transporte, armazenamento e utilização do CO₂.

A técnica mais promissora para a captura de CO₂ do gás natural é a separação através de membranas. Ratificada na prática, a sua adoção na Malásia apresentando viabilidade técnico e econômica devido ao tamanho compacto, moderado consumo de utilidades e fácil operação. Com a atual tecnologia, a Petronas é capaz de comercializar, de forma competitiva, gás natural que originalmente continha até 45% de CO₂ em sua composição. Na plataforma de Cakerawala, há a remoção de CO₂ por membranas semipermeáveis desde 2004 (Isa, MdFaudziMat; Azhar, Muhammad Akkil; Petronas).



Figura 9: Plataforma de Cakerawala com sistema de remoção de gás ácido instalada no Golfo da Tailândia.

Fonte: Isa, MdFaudzi Mat; Azhar, Muhammad Akkil; Petronas; Meeting Technical Challenges in developing high CO₂ gas Field offshore.

1.3.Importância do processamento de gás natural e separação de CO₂ para o pólo do pré-sal:

O petróleo do pré-sal foi formado em uma fenda entre os continentes americano e africano a até 7000 m de profundidade abaixo do nível do mar. As

condições estabelecidas neste local foram ótimas para o desenvolvimento de microrganismos e a camada de sal formada pelo sal precipitado da água do mar serviu de proteção para a manutenção da atividade microbiológica. A região do pré-sal engloba campos já descobertos como SPS-55, Carioca, SPS-55, Guará, RJS-617, Parati SPS-52, Bem-Te-Vi SPS-51, Caramba e outros, sendo Tupi uma das áreas mais importantes, com 5 a 8 bilhões de barris.

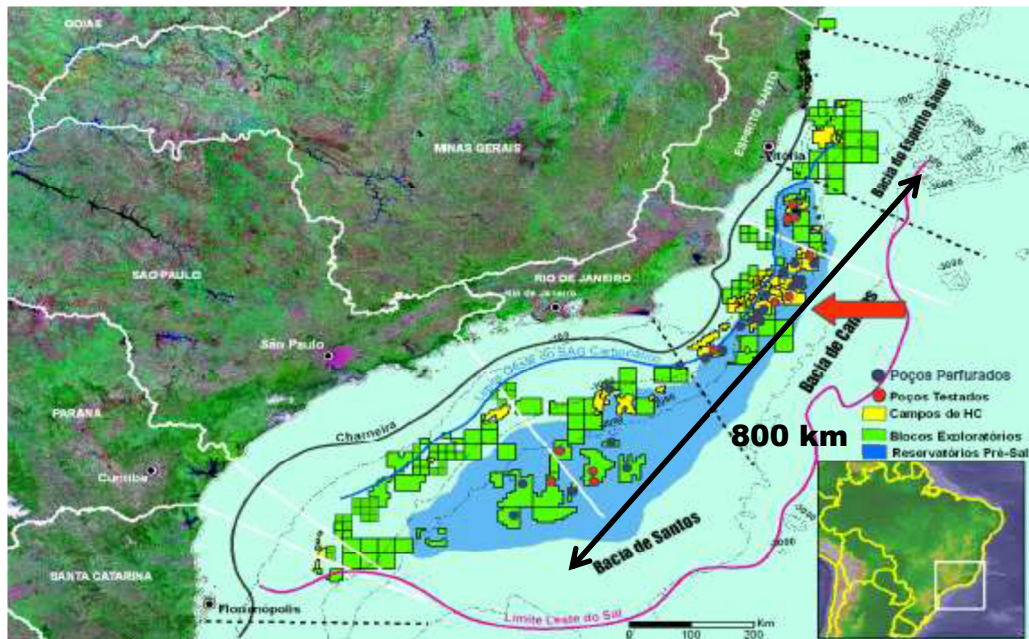


Figura 10: Desenho esquemático da área da camada do pré-sal.

Fonte: Câmara dos Deputados – Biblioteca Digital

A razão gás/óleo do pré-sal pode chegar a 200-220, como é o caso do poço de Tupi que é o dobro da média já registrada em Campos, sendo a média de Marlim de 90 a 100. A maior razão óleo/gás do pré-sal é a do poço Júpiter, porém o seu valor não foi divulgado (Cláudia Siqueira, 2009).

O gás natural no pólo do pré-sal contém teores de CO₂ superiores a 12%, podendo chegar a 20% (FORMIGLI, J. 2008). O óleo é de boa qualidade, leve (28-30 °API). Como a quantidade de gás associado é muito grande, o processamento e o transporte a distâncias superiores a 300 km refletem um desafio, considerando que o seu aproveitamento econômico tem efeito direto na avaliação econômica da exploração dos reservatórios do pré-sal.

A ANP estabelece que o gás natural, para ser comercializado, deve apresentar teor de CO₂ de no máximo 3%. A Tabela 2 a seguir mostra a especificação do gás natural comercial de acordo com a RESOLUÇÃO ANP nº 16, DE 17.6.2008 –(DOU 18.6.2008):

Tabela 2: Especificação do gás natural comercial segundo a RESOLUÇÃO ANP Nº 16, DE 17.6.2008.

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE (2) (3)			NBR	MÉTODO	
		Norte	Nordeste	CO, SE e Sul		ASTMD	ISO
Poder calorífico superior (4)	kJ/ m ³	34.000 a 38.400	35.000 a 43.000		15213	3588	6976
	kWh/m ³	9,47 a 10,67	9,72 a 11,94				
Índice de Wobbe (5)	kJ/m ³	40.500 a 45.000	46.500 a 53.500		15213	--	6976
Número de metano, mín. (6)		(3)	65		--	--	15403
Metano, mín.	% mol.	68,0	85,0		14903	1945	6974
Etano, máx.	% mol.	12,0	12,0		14903	1945	6974
Propano, máx.	% mol.	3,0	6,0		14903	1945	6974
Butanos e mais pesados, máx.	% mol.	1,5	3,0		14903	1945	6974
Oxigênio, máx. (7)	% mol.	0,8	0,5		14903	1945	6974
Inertes (N ₂ +CO ₂), máx.	% mol.	18,0	8,0	6,0	14903	1945	6974
CO ₂ , máx.	% mol.	3,0			14903	1945	6974
Enxofre Total, máx. (8)	mg/m ³	70			--	5504	6326-3
							6326-5
							19739
Gás Sulfídrico (H ₂ S), máx.	mg/m ³	10	13	10	--	5504	6326-3
							6228
Ponto de orvalho de água a 1atm, máx. (9)	°C	-39	-39	-45	--	5454	6327
							10101-2
							11541
Ponto de orvalho de hidrocarbonetos a 4,5 MPa, máx. (10)	°C	15	15	0	--	--	6570

A separação do CO₂ faz-se necessária por uma série de razões, além das de cunho ambiental, como: corrosão dos dutos de transporte do gás natural, diminuição do poder calorífico do gás e possibilidade formação de hidratos que podem entupir as tubulações. O CO₂ separado (*carbono capturado*) do gás natural tem como destino

mais relevante no setor de petróleo e gás o armazenamento em sítios geológicos (*Carbon Capture and Storage Technologies - CCS*).

O armazenamento geológico do CO₂ retirado do gás pode ser feito em aquíferos salinos profundos ou em reservatórios de petróleo - campos exauridos ou em operação. Neste último caso, é denominado de EOR (*Enhanced Oil Recovery*) que consiste em re-injetar o CO₂ no mesmo reservatório de extração de óleo, porém em outra parte para aumentar a recuperação do óleo e do gás, já que o esvaziamento do reservatório torna a extração cada vez mais difícil. Em alguns casos o CO₂ é re-injetado no reservatório vazio simplesmente para ocupar o lugar da água nos poros da rocha, dando um fim ao CO₂ e não o lançando na atmosfera.

A captura do CO₂ pode ser feita por tecnologias como absorção com aminas, adsorção física ou em processos com solventes híbridos, adsorção com alumina e zeólita, destilação criogênica e membranas seletivas de acetato de celulose. Dentre elas, as mais importantes e objetivo do presente estudo são os módulos de membrana e as colunas de absorção com soluções aquosas de etanolaminas.

Atualmente, há somente uma unidade de exploração do pré-sal em operação em fase de estudos e são projetadas mais de 100 novas unidades para esta reserva. Essas previsões são baseadas em novas descobertas de reservatórios em potencial como é o caso da recente descoberta no pré-sal da Bacia de Campos pelo consórcio Repsol Sinopec e Statoil que constatou a presença de hidrocarbonetos leves componentes de petróleo de boa qualidade no poço localizado a 190 quilômetros da costa do Rio de Janeiro. Esse poço é informalmente chamado de Gávea e está em águas de 2.708 metros de profundidade, com profundidade final de 6.851 metros (Petrobras, 2011).



Figura 11: Navio-plataforma P-34 que extrai óleo da camada pré-sal.
 Fonte: Blog do Planalto.

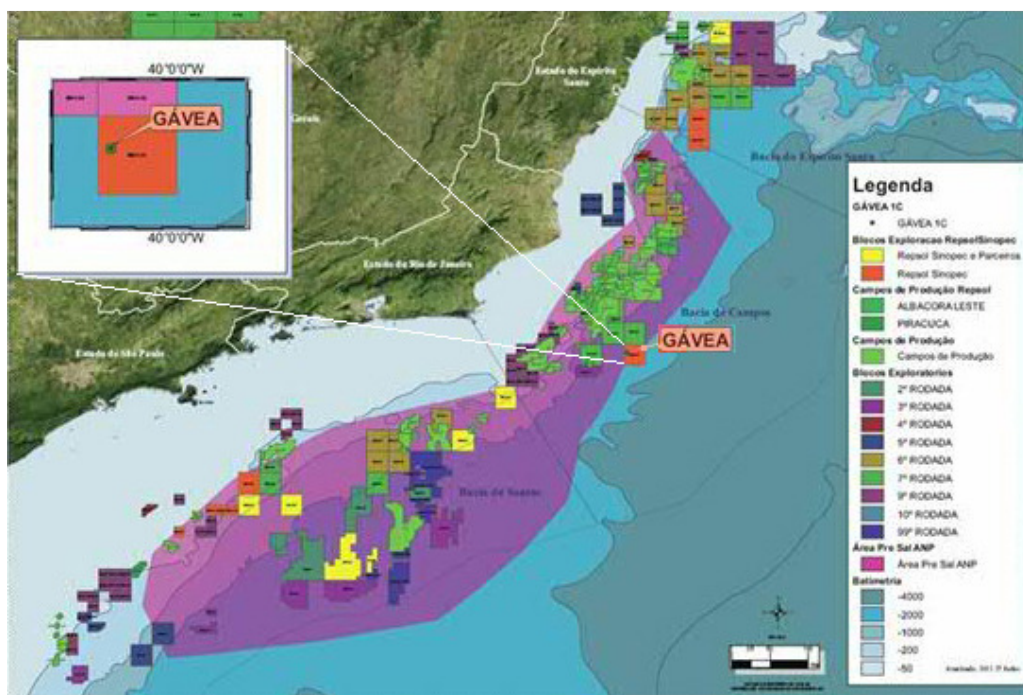


Figura 12: Localização do poço Gávea, recém descoberto.
 Fonte: <http://www.petrobras.com.br/pt/noticias/realizamos-novas-descobertas-no-pre-sal-da-bacia-de-campos/>,
 acessado em 30/11/2011.

1.4.Opções de transporte do Gás Natural proveniente de exploração *off-shore*

Em campos de exploração de petróleo *offshore*, o desenvolvimento de novas tecnologias para o transporte do gás natural tornou-se uma das principais necessidades das empresas petrolíferas, a exemplo da Petrobras. Como as unidades de prospecção de petróleo encontram-se distantes do continente e a quantidade de gás natural que poderia ser recuperada pode ser pequena em relação à quantidade produzida em um reservatório de gás natural não associado (acabando por ser queimada em *flare*), deve-se avaliar técnica e economicamente as opções de transporte como a instalação de gasodutos, o GNL (*Gás Natural Liquefeito*), GTL (*Gas to Liquid*), GTS (*Gas to Solid*), GNC (*Gás Natural Comprimido*), GTW (*Gas to Wire*) e GNA (*Gás Natural Adsorvido*).

Essas opções possuem aplicações potenciais, com vantagens e desvantagens uma em relação às outras quanto ao destino final do gás natural. Para a aplicação do transporte de gás natural de unidades *offshore*, o fator distância entre o local de prospecção e o destino final do gás natural é um parâmetro crítico que deve ser levado em consideração em todas as avaliações. É interessante utilizar as técnicas em conjunto, cada uma em sua aplicação mais vantajosa, de forma a viabilizar o aproveitamento econômico do gás de *flare*.

A Figura 13 e a Figura 14 mostram que, para pequenas distâncias e grandes quantidades de gás natural, o transporte por gasodutos leva vantagem em relação às demais alternativas, ao passo que para grandes distâncias e pequenas quantidades de gás natural transportado, as outras opções são mais competitivas. Assim, de acordo com o destino final do gás natural, uma outra opção de transporte é utilizada de forma a viabilizar a sua operação, sendo uma combinação delas uma proposta interessante para a aplicação no aproveitamento do gás natural recuperado nos *flares*.

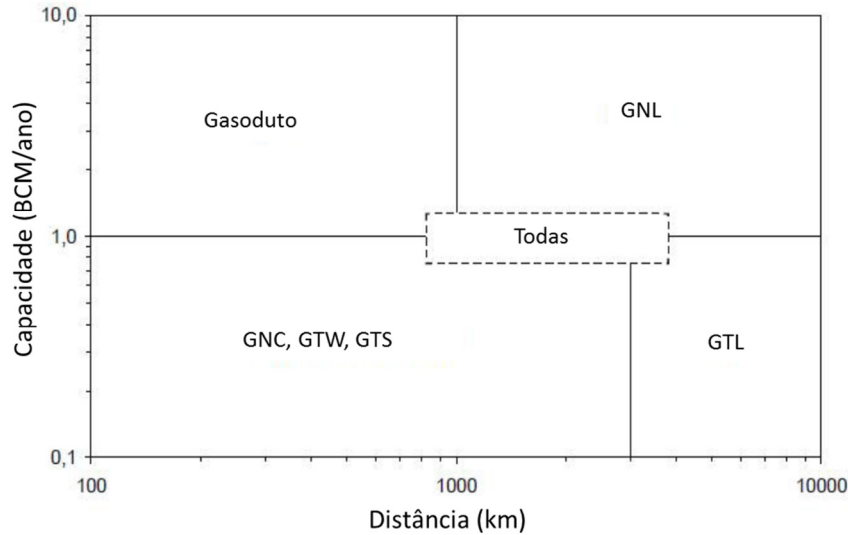


Figura 13 - Utilização de determinado tipo de transporte de gás natural em relação à capacidade diária e à distância.

Fonte: GUDMUNSON (2008)

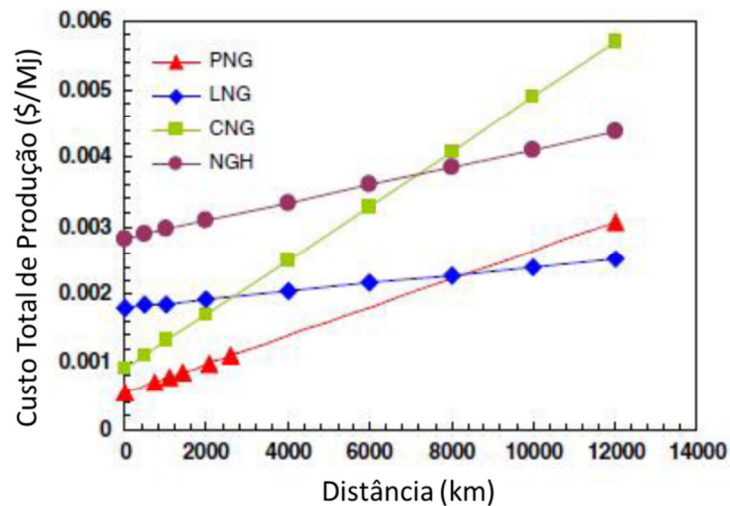


Figura 14 - Custo do produto em relação à distância de transporte de gás natural de acordo com o tipo de transporte.

Fonte: Fonte: NAJIBI ET AL (2009).

Legenda: LNG - Liquefied Natural Gas PNG - Pipeline Natural Gas
 NGH - Natural Gas Hydrate CNG - Compressed Natural Gas
 GTW - Gas to Wire GTL - Gas to Liquid
 BCM/year - billion cubic meters per year

- GTL (*Gas to Liquid*)

As tecnologias chamadas “*Gas to Liquid*” empregam a conversão química do gás natural em compostos líquidos mais estáveis na temperatura ambiente e permite comprimir maior volume de gás em menor espaço, facilitando o transporte. Esses

compostos são geralmente hidrocarbonetos mais pesados como diesel e bases lubrificantes, que possuem maior valor agregado e podem ser comercializados diretamente, reduzindo as despesas com transporte e logística. Portanto, são aplicáveis em unidades de produção de petróleo offshore onde a quantidade de gás natural produzida é pequena e não justificaria a instalação de gasodutos. O processo GTL pode ser dividido em três etapas diferentes: produção de gás de síntese, Síntese de Fischer-Tropsch e hidrotratamento. Esse processo exige maiores escalas de produção que as utilizadas normalmente na indústria química e menores custos do que as aplicações usuais.

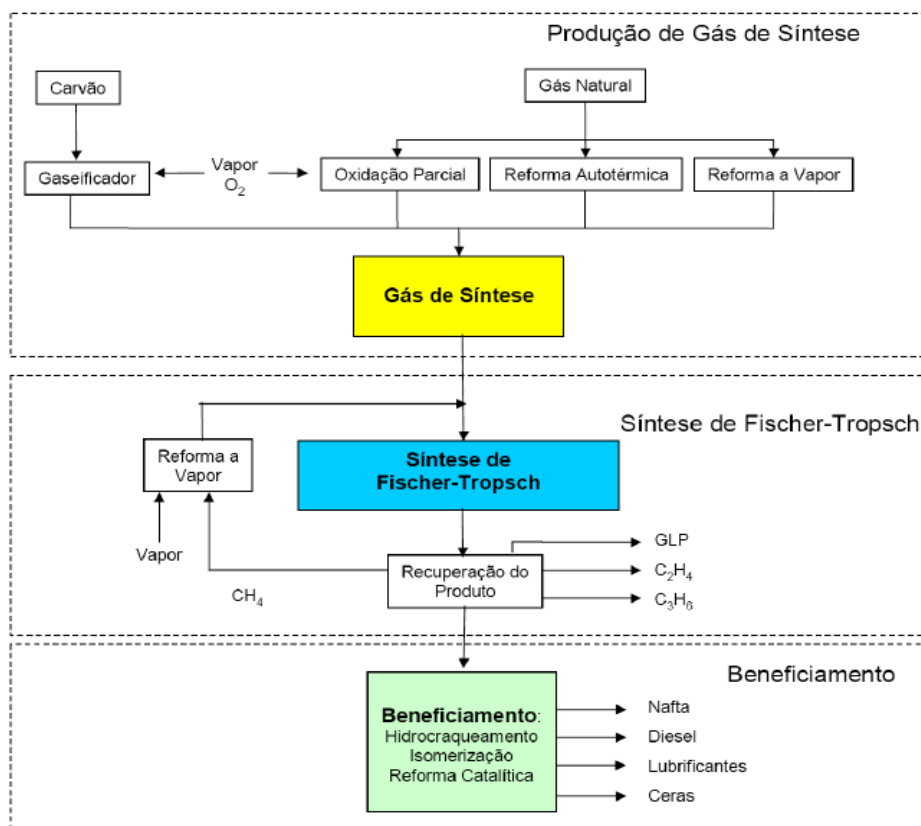


Figura 16: Principais etapas do processo GTL.

Fonte: (Bezerra, 2008)

O GTL aplicado em unidade *offshore* é hoje uma alternativa importante de aproveitamento do gás natural, pois pode ser adotada em larga escala e os seus produtos podem ser exportados do local de prospecção de petróleo para o mercado europeu e norte-americano.

- GNL (Gás Natural Liquefeito):

O processo de liquefação requer a remoção de impurezas do gás natural. O processo inclui ainda a separação do gás liquefeito de petróleo (GLP), basicamente propano e butano. Dessa forma, o GNL é tipicamente composto em sua maior parte de metano (98%) (Souza, 2007). No processo de liquefação do gás natural, a temperatura é reduzida a -161°C sob pressão atmosférica. Isso ocasiona uma redução de volume de cerca de 600 vezes em relação ao volume do gás a temperatura ambiente e pressão atmosférica. Uma instalação de liquefação é composta basicamente de uma unidade de tratamento, do conjunto de trocadores de calor e dos tanques de armazenagem (Souza, 2007).



Figura 17: Unidade de liquefação.

Fonte: (Souza, 2007).

O transporte de GNL por navios já é largamente usado no mundo. Atualmente, cerca de cento e vinte deles estão em operação, e vários outros são atualmente construídos em todo o mundo. Há estimativas recentes de que a frota mundial de navios transportadores de GNL terá que ser duplicada no prazo de 5 a 7 anos. Na França e na Coreia do Sul há hoje navios em construção que podem transportar até 153 mil m^3 de GNL.

Os navios que levam o GNL dispõem de reservatórios isolados capazes de suportar a temperatura do gás durante o transporte, não havendo refrigeração na viagem. O transporte do GNL tem um rendimento de 95%, já que 5% do GNL passam do estado líquido para o estado gasoso ("*boiloff*"), devido ao movimento do navio e a mudanças de temperatura nas longas distâncias que percorre em seu transporte.

Há dois tipos básicos de transportadores de GNL: o que armazena o gás em esferas (o tipo Moss Rosenberg – Figura 18), e os que têm tanques nas posições convencionais de petroleiros, o tipo membrana, não havendo diferenças substanciais de custo inicial ou operação. A capacidade usual por navio é de 125 a 135 mil m³, que correspondem a 55 a 60 mil toneladas de GNL.



Figura 18: Navio do tipo Moss Rosenberg.

Fonte: Desafios Tecnológicos para o Gás Natural, Newton Reis de Moura, Novembro 2007.

Portanto, acredita-se que é tecnicamente viável a liquefação *offshore* do gás natural, uma vez que o processo *onshore* já é conhecido e a proposta é utilizá-lo em uma plataforma. Além disso, o armazenamento e transporte do gás natural por navios-tanque já são empregados mundialmente, sendo técnica e economicamente viáveis. A liquefação *offshore* também pode diminuir a distância de mercados consumidores externos.

A viabilidade econômica de liquefação na plataforma, no entanto, ainda tem que ser estudada a fundo, no conceito de plataforma FLNG (*Floating Liquefied Natural Gas*).

- GNA (Gás Natural Adsorvido):

Há estudos relacionados à possibilidade de adsorção física de gás natural em matriz sólida para redução de volume e posterior transporte para terra como forma de

aproveitamento da corrente de metano da produção *offshore*, quando o transporte via gasoduto não é vantajoso economicamente.

O processo de adsorção se dá em sólidos microporosos empacotados em um tanque. O fenômeno de condensação capilar do gás natural nos microporos do adsorvente permite que mais gás seja armazenado do que ocorreria no armazenamento em fase gasosa em condições iguais de temperatura e pressão, isto é, há um aumento na densidade de armazenamento de gás. Assim o Gás Natural Adsorvido (GNA) pode ser armazenado a pressões inferiores a 40 bar, o que promove uma boa relação de custo de compressão e capacidade de armazenamento.

Como vantagens, o GNA possui uma capacidade de armazenamento bem próxima à do Gás Natural Comprimido (GNC) (aprox. 2/3) com uma pressão muito menor (aprox. 1/6). Geralmente, a faixa de pressão empregada é em torno de 3,5 a 4MPa (aprox. 500 a 600 psi). Além disso, o projeto, configuração e arranjo do tanque de armazenamento de gás natural adsorvido são muito flexíveis e seguros devido às baixas pressões utilizadas (em relação ao GNC, cujas pressões variam de 7 a 25 MPa). Estima-se que um tanque com GNA possa armazenar até cerca de 23,4% da energia correspondente a este mesmo tanque repleto de gasolina. Este valor seria similar a aproximadamente 25% atingidos por um tanque de GNC, o que demonstra o potencial de se armazenar o gás na forma adsorvida. Observa-se também que o GNA admite altas pressões, porém a quantidade de metano adsorvido não varia muito além de 4MPa.

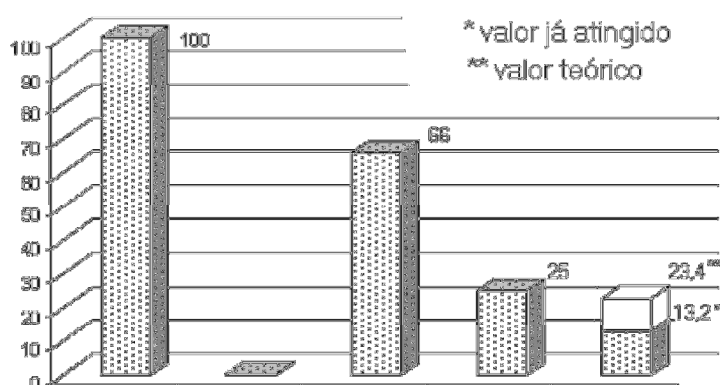


Figura 19: Comparativo percentual entre a densidade de energia obtida para a gasolina e as diferentes maneiras de armazenar o metano GN (25 °C, 1atm), GNL (-161 °C, 1atm), GNC (25 °C, 200 atm) e GNA (25 °C, 35 atm).

Fonte: Lozano-Castelló, D., 2002.

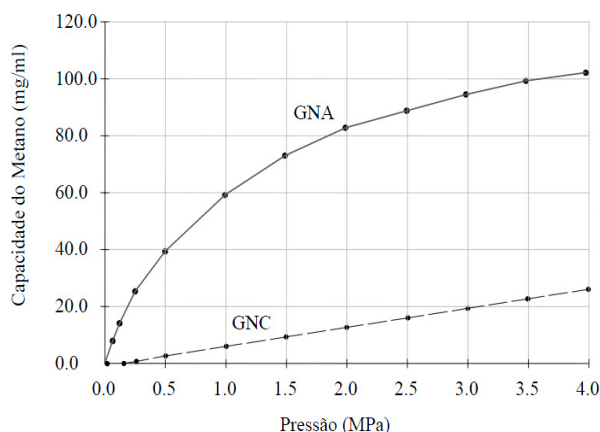


Figura 20: Relação da retenção do metano de acordo com o método de abastecimento.
Fonte: Villena, 2004.

É importante observar que, para gás impuro, isto é, com outros hidrocarbonetos de maiores pesos moleculares que o metano, por exemplo, é necessário um leito filtrante antes da adsorção para retirar as impurezas, já que os hidrocarbonetos de maior peso molecular são adsorvidos preferencialmente diminuindo a capacidade de armazenagem de metano. Ao ocorrer a dessorção, as impurezas continuam impregnadas no leito, por possuírem um maior calor de dessorção, saturando o adsorvente.

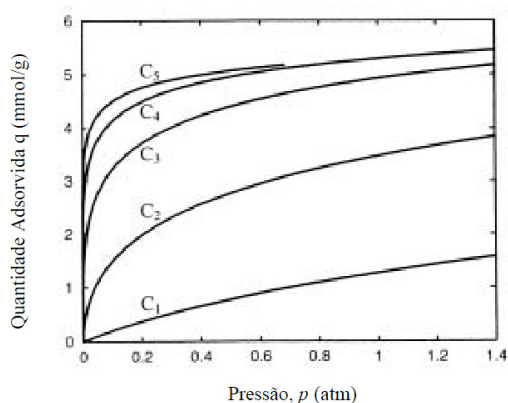


Figura 21 - Isothermas para um único componente para adsorção de hidrocarbonetos sobre carvão ativado a 25°C.
Fonte: Villena, 2004.

A adsorção de gás natural em uma matriz sólida é viável tecnicamente e pode ser viável economicamente apesar de ter um custo inicial alto, já que é necessário um grande volume de adsorvente para um grande volume de gás natural. O transporte

pode ser feito em navios, por analogia com o transporte de GNC, sendo possível transportar mais gás ou usar navios menores com a mesma quantidade transportada de gás. Os custos poderiam ser reduzidos a longo prazo já que se pode reciclar o adsorvente desde que haja um leito filtrante para filtrar hidrocarbonetos mais pesados que o metano.

- GTS (*Gas to Solid*):

Na unidade de prospecção *offshore*, pode-se usar como técnica de transporte de gás natural a GTS, "*Gas to Solid*", que utiliza hidratos gasosos. Esta tecnologia é composta de três estágios: produção de hidratos, transporte e re-gaseificação. Os hidratos são formados a partir de uma mistura de gás natural e vapor de água que sob altas pressões e temperatura de cerca de 0°C formam cristais sólidos semelhantes aos de neve ou gelo. As moléculas de água devido às ligações de hidrogênio formam uma estrutura que aprisiona moléculas do gás natural, com mais eficiência para moléculas menores, como as de metano, formando assim uma partícula sólida. Em transportes em tubulações, os hidratos são muitas vezes evitados, pois a sua formação leva ao entupimento da tubulação ocasionando parada do transporte. Porém, para o transporte de gás natural de áreas remotas até o mercado consumidor, os hidratos podem exercer um papel importante que é o de aprisionamento de moléculas do gás natural e redução do seu volume.

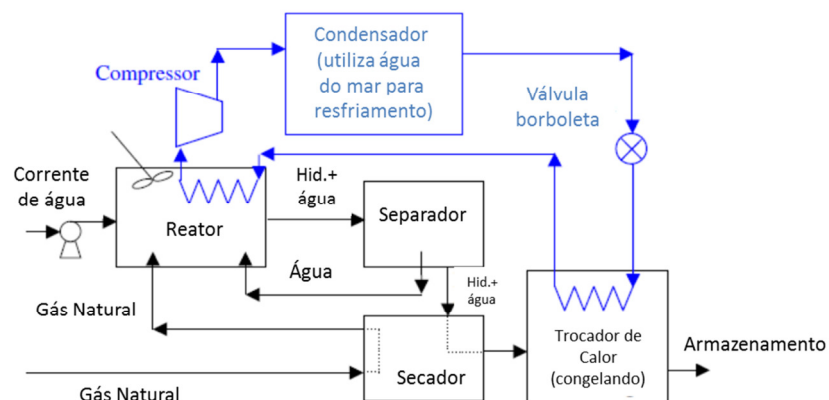


Figura 22 - Esquema de produção do hidrato gasoso.
Fonte: <http://www.clickmacae.com.br/?sec=47&pag=noticia&cod=6623>

acessado em 10/10/11 às 15:57h.

Javanmardi (2005) realizou um estudo econômico sobre a aplicação dos hidratos gasosos como alternativa para o transporte de gás natural e afirma que a temperatura da água do mar, que é utilizada para refrigeração no processo, e a temperatura de armazenamento têm efeito significativo sobre os parâmetros econômicos do processo de produção de hidratos gasosos. O autor conclui também que os custos para o método de transporte de hidratos gasosos são menores que os custos do método, já estabelecido, de transporte de gás natural liquefeito. Para as mesmas condições de transporte e um gás natural oriundo de uma mesma reserva e com mesma composição, o transporte de gás natural liquefeito apresentou um custo em torno de 48% maior que o custo de transporte de hidratos gasosos. Assim, como o transporte de gás natural liquefeito é um método já utilizado para o transporte a partir de áreas remotas e em menores quantidades de produção, a técnica do hidrato gasoso pode ser considerada uma alternativa para o transporte do gás natural recuperado nos *flares* em unidades *offshore*. Este método ainda está em fase de testes, mas já é possível concluir que será uma técnica largamente utilizada no futuro quando vencer problemas de economia de escala e já tiverem sido feitos testes da aplicação tecnológica no seu segmento de favorecimento econômico.

- GTW (*Gas to Wire*):

Esta técnica baseia-se na geração de eletricidade *offshore* a partir de gás natural. No litoral brasileiro, não há nenhuma transmissão de energia para as unidades. Portanto, é necessário haver produção de energia elétrica nas unidades *offshore*. Essa energia elétrica é usada para iluminação, sistemas de comunicação e equipamentos, como bombas e aquecedores.

Para produzir eletricidade, as plataformas contam com turbinas a gás e motores a diesel e, em alguns casos com motores a vapor.

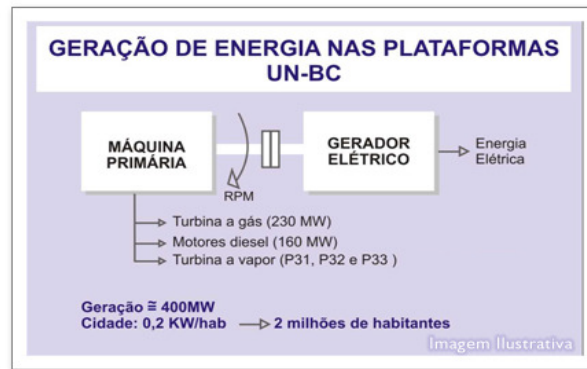


Figura 23 - Geração de eletricidade.

Fonte: <http://www.clickmacae.com.br/?sec=47&pag=noticia&cod=6623>

acessado hoje 10/10/11 às 15:57h.

O gás utilizado nas turbinas a gás pode ser o gás natural proveniente do *flare*. Além de energia elétrica, também poderá ser associado a este sistema o aproveitamento da energia térmica dissipada pelo equipamento. O aproveitamento de uma turbina a gás varia entre 35 a 40%, mas o calor gerado nas turbinas é aproveitado por co-geração, elevando o aproveitamento para cerca de 80%. O gás natural precisa passar por um processo de desumidificação e pela remoção de hidrocarbonetos condensáveis do gás.

Os motores a diesel utilizam o óleo diesel, transportados do continente para a plataforma navios. Quando a geração de eletricidade é feita por turbinas a gás na geração principal, não é necessário motor a diesel, proporcionando economia de diesel e de custos com o seu transporte. Porém, sempre há um requerimento mínimo de óleo diesel na plataforma, uma vez que existe um gerador que o utiliza (manter em funcionamento o sistema de comunicação e a rota de fuga iluminada, por exemplo), na hipótese de produção de gás insuficiente para geração de eletricidade. Um dado interessante é que a produção de eletricidade a partir do gás natural economiza 2 milhões de litros de óleo diesel por ano para uma unidade de 1 MW.

Para plataformas que têm limitação de espaço físico e proximidade com outras plataformas, a energia elétrica pode ser proveniente de outra. A proximidade deve existir uma vez que há perdas de energia nos cabos ao longo das grandes distâncias percorridas durante o transporte. São exemplos as plataformas da Petrobras Pargo e Cherne-1, que produzem para outras unidades consumirem. Assim, a geração de

eletricidade *offshore* a partir do gás natural proveniente do *flare* é uma alternativa tecnicamente possível e já empregada.

As turbinas a gás são mais caras se comparadas a motores a diesel do mesmo tamanho. Porém, se comparadas a motores a diesel, as turbinas a gás têm uma ótima relação potência/peso. Além disso, elas são menores do que motores a diesel de mesma potência. Levando isso em conta, somado à economia de diesel e de seu transporte da terra para a plataforma, a geração de eletricidade *offshore* a partir de gás natural também é economicamente viável.

1.5.Objetivo deste trabalho:

Este trabalho tem como objetivo analisar duas tecnologias de purificação de CO₂ de gás natural no contexto do pré-sal, a saber, tecnologia com membranas e tecnologia de absorção com aminas bem como tecnologia híbrida composta pelos dois métodos de captura.

A metodologia consiste de simulações em condições definidas mantidas para os três processos analisados, cada um empregando uma tecnologia ou combinação delas. As simulações foram realizadas com o simulador UNISIM Design (Honeywell), que forneceu os dados necessários ao dimensionamento dos equipamentos, acessados e processados por aplicativo em Excel desenvolvido pelo laboratório H2CIN (Escola de Química, UFRJ).

Com os dados fornecidos pelo simulador e pela planilha de dimensionamento, foi feita uma análise econômica com uma rotina implementada no programa em Excel - CAPCOST desenvolvido por Turton *et al.* (Turton, 2009). Nessa avaliação, são considerados os cálculos de custo capital (CAPEX), operacional (OPEX) e do valor presente líquido (VLP) que são utilizados para verificar a viabilidade econômica do processo para uma possível tomada de decisão para um determinado investimento.

Este trabalho está estruturado em cinco capítulos conforme descrito a seguir:

O Capítulo 1 introduz o cenário econômico e político do Gás Natural como combustível estratégico na matriz energética mundial e os desafios do processamento deste no contexto do pré-sal, e discute a importância deste na Captura e Armazenamento Geológico do CO₂.

O Capítulo 2 descreve tecnologias de processamento offshore de Gás Natural envolvendo desde sua prospecção no pólo pré-sal à reinjeção de CO₂ separado deste gás no poço.

O Capítulo 3 inicialmente mostra os aspectos relevantes que conduziram as tomadas de decisão de projeto, descritas como as premissas usadas na síntese, na simulação e no dimensionamento de equipamentos. Em seguida são apresentados os fluxogramas e o dimensionamento dos equipamentos de cada processo estudado. Por fim, realizam-se comparações entre os processos com base em informações técnicas obtidas da simulação e dimensionamento.

O Capítulo 4 apresenta a metodologia e as premissas adotadas para a análise econômica das alternativas de processo de separação de CO₂. Após esta etapa, são realizados cálculos de parâmetros econômicos dos processos de separação selecionados. Dentre os parâmetros estão: CAPEX, OPEX, Fluxo de caixa acumulado, Valor Líquido Presente, Taxa Interna de Retorno e Tempo de Retorno. O capítulo é finalizado com gráficos comparativos desses parâmetros para os processos.

O Capítulo 5 conclui o estudo e sugere desenvolvimentos futuros baseados no trabalho apresentado.

2. Estado da Arte de Processos de Tratamento de Gás natural

O tratamento é o conjunto de processos aos quais o gás será submetido para remoção ou redução dos teores de contaminantes para atender às especificações de mercado, segurança, transporte ou processamento posterior. Elas são principalmente relacionadas com o poder calorífico; o teor máximo de compostos de enxofre; o teor máximo de dióxido de carbono; o teor máximo de vapor d'água ou ponto de orvalho em relação à água; ponto de orvalho em relação aos hidrocarbonetos; e o teor de sólidos. (Filho, 2005). O condicionamento do gás visa seu enquadramento às características necessárias ao seu transporte em gasodutos, de forma que possa ser realizado sem prejuízo para as instalações usadas nestas operações (tubulações, compressores, entre outros). O gás natural bruto contém hidrocarbonetos e vapor d'água que podem passar do estado gasoso para o líquido com as variações de temperatura e/ou pressão, mesmo que pequenas; isto provoca o acúmulo destes líquidos em linhas e dutos, o que gera problemas de escoamento, corrosão e até tamponamento pela formação de hidratos. Para evitarmos tais problemas o gás deve ser condicionado para atender às especificações do transporte. (Filho, 2005)

As etapas de processamento *offshore* de gás natural estão ilustradas na Figura 23, englobando desde a obtenção do gás natural obtido pela exploração do pré-sal até a reinjeção do dióxido de carbono separado.

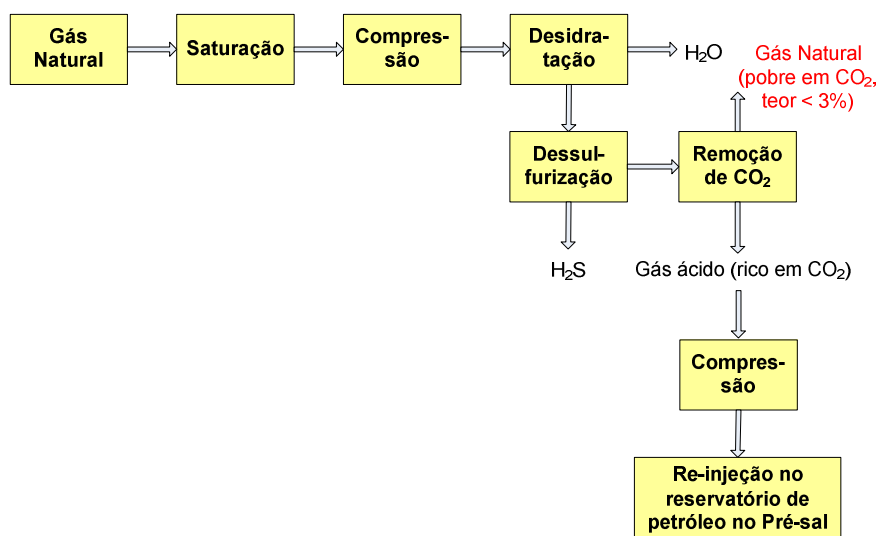


Figura 24: Etapas do processamento offshore de gás natural.

Fonte: confeccionado pelos autores.

As diversas operações envolvidas são descritas a seguir.

2.1.Saturação

O gás natural bruto vindo do campo de produção pode conter contaminantes que são classificados em dois tipos básicos: inertes e gases ácidos. Os inertes estão sempre presentes no gás e são o nitrogênio e o vapor d'água. Os gases ácidos, chamados desta forma por formarem soluções ácidas quando na presença de água livre, englobam o gás carbônico e os compostos de enxofre, como o gás sulfídrico (H_2S), mercaptanos ($R-SH$ sendo R um radical hidrocarboneto), sulfeto de carbonila (COS) e dissulfeto de carbono (CS_2).

A etapa descrita consiste na saturação do gás natural com os outros compostos presentes na mistura retirada do poço (óleo, água e gás natural contendo CO_2), e submetidos a uma separação primária (óleo/gás). Este gás saturado (equivalente ao gás natural bruto) é, por sua vez, submetido a tratamento.

2.2.Desidratação

O gás natural saturado contém a máxima quantidade possível de água no estado vapor, isto é, a mesma temperatura e pressão, quantidades adicionais que tendem a vaporizar voltarão a condensar. O teor de água de saturação do gás é função de três parâmetros: pressão, temperatura e presença de gases ácidos, que têm a propriedade de elevar este teor.

O vapor d'água, embora seja classificado como um contaminante inerte, ao condensar em linhas ou equipamentos na presença de gases ácidos ou hidrocarbonetos, pode causar inconvenientes como corrosão e formação de hidratos (combinação física entre moléculas de água líquida e moléculas pequenas de hidrocarbonetos), além de reduzir a capacidade das linhas de transferência (reduz a área de passagem com o aumento da perda de carga e redução de vazão de gás que poderia fluir nas mesmas). (Filho, 2005) Devido aos problemas mencionados, é feita a desidratação do gás natural saturado, que pode ser feita por absorção ou adsorção.

A desidratação pode ser feita por absorção, que consiste no contato e fixação da água no interior da massa de uma substância como glicol, por exemplo, sendo resultante de um conjunto complexo de fenômenos de capilaridade, atrações eletrostáticas e reações químicas. Posteriormente, o glicol pode ser regenerado.

A desidratação por adsorção consiste na fixação da água na superfície de outra substância, por meio de forças de atração superficiais. A adsorção se aplica a correntes líquidas e o processo, além de físico, pode ser químico envolvendo uma reação entre o adsorvente e os compostos adsorvidos. Um material, para ser um bom adsorvente, deve possuir grande área superficial (entre 500 a 800 m²/grama); afinidade pela água; seletividade; elevada resistência mecânica; pequena resistência ao fluxo de gás; facilidade de reativação ou regeneração; preservação das características com o tempo (vida útil). O adsorvente saturado pode ser posteriormente reativado ou regenerado, o que é feito pela ação do calor que causa a liberação dos líquidos adsorvidos. Os materiais que satisfazem os requisitos listados e de uso frequente no tratamento de gás natural são a sílica gel, alumina ativada e a peneira molecular.

2.3. Remoção de Gases Ácidos (Adoçamento)

A remoção dos compostos de enxofre e dióxido de carbono cumpre vários objetivos, desde especificar o gás para a venda e consumo, levando em consideração aspectos de segurança e operacionais, além da recuperação e comercialização destes componentes indesejáveis.

O processamento de gás natural é, de longe, a maior aplicação industrial de separação de gases. O consumo de gás natural pelos Estados Unidos é cerca de 22 trilhões de scf/yr (*Standard Cubic Feet per Year*) e o consumo mundial é de 95 trilhões scf/yr. Esse consumo leva a um aquecimento do mercado mundial para a produção de equipamentos de separação de gases que gera em torno de 5 bilhões de dólares por ano. Há vários processos disponíveis para o tratamento de gás natural. A maioria dos processos atualmente usa solventes que absorvem os gases ácidos fisicamente ou quimicamente, tendo os últimos a grande vantagem de serem menos sensíveis a variações de pressão. Na absorção química, as reações podem ser reversíveis (H₂S) ou

irreversíveis (COS). As reações irreversíveis implicam no descarte dos solventes, o que aumenta muito o custo do processo. Além dos processos com solvente, há outros como a destilação e processos de leito sólido usados especificamente na remoção de compostos de enxofre que são empregados com sucesso no tratamento de gás natural. No mercado de tratamento de gás natural, a participação de membranas é menor que 5%, em sua grande maioria aplicada para a separação de CO₂ do gás natural (W. Baker, 2008). A Tabela 3, a seguir, classifica os principais processos de acordo com o princípio básico que os define. (Filho, 2005)

Tabela 3: Principais processos usados para o tratamento de gás natural.

	Processo
Absorção Química	Aminas - Monoetanolamina (MEA); - Dietanolamina (DEA); - Metildietanolamina (MDEA); - Di-isopropilamina (DIPA).
	Carbonato de potássio quente - Benfield; - Catarcarb; - Lurgi; - Vetrocoke.
	Carbonato de potássio quente - Streford; - Amônia; - etc.
Absorção Física	Sulfinol
	Selexol
	Rectisol
	Purisol
	Solvente flúor
	Água
Leito Sólido	Óxido de Ferro (ferro esponja)
	Peneiras Moleculares
	Óxido de Zinco
	Carvão Ativado
Destilação	Ryan-Holmes
Permeação	Membranas

Fonte: Filho, 2005

2.3.1. Dessulfurização

Dos compostos de enxofre presentes no gás, o H_2S é o de maior relevância por ser o composto sulfídrico de teor mais elevado no gás natural. Porém, mercaptanos (RSH), sulfetos de carbonila (COS) e bissulfeto de carbonila (CS_2) também são importantes. É possível recuperar o enxofre pelo processo Claus, o que é feito por quase todas as refinarias da Petrobras atualmente. (Filho, 2005).

O principal motivo da remoção do H_2S é a sua toxidez, já que este é quase duas vezes mais tóxico que o monóxido de carbono e quase tão tóxico quanto o ácido cianídrico. Quando dissolvido em água, o H_2S é corrosivo ao aço. Já o COS e o CS_2 , embora não sejam corrosivos por si só, podem sofrer hidrólise durante o transporte ou armazenamento do produto, conduzindo à formação de CO_2 e H_2S .

2.3.2. Remoção de CO_2

A remoção do CO_2 pode visar o aumento do poder calorífico do gás e a redução do custo de transporte do mesmo. Ele pode ser removido com os objetivos de evitar a formação de gelo seco (CO_2 sólido) em correntes que serão submetidas a processamento criogênico, ou minimizar problemas de corrosão em dutos de transferência e equipamentos de processo. De acordo com a RESOLUÇÃO ANP nº 16, de 17.6.2008 –(DOU 18.6.2008), o teor máximo de CO_2 que pode estar presente na corrente de gás natural é de 3% (fração molar).

O gás carbônico, ao se dissolver em água, forma H_2CO_3 , o qual acelera ação corrosiva relacionada ao H_2S , embora inicie seu próprio processo corrosivo com o aço.

2.4.Compressão e Reinjeção de CO₂ no reservatório de petróleo do pré-sal

O CCGS - Captura e Armazenamento Geológico de CO₂- é considerado atualmente a resposta mais séria para mitigar os efeitos das emissões de combustíveis fósseis na atmosfera. O CCGS demanda a intervenção cooperativa de três esforços tecnológicos: Captura e Compressão do CO₂ de grandes fontes industriais; Transporte do CO₂ para poços geologicamente viáveis; e Injeção geológica, armazenamento e retenção de CO₂.

A compressão é a principal responsável pelo custo por unidade de CO₂ para o CCGS total. Além disso, ela afeta a composição do fluido a ser transportado para o poço de injeção. Esta composição é muito importante à medida que compressibilidade, viscosidade, potencial para corrosão e equilíbrio vapor-líquido são fatores determinantes do custo de transporte do gás e em aplicações em EOR, onde a pureza do CO₂ é um fator de desempenho.

O transporte deve ser feito em tubulações que resistam a altas pressões e altas capacidades, já que o CO₂ deve ser mantido a pressões supercríticas para evitar mudança de fase por vaporização, o que poderia tornar o escoamento bifásico, acarretando instabilidades e regimes variados (Medeiros, 2008).

Segundo o IPCC (2005), as principais opções para o armazenamento geológico do CO₂ são: a injeção em reservatórios exauridos de óleo e gás; o uso do CO₂ para a recuperação avançada de óleo ou gás (EOR); a injeção de CO₂ em reservatórios profundos saturados não usados de águas salinas; a injeção em camadas profundas de carvão mineral inexploráveis; o uso do CO₂ na recuperação avançada de metano em jazidas de carvão mineral (ECBM), além de opções como formações basálticas, xisto betuminoso e cavernas(Câmara, 2011).

2.5.Separação de CO₂ com Membranas

As empresas produtoras de membranas entraram na indústria de processamento de gás natural nos anos 1980, oferecendo sistemas de remoção de CO₂ em competição com sistemas de absorção por aminas. Elas tiveram mais possibilidade de crescimento principalmente em locais remotos, onde o monitoramento contínuo da amina absorvente e a necessidade de manutenção frequente eram dificultadas. Os primeiros sistemas com membranas para separar CO₂ do gás natural foram introduzidos por Grace Membrane Systems (uma divisão de W.R. Grace), Separex (agora parte da UOP) e Cynara (agora parte da Natco¹), que usaram membranas de acetato de celulose (Baker, R. W., 2008).

O princípio de separação baseia-se na permeabilidade relativa, que consiste na separação de diferentes componentes de uma corrente gasosa, que ao atravessar a mesma membrana semipermeável, apresentam diferentes velocidades em função da taxa de permeabilidade. Esta é função da habilidade do componente se dissolver e difundir através da membrana. O CO₂, por exemplo, atravessa a membrana cerca de 25 vezes mais depressa que o metano. A permeabilidade relativa de uma determinada membrana comercial para vários gases é a seguinte:

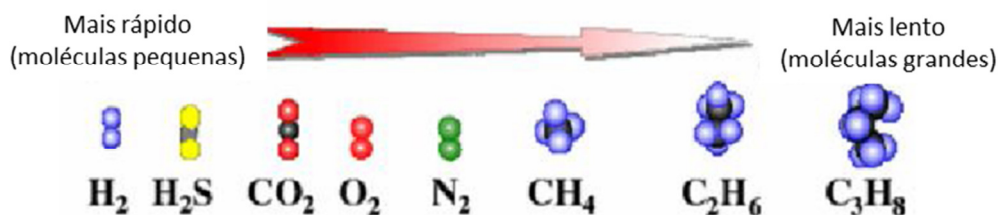


Figura 25 - Transporte relativo para alguns gases através de uma membrana.

Fonte: 84th Annual GPA Convention, 2005.

Como comentado acima, as membranas são constituídas de polímeros, e as de acetato de celulose ainda são muito utilizadas atualmente. Nos últimos dez anos, novos materiais de membranas têm sido pesquisados, como as membranas constituídas por polímeros polissulfônicos e as poliimidas. Algumas empresas produtoras são descritas na tabela abaixo.

¹ Os autores tem o conhecimento que a Cameron comprou a Natco, após a publicação de Baker, 2008

Compania	principal separação do gás natural	tipo de módulo de membrana	material da membrana
Medal (Air Liquide)	CO ₂	fibra-oca	poliamida
W.R. Grace	CO ₂	espiral	acetato de celulose
Separex (UOP)	CO ₂	espiral	
Cynara (Natco)	CO ₂	fibra-oca	acetato de celulose
ABB/MTR	CO ₂ , N ₂ , HCs leves	espiral	polímeros elastoméricos perfluorados de silicone
Permea (Air Products)	água	fibra-oca	polisulfona

Figura 26 - Principais empresas produtoras de membranas para Separação de Gás Natural.

Fonte: BAKER, 2008 - adaptado pelos autores.

Este material semipermeável é mais usualmente encontrado na forma de finos tubos capilares, sendo uma unidade de separação composta por um feixe de milhares destes capilares dentro de um casco, à semelhança de um trocador de calor do tipo casco e tubos. A mistura gasosa a ser separada é admitida no casco; os componentes mais permeáveis atravessam as membranas, isto é, as paredes dos tubos, e fluem para o interior dos mesmos em direção da extremidade não tamponada e são coletadas no cabeçote de saída. Os gases mais lentos saem pela extremidade oposta do casco. (Filho, 2005)

Para filmes poliméricos densos, a permeabilidade acima é definida como o fluxo da espécie normalizado pela força motriz de fugacidade trans-membrana do composto “i” e a espessura da membrana (WIND et al., 2004):

$$\Pi_i = \left(\frac{N_i \delta}{\hat{f}_i^V - \hat{f}_i^L} \right) \text{Equação 1}$$

A seletividade é a melhor medida da habilidade da membrana para separar dois gases e é representada por:

$$\alpha_{ij} = \frac{\Pi_i}{\Pi_j} = \frac{D_i S_i}{D_j S_j} = \frac{K_i}{K_j} \text{Equação 2}$$

$$e \alpha_{ij} = \alpha_K \alpha_D \text{Equação 3}$$

ou seja, é o produto da seletividade à solubilidade e a seletividade à difusão (SHEKHAWAT, 2005).

Baker e Lokhandwala (2008) concluem que a seletividade $\frac{D_i}{D_j}$ sempre favorece a permeação de moléculas pequenas (e.g., água, com diâmetro cinético de 2,65 Å, e CO₂, com 3,30 Å) em membranas poliméricas porque moléculas maiores (e.g., metano, com diâmetro cinético de 3,80 Å) interagem com mais segmentos da cadeia polimérica do que as moléculas pequenas. (Nakao, 2010)

Já a seletividade a sorção $\frac{S_i}{S_j}$ favorece a absorção de moléculas mais facilmente condensáveis. O metano, com ponto de ebulição de 113K, é mais condensável do que o CO₂, como se pode observar na figura abaixo (Baker, 2008).

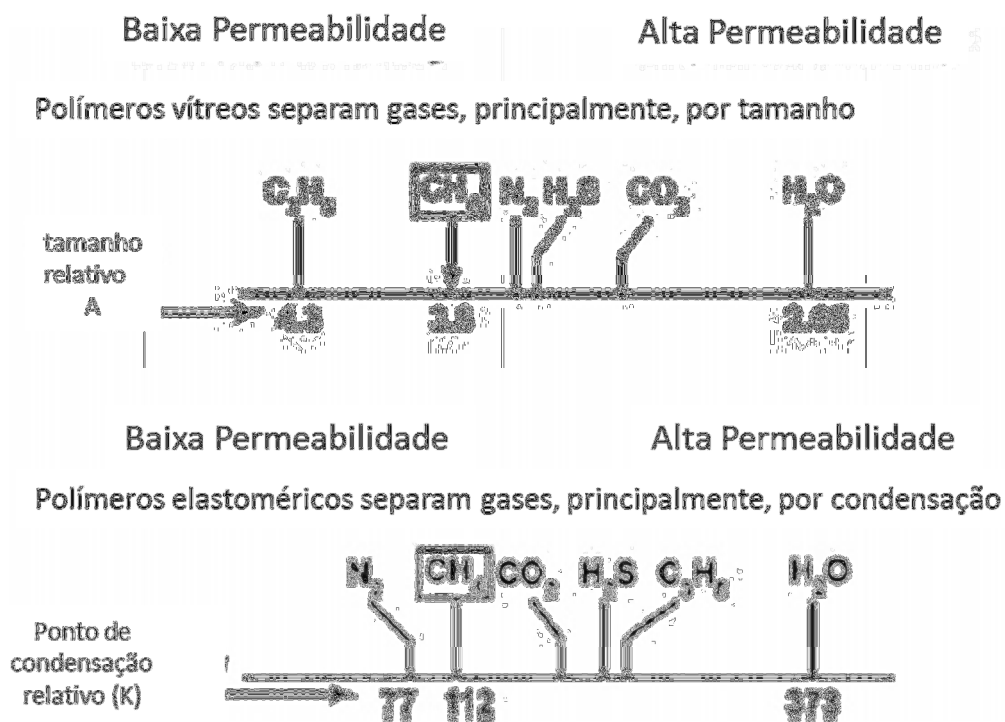


Figura 27 - Representação do tamanho relativo (diâmetro cinético) e condensabilidade (ponto de ebulição) dos principais componentes do gás natural.

Fonte: BAKER, 2008 - adaptado pelos autores.

De forma a favorecer a permeabilidade do dióxido de carbono, usa-se membranas constituídas por materiais vitrificados poliméricos, além de pressões altas de aproximadamente 30-60 bar. Dessa forma, é possível trabalhar com uma área

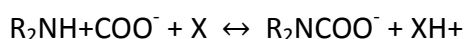
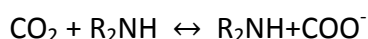
menor de membrana para a mesma quantidade de gás. Nestas condições, a permeabilidade do CO₂ é 10 a 20% maior que a do metano.(Baker, 2008)

Uma característica importante do processo de separação de aminas é a possibilidade de construção modular, através da inclusão de unidades adicionais em série ou em paralelo, de modo a adaptar o sistema às mudanças de composição ou de vazão de carga. Colocando os equipamentos em paralelo, pode-se obter maiores vazões para a mesma pureza e recuperação do produto (gás permeado). Colocando-se mais elementos em série, maiores recuperações podem ser obtidas para a mesma vazão de gás a ser separado.

2.6.Separação de CO₂ com Aminas

O processo de separação de CO₂ presente em gás natural mais difundido é a absorção química com soluções aquosas de amina. Neste processo o CO₂ reage com a amina e é carregado por este solvente líquido.

As reações químicas reversíveis ocorrem em uma coluna absorvedora de recheio ou de pratos, na qual o gás ácido (neste caso o CO₂) e o solvente básico reagem da seguinte maneira:



Onde X é a espécie básica.

De um modo geral, com o aumento da temperatura das reações reversíveis, o equilíbrio é deslocado no sentido dos reagentes, enquanto que a baixas temperaturas, o equilíbrio tende para o sentido dos produtos. Para favorecer a remoção dos gases ácidos, evita-se temperaturas elevadas e usa-se pressões elevadas na torre absorvedora, pois a altas pressões os gases ácidos, além de reagirem quimicamente com a amina, são absorvidos fisicamente pela água, aumentando assim a quantidade destes componentes na solução de amina.

Após a absorção, a solução líquida rica em CO₂ é bombeada para uma coluna regeneradora, onde o CO₂ é liberado do solvente através de calor e redução de pressão. Dessa forma a amina é recuperada e enviada para a etapa de absorção e o CO₂ separado.

O processo de absorção de CO₂ por amina é mostrado a seguir:

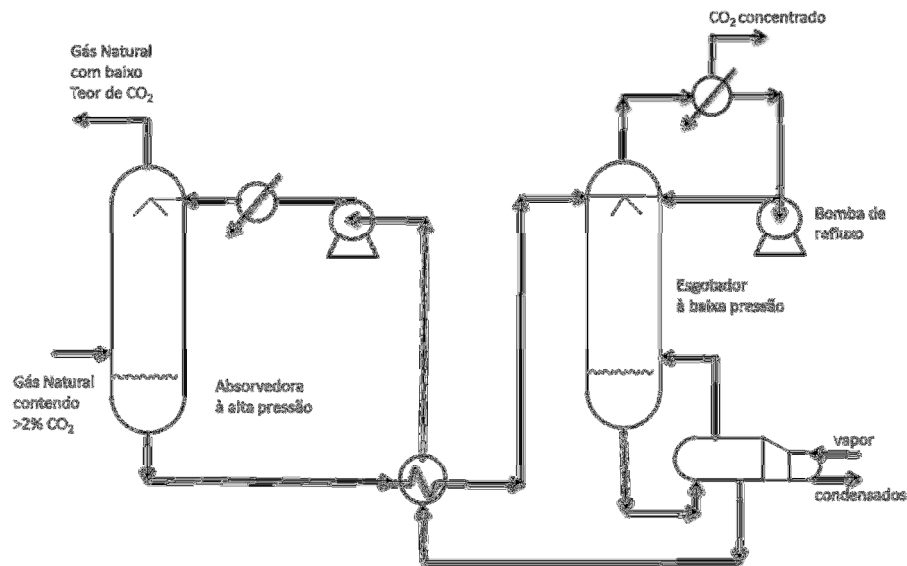


Figura 28: Esquema do processo de absorção química de CO₂ com aminas.

Fonte: BAKER, 2008 - adaptado pelos autores.

A amina que é empregada possui grande influência na eficiência e no custo do processo. As soluções aquosas de aminas que atualmente são usadas com mais frequência no tratamento de gases ácidos de gás natural são a de Monoetanolamina (MEA), de Dietanolamina (DEA) e de Metildietanolamina (MDEA).

É necessário um monitoramento contínuo da amina absorvente, pois sua degradação gera misturas corrosivas que podem destruir o sistema dentro de poucos dias se não for monitorada. A necessidade de manutenção frequente e atenção do operador geralmente atrapalha o uso de colunas absorvedoras com amina em locais remotos. (Baker, R. W.. 2008)

A monoetanolamina (MEA) é a amina de uso mais generalizado, mas a escolha entre MEA e DEA é puramente econômica. Quando o gás contém quantidades

relativamente altas de COS e CS₂, a MEA deve ser evitada por reagir irreversivelmente com estes compostos formando produtos de degradação que obrigarão à frequente substituição da solução. No entanto, tanto a MEA quanto a DEA se degradam através de reações iniciadas pelo CO₂ e influenciadas pela pressão, temperatura e concentração da solução.

O uso de MEA também não é recomendado quando o gás contém mercaptanos, pois a mesma não é capaz de absorvê-los da corrente gasosa. Uma vantagem que pode ser atribuída à MEA é a sua maior reatividade. Contudo a dietanolamina (DEA) tem como vantagem a menor quantidade de calor requerida para liberar os gases ácidos na etapa de regeneração devido ao fato de ser uma base quimicamente mais fraca do que a MEA.

A metildietanolamina (MDEA) é uma amina que vem sendo utilizada em substituição às anteriores com as vantagens de apresentar maior resistência à degradação, menores problemas de corrosão, seletividade pelo H₂S em presença de CO₂, entre outras.

Quando se emprega a MEA, a concentração da solução aquosa não deve ser superior a 20% em peso para não acentuar os problemas de corrosão inerentes aos processos com aminas. Quando a DEA é usada, as concentrações usuais são de 25 a 30% em peso, que em termos molares equivale a uma faixa de 15 a 20% para soluções de MEA. Se fossem utilizadas soluções de amina com concentrações maiores, as quantidades de gases ácidos absorvidos também seriam maiores, obrigando que todos os equipamentos que entram em contato com a solução rica tivessem uma metalurgia especial para resistir à corrosão da mesma.

Além da corrosão provocada pelos gases ácidos, as aminas se oxidam rapidamente e os produtos da oxidação são extremamente corrosivos ao aço carbono; eles são ainda instáveis a altas temperaturas e os produtos de decomposição são também corrosivos. Por isso, algumas preocupações que devem ser tomadas são: deve-se evitar que as soluções entrem em contato com o ar atmosférico através da selagem dos tanques de solução; a temperatura na regeneração não deve ultrapassar 126°C (para evitar a decomposição das aminas), etc.(Filho, 2005).

2.7. Remoção de CO₂ com processo híbrido: separação com membrana conjugada a absorção por aminas

A combinação de membranas e unidades de aminas oferece uma alternativa de menor custo, apesar de esta tecnologia híbrida ser limitada a plantas grandes, nas quais as economias globais no CAPEX são grandes o suficiente para compensar o aumento da complexidade da planta, que conta com dois processos de separação. Um diagrama de uma planta de membrana/amina integrada é apresentado na Figura 29 abaixo, no qual no projeto, a unidade de membrana remove dois terços do dióxido de carbono e a planta de amina remove o resto. Uma porção do gás permeado da membrana é usado como combustível para a planta de amina

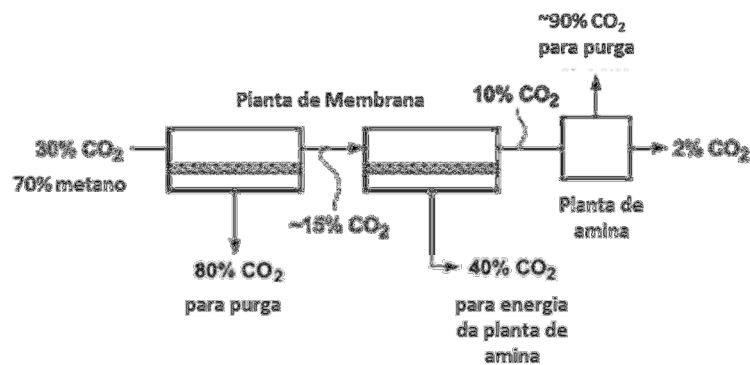


Figura 29: Esquema de uma planta típica híbrida de membrana/amina para tratamento de gás associado.

Fonte: BAKER, 2008 - adaptado pelos autores.

3. Premissas para o Desenvolvimento do Estudo - Síntese de Fluxogramas de Processo e Dimensionamento de Equipamentos

Este Capítulo descreve os aspectos relevantes que nortearam as tomadas de decisão na síntese dos fluxogramas de processo simulados, dimensionamento dos equipamentos e análise econômica.

3.1.Premissas de Processo

- Vazão de gás natural a ser processado: 5 MMSCMD (*million metric standard cubic meter per day*);
- A corrente sofreu remoção de água a montante ao processo de separação de CO₂;
- A corrente sofreu remoção de H₂S a montante do processo de separação de CO₂;
- Concentração de CO₂ na corrente a ser tratada em torno de 20%;
- Concentração de CO₂ no gás natural tratado dentro da especificação da ANP, ou seja, inferior a 3% molar;
- Eficiência de remoção de CO₂ de 90% (**Mohammad, 2006**);
- Máxima razão de compressão em cada compressor de 4;
- Compressores do sistema de compressão do tipo centrífugo com “drives” elétricos e à prova de explosão;
- Temperatura máxima de operação dos compressores de 180 °C;
- Trocadores de calor do sistema de compressão do tipo casco e tubos refrigerados com água escoando no caso e a corrente de processo pelos tubos. A água utilizada possui temperatura de entrada de 30 °C e de saída de 45 °C;
- Perda de carga de 0,5 bar em trocadores de calor.
- Nos processos de separação com aminas foi considerado:
 - ✓ Concentração das correntes de solventes (**Mohammad, 2006**):
 - MEA: 15-20% (mássica);
 - DEA: 20-35% (mássica);
 - MDEA: 40-50% (mássica);
 - ✓ Razão de carga de solvente (número de mols de CO₂ a serem tratados por mol de solvente alimentado à coluna absorvedora), (**Mohammad, 2006**):
 - MEA: $0,35 \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol MEA}}$;
 - DEA: $0,4 \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol DEA}}$;
 - MDEA: $0,45 \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol MDEA}}$;

- ✓ Temperatura de solvente alimentado à absorvedora: 35-50 °C
(Mohammad, 2006);
 - ✓ Pressão de operação da coluna de absorção: 50 – 55 bar;
 - ✓ Pressões de operação da coluna de esgotamento (regeneradora de solvente): 1,0 bar, 1,5 bar e 2,0 bar. Essas pressões foram selecionadas de forma a não se ultrapassar a temperatura de decomposição das aminas no fundo da coluna. Para isso, considerou-se que a temperatura não poderia ultrapassar 124 °C que é a temperatura de decomposição da MEA, assim, garante-se que as temperaturas de decomposição da DEA e da MDEA também não sejam alcançadas;
 - ✓ Temperatura de alimentação da regeneradora: 90 °C;
 - ✓ Pressão de alimentação da regeneradora: 2,19 bar.
- Na etapa de re-injeção da corrente rica em CO₂ no reservatório (EOR) foi considerado:
 - ✓ Pressão do gás rico em CO₂ comprimido ao nível do mar: 300 bar;
 - ✓ Distância do espelho d'água ao fundo do mar: 2000 m;
 - ✓ Temperatura no fundo do mar: 5 °C;
 - ✓ Distância de deslocamento horizontal no fundo do mar: 7000 m;
 - ✓ Distância do fundo do mar ao reservatório abaixo da camada de sal: 3000 m;
 - ✓ Temperatura do reservatório abaixo da camada de sal: 40 °C;
 - ✓ Pressão do reservatório abaixo da camada de sal: 600 bar.
 - Para processo híbridos, em que foram utilizados os dois tipos de processos, adotou-se :
 - ✓ Separação de 10% de CO₂ pela membrana e os 10 % restantes pelo sistema de absorção com aminas;
 - ✓ Foram utilizadas como solvente as aminas MEA, DEA e MDEA;
 - ✓ Pressão de operação da coluna regeneradora: 1 bar;
 - ✓ Os demais parâmetros são os mesmos apresentados anteriormente;

3.2.Procedimentos de Simulação

- Modelo Peng-Robinson para todas as situações com exceção de equipamentos nos quais há correntes com aminas;
- Modelo de Aminas do Laboratório H2CIN - UFRJ para todas as simulações de equipamentos nos quais estavam presentes MEA, DEA ou MDEA;
- Nos processos de separação com membranas foi utilizado um modelo de membrana compatível com o UNISIM Design, desenvolvido pelo laboratório H2CIN – UFRJ;

3.3.Premissas para o dimensionamento dos equipamentos

O dimensionamento foi feito com o auxílio de uma planilha de Excel desenvolvida no laboratório H2CIN que importa os valores dos parâmetros necessários ao dimensionamento de cada equipamento da simulação feita no UNISIM Design.

Para todos os processos foram estabelecidas as seguintes considerações (regras heurísticas) no dimensionamento dos equipamentos:

Trocadores de Calor:

No lado do casco escoa o fluido mais viscoso, para aumentar o valor do coeficiente global de transferência de calor (U), fluido com menor vazão e fluidos que sofrem condensação ou vaporização **(Campbell, 2001)**;

No lado dos tubos escoa o fluido com correntes tóxicas ou letais, para minimizar problemas de vazamento, fluidos corrosivos, fluidos que tendem a causar incrustações, fluidos com altas temperaturas, fluidos de alta pressão e fluidos para os quais a queda de pressão é mais crítica **(Campbell, 2001)**;

Coeficiente global de transferência de calor:

Tabela 4: Coeficientes Globais de Transferência de Calor de acordo com a pressão máxima de operação da corrente gasosa

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

Fonte: Campbell, 2001.

Para o cálculo da área de transferência de calor foram utilizadas as seguintes equações:

$$Q = U \times A \times \Delta T_{ln} \quad \text{Equação 4}$$

$$\Delta T_{ln} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad \text{Equação 5}$$

$$\Delta T_1 = T_{qe} - T_{fs} \quad \text{Equação 6}$$

$$\Delta T_2 = T_{qs} - T_{fe} \quad \text{Equação 7}$$

Fonte: Incropera, 2008.

onde:

Q – taxa de transferência de calor;

U – Coeficiente global de transferência de calor;

A – área de transferência de calor;

ΔT_{ln} – média logarítmica das diferenças de temperaturas na em cada extremidade de entrada e saída do trocador de calor;

T_{qe} – temperatura quente que entra;

T_{qs} – temperatura quente que sai;

T_{fe} – temperatura fria que entra;

T_{fs} – temperatura fria que sai.

que caracterizam um trocador de calor casco e tubo com escoamento dos fluidos em contra corrente em passe único, como mostrado na figura a seguir.

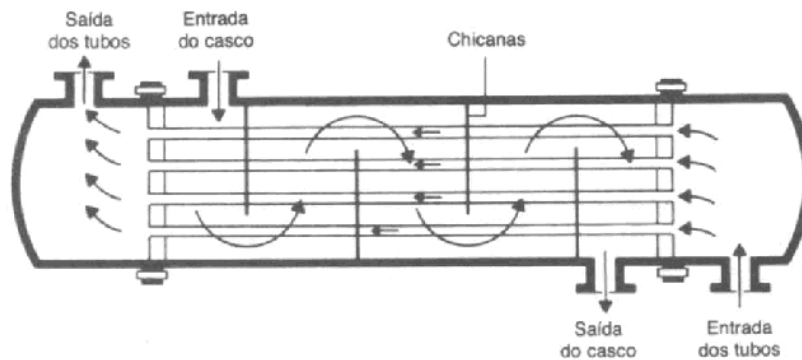


Figura 30:Trocador de Calor Casco e Tubo.

Fonte: UFMG, 2011.

Colunas de Absorção e Esgotamento:

Colunas recheadas com recheio do tipo intalox metálico (IMTP) de 1 in (25,4 mm), cujo fator de empacotamento é 41 (Campbell, 2001) ;

Tabela 5: Fatores de empacotamento de acordo com o tipo de recheio e seus tamanhos.

Tipo de Recheio	Material	Tamanho Nominal					
		5/8 "	1"	1.5"	2"	3"	4"
IMPT	Metal	51	41	24	18	12	
Hy-Pak	Metal		45	29	26		16
Pall Rings	Metal	70	56	40	27		18
Pall Rings	Plástico	75	55	40	26		17
Super Intalox Saddle	Plástico		40		28		18
Super Intalox Saddle	Cerâmico		60		30		
Intalox Saddles			92	52	40	22	
Rasching Ring	Cerâmico	300	144	93	62	43	

Fonte: Campbell, 2001 – adaptado pelos autores.

Como a operação é feita com ciclos de absorção e esgotamento de hidrocarbonetos leves, utilizou-se uma queda de pressão média no recheio de $F_p = 0,75 \frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{ft de recheio}}$;

Tabela 6: quedas de pressões por unidade de comprimento do recheio.

operação	ΔP in H ₂ O/ft recheio		
	min	máx	média
absorção/regeneração			
líquidos com tendência a incrustação	0,25	0,5	0,375
destilação com hidrocarbonetos leves	0,5	1	0,75
destilação atm. e alta p. fluidos sem formação de espuma	0,05	1	

Fonte: Campbell, 2001 – adaptado pelos autores.

Como altura equivalente de pratos teóricos (HETP – “Height of Equivalent Theoretical Plate”), utilizou-se 1,83m, como é recomendado na Tabela 7 a seguir;

Tabela 7: Valores para HETP de acordo com o tamanho do recheio.

	Tamanho do Recheio (in)	(mm)	HETP (m)
Destilação	1	25,4	0,46
	1,5	38,1	0,67
	2	50,8	0,91
Destilação à vácuo	1	25,4	0,67
	1,5	38,1	0,82
	2	50,8	1,06
Absorção/Esgotamento	todos	todos	1,83

Fonte: Campbell, 2001 – adaptado pelos autores.

Para se obter a altura total da coluna, considera-se uma distância de 1,25 m entre o topo do recheio e o topo da coluna e o fundo do recheio e o fundo da coluna, adicionando-se, assim, 2,5 m ao valor da altura do recheio para se obter a altura total da coluna;

Para se obter o diâmetro da coluna, utiliza-se o gráfico da Figura 31, que fornece correlações baseadas em densidades, vazões e viscosidades das correntes de líquido e de vapor da coluna.

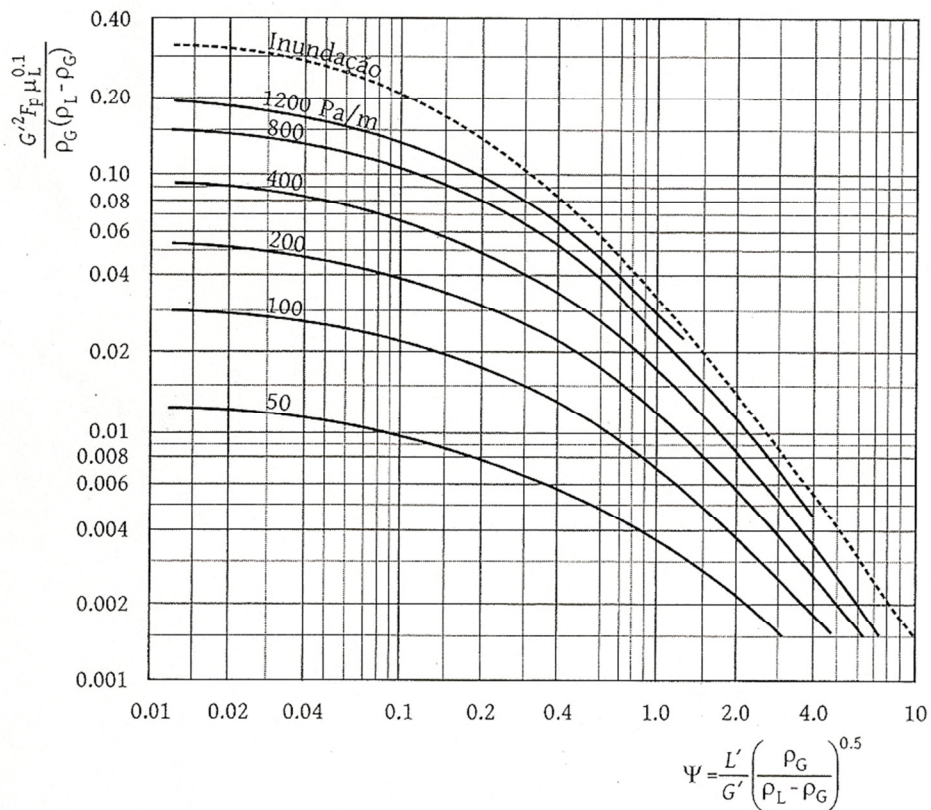


Figura 31: Correlação de inundação para colunas.

Fonte: Campbell, 2001.

Calcula-se o diâmetro do fundo e do topo da coluna e considera-se como o diâmetro da coluna o maior entre eles;

Estabelece-se que o diâmetro máximo das colunas é de 4 m, sendo que para as colunas dimensionadas que apresentaram diâmetro maior que 4 metros, opta-se por dividir suas vazões de líquido e vapor por um número de colunas que operam em paralelo com diâmetro igual a quatro, apresentando a mesma separação, ou seja, os mesmos perfis de temperatura, pressão, densidade e viscosidade;

Compressores, seus “Drives”, Bombas e Vasos de Separação:

Foram utilizados os dados e correlações implementados na planilha de dimensionamento do Laboratório H2CIN, sem maiores restrições.

3.4. SIMULAÇÃO DE REMOÇÃO DE CO₂ DO GÁS NATURAL NO CONTEXTO DO PÓLO PRÉ-SAL

Adota-se o processamento de 5 milhões de metros cúbicos por dia de gás natural, consistindo em:

- a. separação primária, onde são removidos os excessos de água e hidrocarbonetos pesados;
- b. compressão de gás natural, onde se aumenta a pressão;
- c. desidratação, onde é removida do gás natural saturado a água residual;
- d. dessulfurização, onde são removidos compostos que contenham enxofre como o H₂S; e finalmente
- e. remoção do CO₂, por membrana e/ou diferentes aminas a diferentes pressões (MEA, DEA e MDEA, a 1 bar, 1,5 bar e 2,0 bar), além do processo híbrido, no qual a separação de CO₂ é feita através da conjugação da absorção por amina e da remoção por membrana.
- f. compressão da corrente de CO₂ e sua reinjeção no reservatório de petróleo do pré-sal.

Neste trabalho, utilizou-se o software de simulação de processos UNISIM Design (Honeywell), que dispõe de um extenso banco de dados de componentes, com as propriedades termodinâmicas necessárias aos balanços de massa e energia.

As Figuras 32 a 34 apresentam os fluxogramas gerados para as simulações relacionadas à remoção do dióxido de carbono do Gás Natural, que implementam o processamento descrito no Capítulo 2, variando-se exclusivamente a etapa de captura de CO₂:

(a) Separação com aminas (Figura 32)

(b) Separação com membranas (Figura 33)

(c) Separação com processo híbrido: separação por membrana seguida de separação por amina (Figura 34)

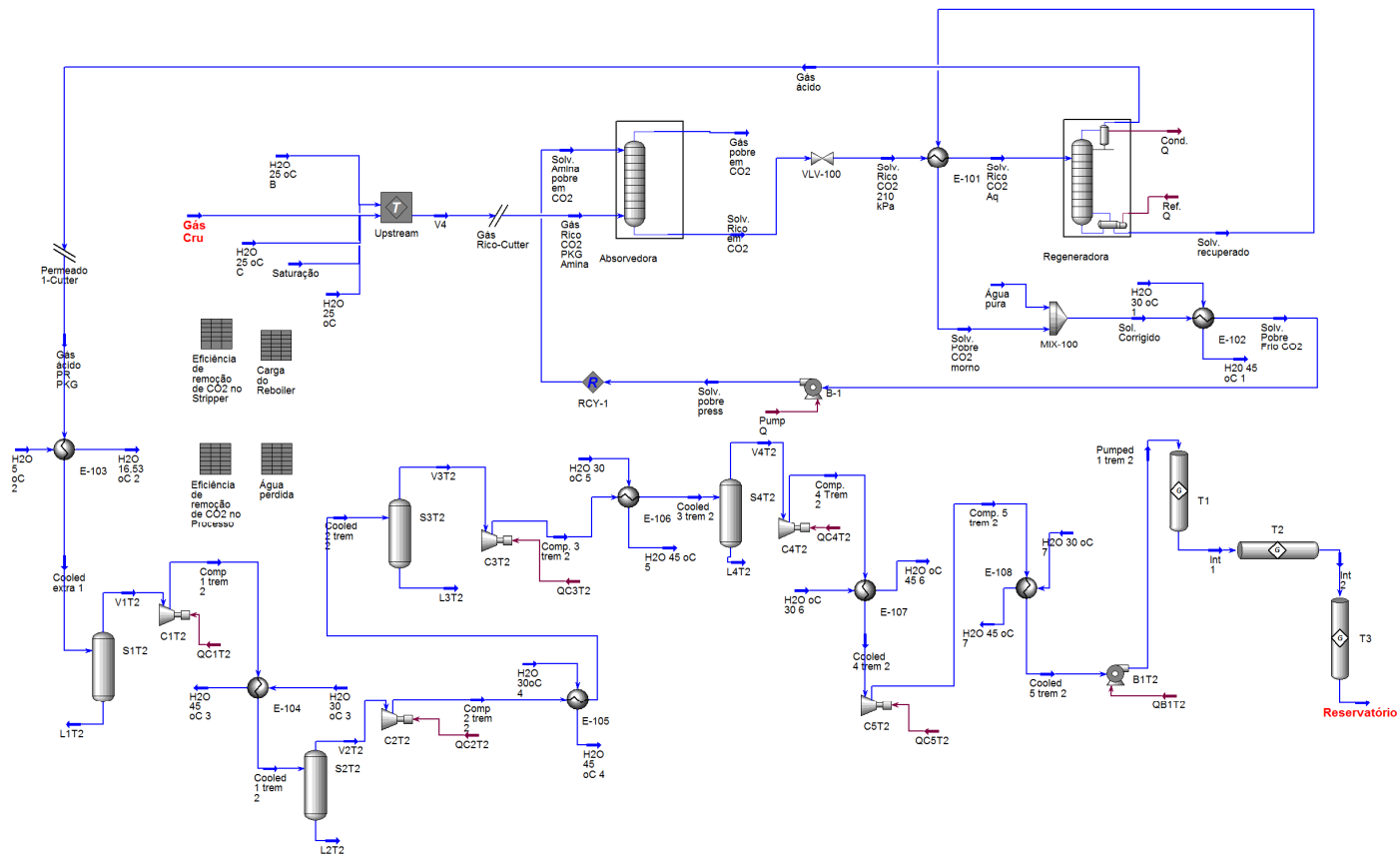


Figura 32 - Separação com soluções aquosas de amina para a Remoção de CO₂ de Gás Natural.

Fonte: confeccionado pelos autores.

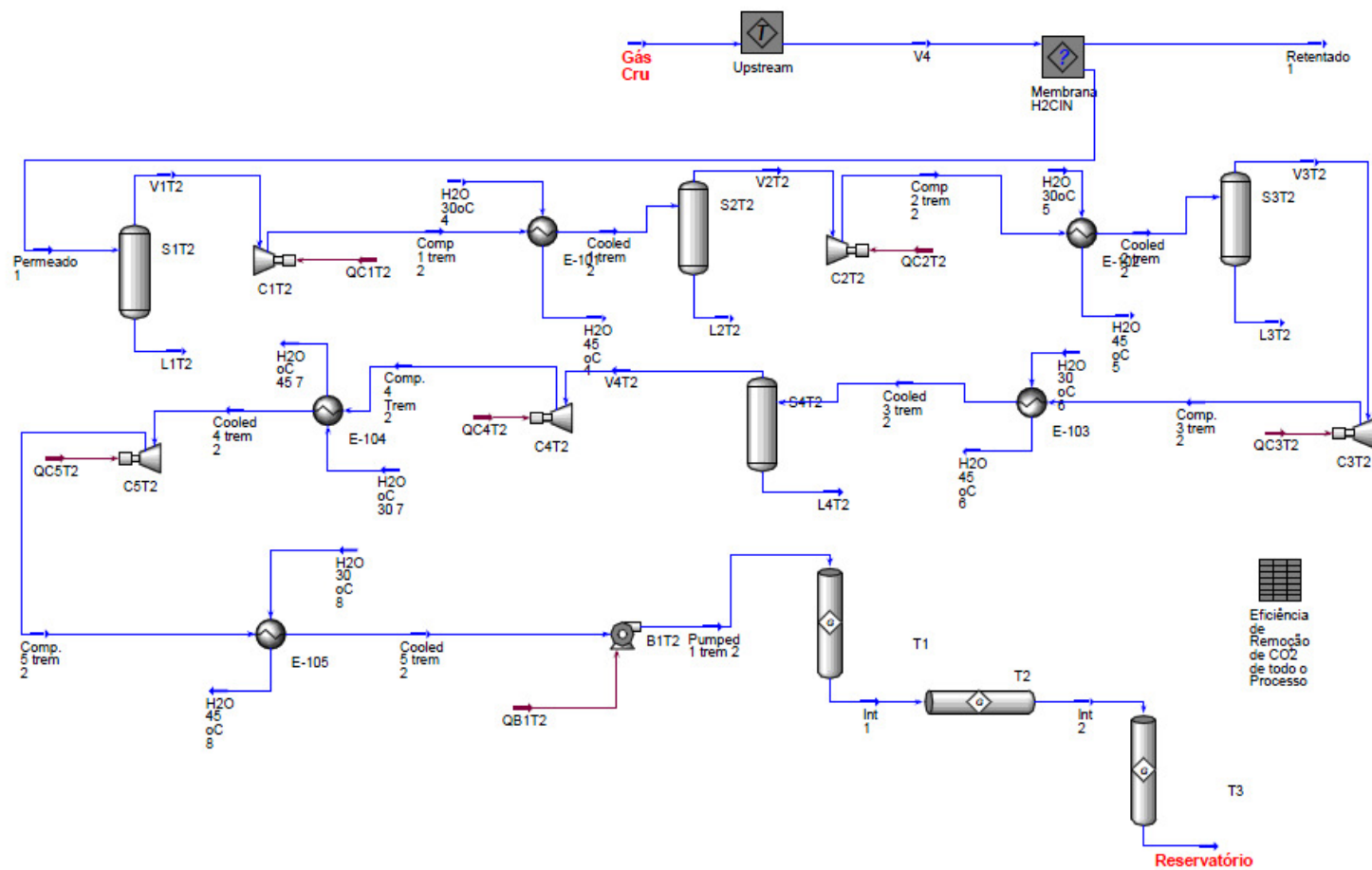


Figura 33 - Separação através de membrana para a Remoção de CO₂ de Gás Natural.

Fonte: confeccionado pelos autores.

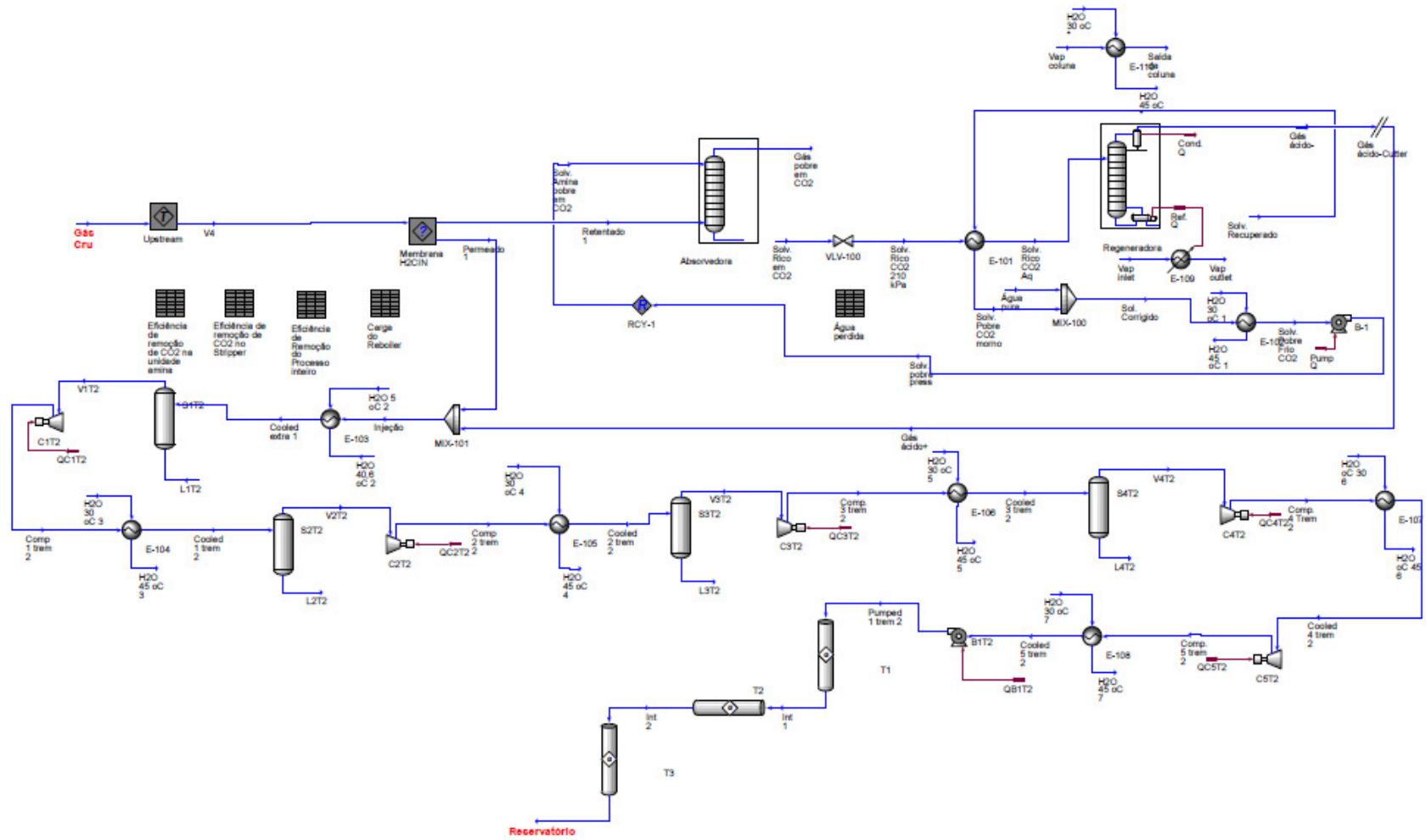


Figura 34 - Separação híbrida para a Remoção de CO₂ de Gás Natural.

Fonte: confeccionado pelos autores.

3.5. Simulação da Carga de Gás Natural e Adequação *Upstream* do Gás Natural

Os fluxogramas apresentados nas Figura 32a Figura 34 são alimentados por corrente de gás natural submetida ao processamento upstream mostrado na Figura 28.

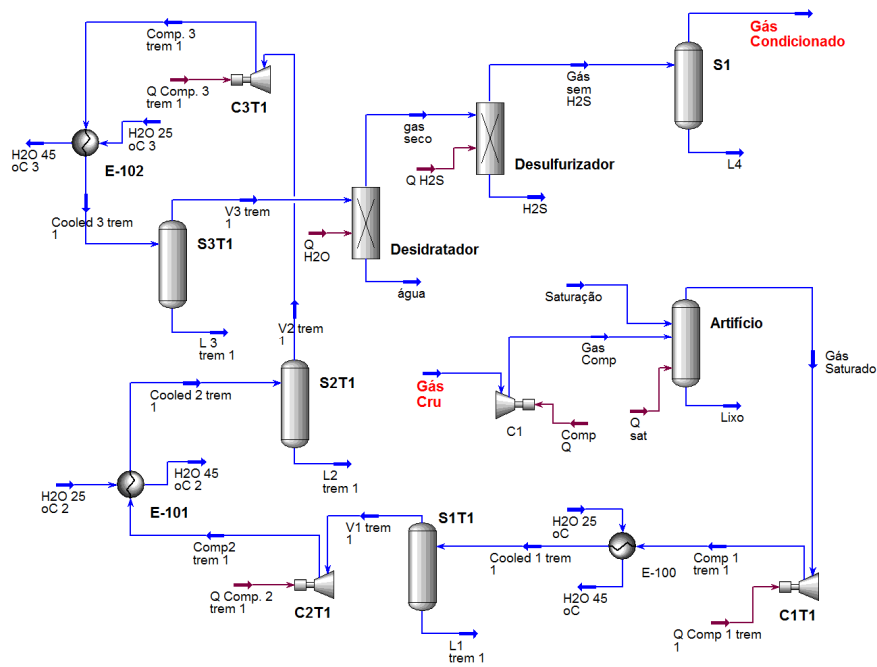


Figura 35: Processo de adequação do Gás Natural

Fonte: confeccionado pelos autores.

As etapas de processamento mostradas no fluxograma da **Erro! Fonte de referência não encontrada**.configuram um procedimento de cunho computacional (saturação de gás natural no vaso "Artifício") e de pré-processamento do gás natural (demais operações unitárias do fluxograma), descritas a seguir.

3.5.1. Saturação

Para reproduzir uma composição de gás natural extraído de poço, foi utilizado um vaso de *flash* onde ocorre o contato de óleo (hidrocarbonetos pesados), gás natural e água, vaso "Artifício", desta forma promovendo a saturação da corrente em água e hidrocarbonetos pesados.

O gás natural cru teve como base dados de composição típica de algumas unidades de PETROBRAS demonstradas na Figura 36a seguir:

ELEMENTOS	ASSOCIADO (1)	NÃO ASSOCIADO (2)	PROCESSADO (3)
METANO	65,18	85,48	72,49
ETANO	11,11	8,26	12,23
PROPANO	4,82	3,06	0,45
I-BUTANO	0,57	0,47	-
N-BUTANO	1,16	0,85	-
I-PENTANO	0,16	0,20	-
N-PENTANO	0,20	0,24	-
HEXANO	0,06	0,21	-
HEPTANO E SUPERIORES	0,09	0,06	-
NITROGÊNIO	16,52	0,53	14,64
DIÓXIDO DE CARBONO	0,13	0,64	0,19
TOTAL	100	100	100

1- Gás do campo de LUC, Bacia do Solimões - Urucu;

2- Gás do campo de Miranga, na Bahia;

3- Saída da UPGN 2, Urucu.

Figura 36: Composição molar média do gás natural.

Fonte: Filho, Daniel. 2005.

Tabela 8: Composição do gás natural antes e após saturação.

Componente	Fração Molar na corrente de gás cru a T=25°C e P=1 bar	Fração Molar na corrente de saturação a T=35°C e P=5 bar	Fração Molar na corrente de gás saturado a T=35°C e P=5 bar
Metano	0,650	0,096	0,650
Etano	0,100	0	0,049
Propano	0,030	0	0,010
n-Butano	0,010	0	0,001
CO ₂	0,200	0,034	0,199
N ₂	0,005	0	0,003
H ₂ S	0,005	0	0,002
n-Pentano	0	0,174	0,048
n-Hexano	0	0,174	0,017
n-Heptano	0	0,174	0,006
N-Octano	0	0,174	0,002
Água	0	0,174	0,011

Fonte: confeccionado pelos autores.

O gás natural cru é comprimido à pressão de 6 bar e saturado com uma corrente de hidrocarbonetos pesados e água (a 5 bar) antes de ser submetido a um *flash* a temperatura de 35°C e 5 bar para reproduzir o gás natural saturado.

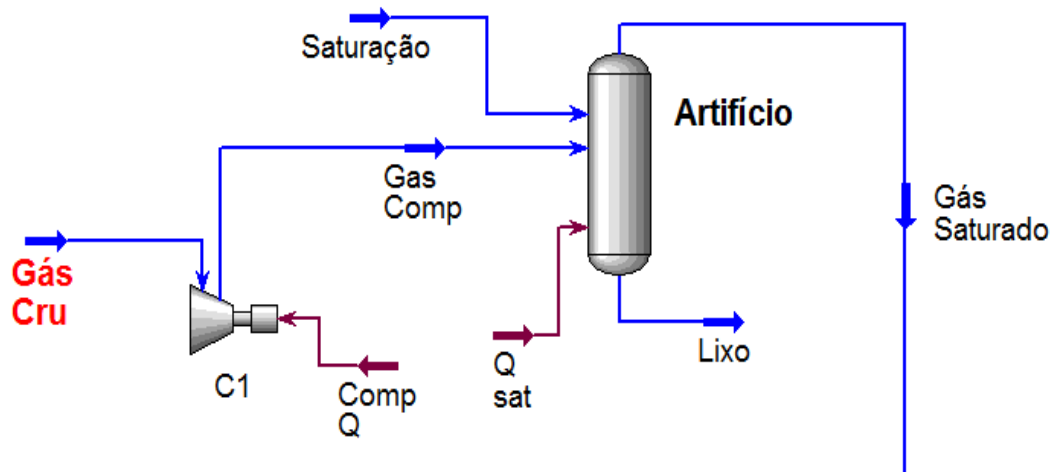


Figura 37 - Saturação do Gás Natural.

Fonte: confeccionado pelos autores.

A Figura 38 mostra a composição da corrente utilizada para saturar o gás natural.

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Methane	0.095764	0.702064	0.017378	0.000000
Ethane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Propane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-Butane	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
CO2	0.033970	0.211308	0.012394	0.000398
Nitrogen	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
H2S	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-Pentane	0.174053	0.050508	0.237049	0.000000
n-Hexane	0.174053	0.016886	0.242686	0.000000
n-Heptane	0.174053	0.005790	0.244546	0.000000
n-Octane	0.174053	0.001992	0.245183	0.000000
DEAmine	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
H2O	0.174053	0.011451	0.000765	0.999602

Figura 38: Composição da corrente utilizada para saturar o gás natural em hidrocarbonetos pesados e água.

Fonte: confeccionado pelos autores.

3.5.2. Condicionamento do Gás Natural Saturado

Após especificação do gás natural extraído, este foi submetido à compressão para levar a pressão de 5 bar a 60 bar devido à maior eficiência do processamento de gás a altas pressões. É demandada uma alta pressão na etapa de desidratação do gás devido à alta perda de carga na peneira molecular, além de ter-se um menor custo de tubo nesta condição.

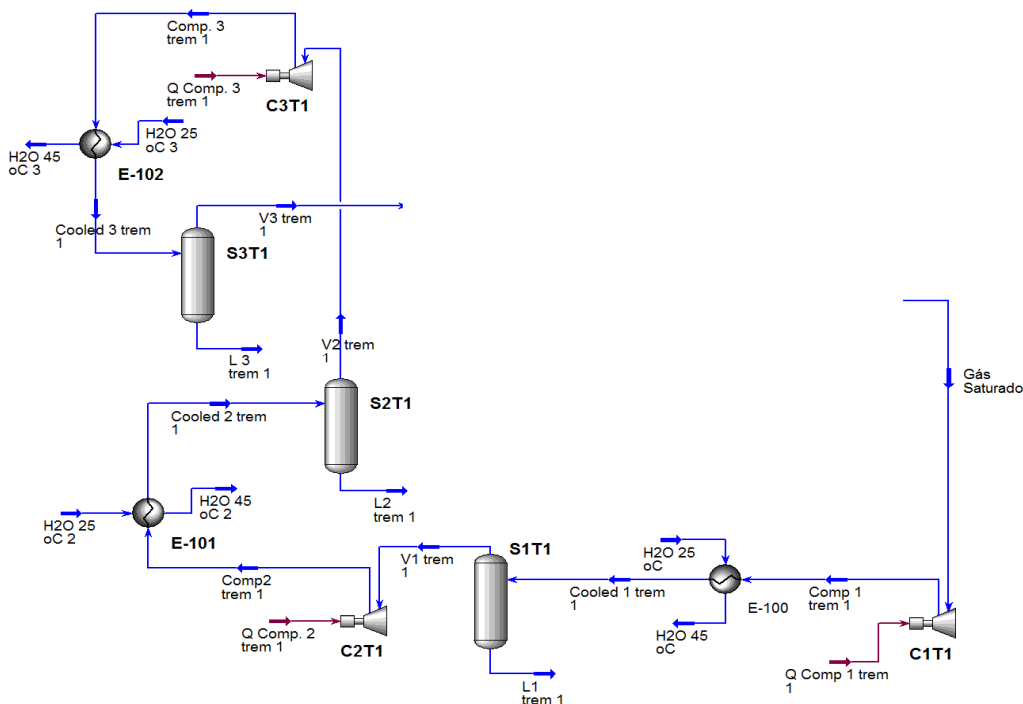


Figura 39 - Condicionamento do Gás Natural Saturado.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Devido às restrições de razão de compressão, projetou-se um trem de compressão, composto por três estágios de compressão, cada um constituído por um compressor centrífugo, um trocador de calor para resfriamento da corrente (intercooler) e um vaso separador (vaso de knock-out) para remoção da fase condensada formada (principalmente devido à condensação de C3-C4). Para a razão de compressão, tem-se pela equação 1:

$$r_{\text{compressão}} = \sqrt[n]{r_{\text{de compressão}}} < r_{\text{compressão máxima}} \quad \text{Equação 8}$$

n = número de estágios. A taxa de compressão utilizada foi 10 ; $r_{\text{compressão máxima}} = 3,5 - 4$: ocorre no ponto em que o fenômeno de surge no compressor começa a se manifestar - limite inferior de operação. Além disso, para uma razão de compressão demasiadamente alta, a temperatura no compressor eleva-se demais, podendo derreter das palhetas.

Como se desejava aumentar a pressão em 12 vezes e a razão de compressão não pode exceder a razão de compressão máxima, usou-se três estágios de compressão com uma razão de compressão de aproximadamente $r_{\text{compressão}} = 2,5$.

3.5.3. Desidratação do Gás Natural Saturado e Comprimido

Deve-se desidratar o gás a ser injetado no poço a 5°C , conforme Figura 40. Destaca-se que, no caso de haver água ocorrerá a formação de hidratos, que podem obstruir tubulações, entre outros. Para a remoção da água do gás natural saturado e comprimido, usou-se uma peneira molecular (com um recheio de alumina como agente desidratante, por exemplo) que foi chamada de Desidratador, tendo como especificação uma saída de 1 ppm de água na corrente de gás.

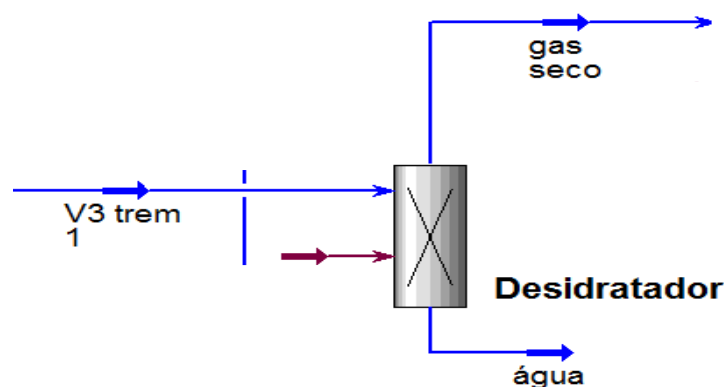


Figura 40 - Desidratação do Gás Natural Saturado e comprimido.

Fonte: confeccionado pelos autores.

3.5.4. Remoção de H₂S do Gás Natural Saturado, comprimido e desidratado

Para a remoção do H₂S baseou-se no tratamento com Ferro Esponja, um dos mais antigos e mais simples processos de tratamento de gás. Foi usado um reator contendo ferro esponja, que é constituído por aparas de madeira impregnadas com óxido de ferro hidratado (F₂O₂). O processo se baseia na reação de óxido férrico com o H₂S formando sulfeto férrico e água. O sulfeto de ferro pode ser regenerado com ar, numa reação onde o oxigênio reduz o sulfeto formado a enxofre elementar e recupera o óxido de ferro em terra. O separador de sulfeto de hidrogênio foi chamado de “Dessulfurizador”, especificando-se uma saída de 1 ppm de H₂S na corrente de gás.

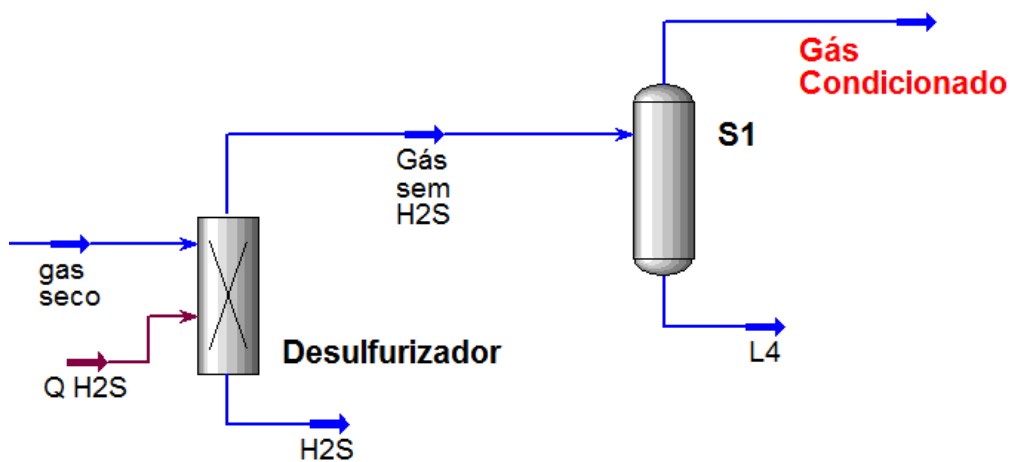


Figura 41 - Dessulfurização do Gás Natural Desidratado.

Fonte: confeccionado pelos autores.

3.5.5. Remoção de CO₂ da corrente de gás natural adequado

O gás natural condicionado segue, então, para a remoção do CO₂ da corrente e posterior injeção deste no reservatório. A Tabela 9 apresenta a composição molar do gás natural para as últimas etapas de adequação.

Tabela 9: Composição do gás natural saturado, comprimido, desidratado e dessulfurizado.

Componente	Fração Molar na corrente de gás saturado a T=35°C e P=5 bar	Fração Molar na corrente de gás comprimido T=35°C e P=60 bar	Fração Molar na corrente de gás sem Água T=35°C e P=59,5 bar	Fração Molar na corrente de gás sem H ₂ S T=35°C e P=59 bar
Metano	0,650	0,691	0,691	0,693
Etano	0,049	0,051	0,051	0,051
Propano	0,010	0,009	0,009	0,009
n-Butano	0,001	0,001	0,001	0,001
CO ₂	0,199	0,210	0,210	0,210
N ₂	0,003	0,003	0,003	0,003
H ₂ S	0,002	0,002	0,002	0
n-Pentano	0,048	0,026	0,026	0,026
n-Hexano	0,017	0,004	0,004	0,004
n-Heptano	0,006	0	0	0
N-Octano	0,002	0	0	0
Água	0,011	0,001	0	0

Fonte: confeccionado pelos autores.

A seleção da tecnologia de remoção do CO₂ entre as três alternativas (a) absorção química com aminas, (b) permeação com membranas e (c) processos híbridos baseia-se na concentração de CO₂ e da vazão de gás. Observa-se na **Figura 42** que membranas, por exemplo, são indicadas para plataformas *offshore* que produzam uma fração cada vez maior de gás.

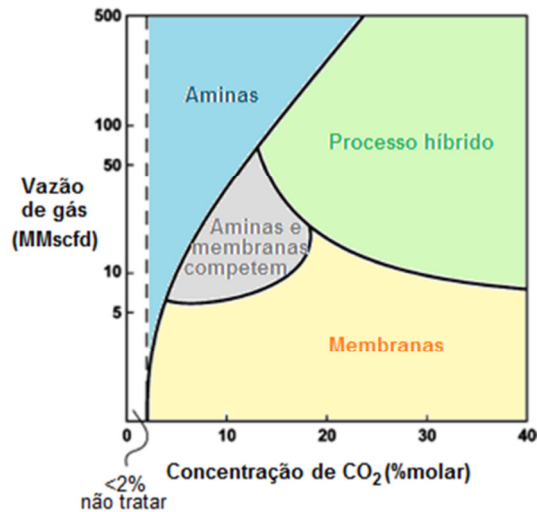


Figura 42: Esquema do efeito da vazão de gás e da concentração de CO₂ na escolha da tecnologia de remoção de CO₂.

Fonte: Baker, 2008.

Na Figura 43, a seguir, observa-se o fluxograma gerado para simulação do processo de separação de CO₂ com soluções aquosas de aminas. Três aminas foram simuladas para o processo: MEA, DEA e MDEA. A corrente rica em CO₂ é alimentada na coluna absorvedora em contracorrente com a solução aquosa de amina. Esta solução de amina é proveniente da regeneradora. Devido à baixa perda de amina, o make-up não foi considerado na simulação.

No topo da coluna de absorção obtém-se o gás natural com menos de 3% de CO₂ (conforme RESOLUÇÃO ANP Nº 16, DE 17.6.2008). Como corrente de fundo, tem-se a solução de amina rica em CO₂, que é enviada para a regeneradora. A função da regeneradora é recuperar a amina, quebrando a ligação desta com o CO₂, com o emprego de calor e diminuição da pressão. A amina recuperada passa por um trocador de integração energética e a ela é adicionada água para ajuste de composição da solução. Depois a solução aquosa de amina sofre novo resfriamento sendo por fim bombeada de volta à coluna absorvedora.

Conforme pode ser observado no fluxograma da Figura 43, a integração energética é realizada entre a corrente quente de solução de amina que sai do regenerador e a corrente de solvente rica em CO₂ que sai no fundo da absorvedora.

No processo simulado, o CO₂ (gás ácido), após ser separado, é enviado para uma bateria de compressores. Ao final do último estágio, em estado líquido, é bombeado através de dutos até o reservatório (ver Figura 44).

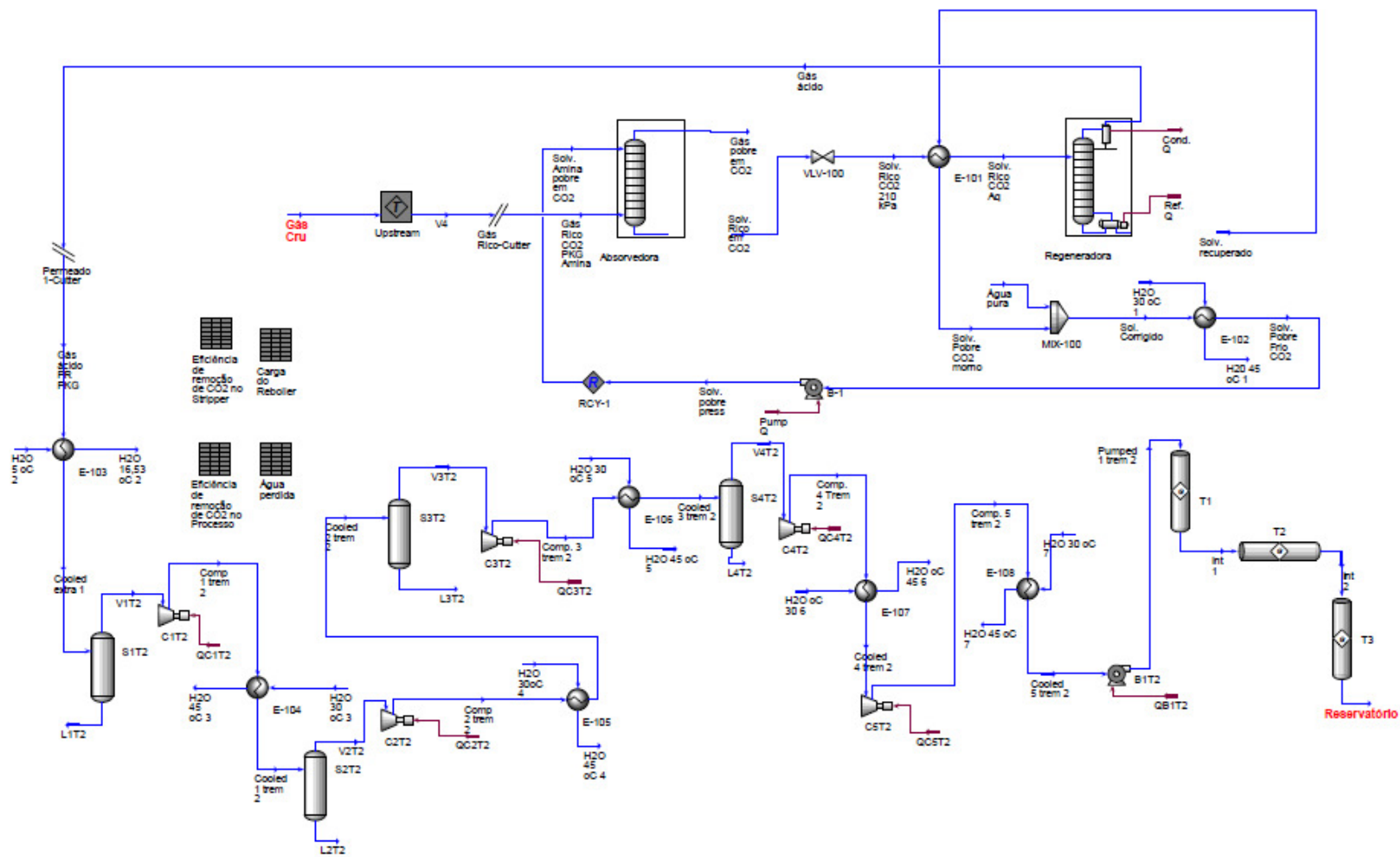


Figura 43 - Processo de separação de CO₂ com soluções aquosas de amina.

Fonte: confeccionado pelos autores.

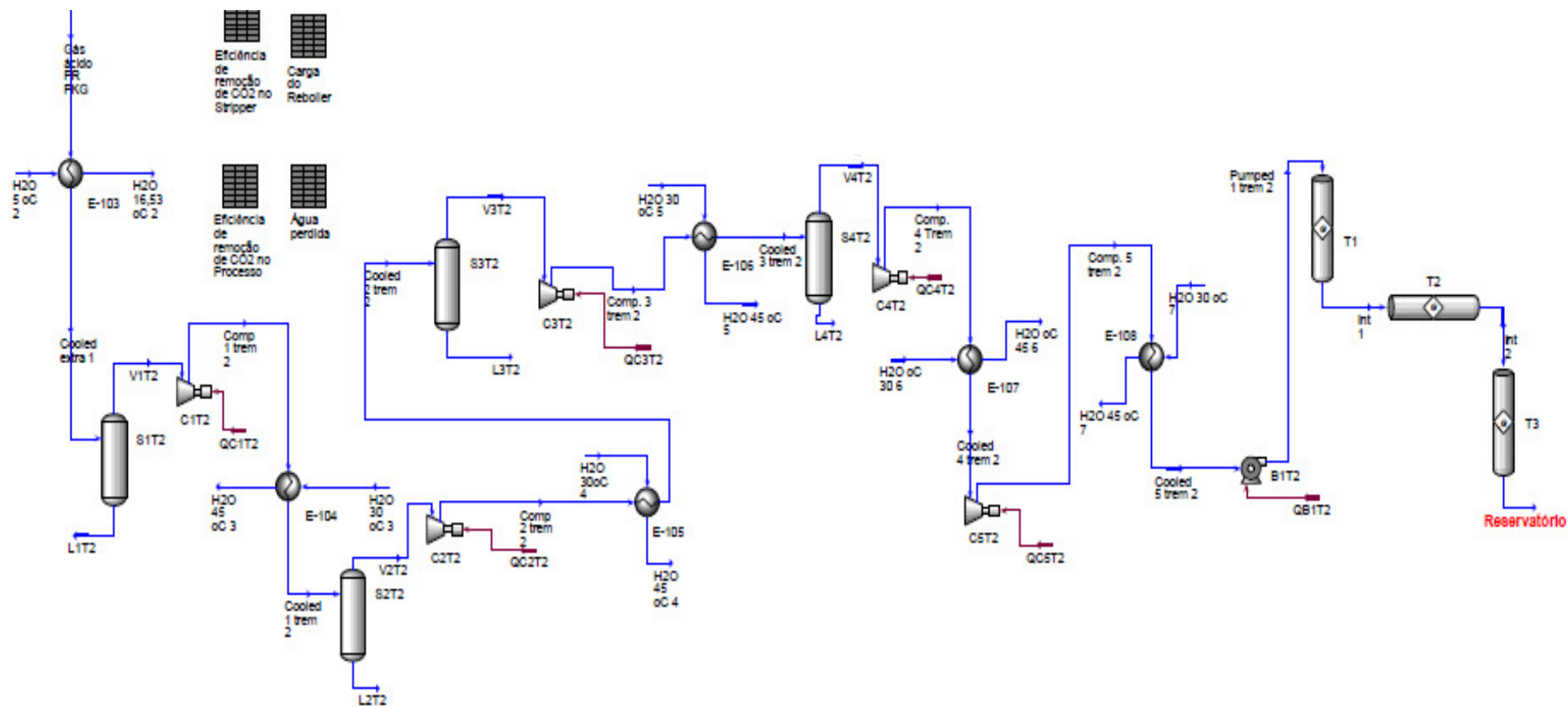


Figura 44: Compressão e injeção de CO₂.

Fonte: confeccionado pelos autores.

3.5.6. Remoção de CO₂ com membrana

Na Figura 45a seguir, observa-se o fluxograma gerado para simulação do processo de separação de CO₂ com membrana. Foi considerado para a simulação que o retentado deve atender a especificação de no máximo 3% de CO₂, de acordo com a especificação da ANP, e que o permeado deveria apresentar no máximo 10% de gás natural.

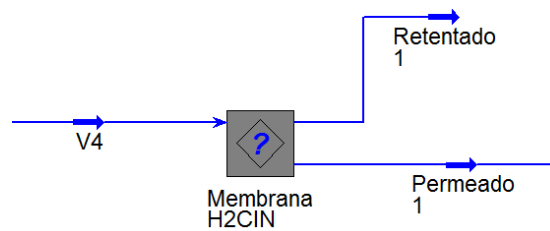


Figura 45 - Processo de separação de CO₂ com membrana.

Fonte: confeccionado pelos autores.

3.5.7. Remoção de CO₂ com membrana e amina conjugadas

Na Figura 46a seguir, observa-se o fluxograma gerado para simulação do processo de separação de CO₂ com membrana/amina. Foi considerado para a simulação que, da membrana, o retentado deve sair com 10% de CO₂ que é posteriormente absorvido em colunas de absorção com aminas atingindo a especificação da ANP de 3%, e que o permeado deve exibir no máximo 10% de gás natural.

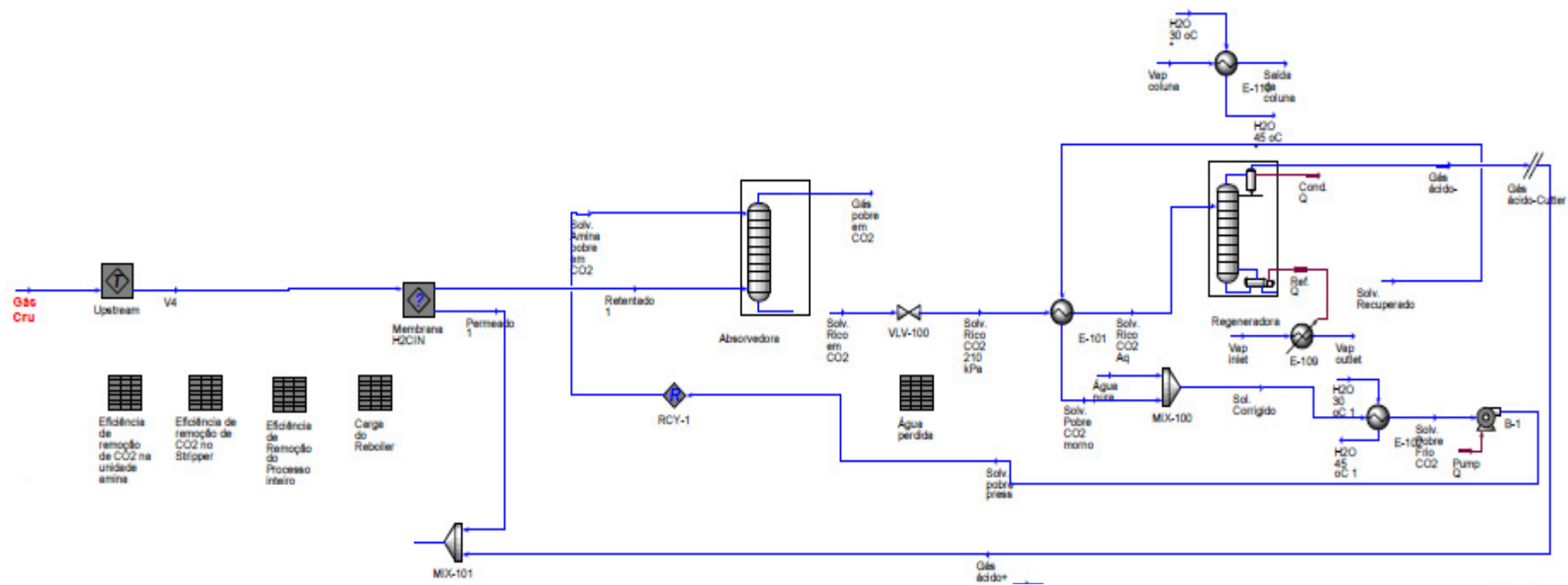


Figura 46 - Processo de separação de CO₂ com membrana/amina.

Fonte: confeccionado pelos autores.

3.5.8. Condicionamento da corrente de CO₂ e Injeção

A reinjeção consiste em transportar o gás do nível do mar por dois quilômetros até o fundo do mar; de um transporte horizontal no fundo do mar por 4 km até um outro ponto do reservatório afastado do ponto de prospecção onde se perfura novamente o fundo do mar até uma profundidade de 3km, atingindo assim o nível do pré-sal.

A corrente de CO₂ que sai da membrana é submetida à compressão até 300 bar a temperatura de 35°C. Nesta pressão, tem-se um fluido denso, supercrítico e frio. Devido à profundidade de 5 quilômetros até o reservatório do pré-sal, há um aumento da pressão até no mínimo a pressão do poço de 600 bar, pela força da gravidade. A figura 44 apresenta o fluxograma de compressão e injeção de CO₂.

3.6. Dimensionamento dos Equipamentos:

3.6.1. Remoção de CO₂ com membrana

Tabela 10: Resultados de dimensionamento para compressores (membrana).

Compressor	Potência (kW)
C-101	1.560
C-102	3.420
C-103	3.200
C-104	2.860
C-105	1.670

Tabela 11: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (membrana).

Motor	Potência (kW)
D-101	1.560
D-102	3.420
D-103	3.200
D-104	2.860
D-105	1.670

Tabela 12: Resultados de dimensionamento para bombas (membrana).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	100	292

Tabela 13: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (membrana).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	3	2,5	379
E-102	3	8,5	463
E-103	3	26,5	499
E-104	3	80,5	405
E-105	3	140	480

Tabela 14: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (membrana).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	3,17	0,63	2,7
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

Tabela 15: Resultados de dimensionamento para membrana (membrana).

Membrana	Área (m ²)
Z-101	340.000

3.6.2. Absorção Química com MEA

3.6.2.1. Pressão de Operação da Regeneradora de 1,5 bar

Tabela 16: Resultados de dimensionamento para compressores (MEA-1,5 bar).

Compressor	Potência (kW)
C-101	4.010
C-102	3.470
C-103	3.210
C-104	2.860
C-105	1.670

Tabela 17: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (MEA-1,5 bar).

Motor	Potência (kW)
D-101	4.010
D-102	3.470
D-103	3.210
D-104	2.860
D-105	1.670

Tabela 18: Resultados de dimensionamento para bombas (MEA-1,5 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	58	5.930
P-102	100	292

Tabela 19: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (MEA-1,5 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	0,5	1,2	17.800
E-102	3	0	27.800
E-103	3	0,5	35.500
E-104	3	2,5	648
E-105	3	8,5	525
E-106	3	26,5	518
E-107	3	80,5	405
E-108	3	140	479
E-109*	18,3	0,5	61.300
E-110	3	0,5	51.400

*Refervedor do tipo Kettle.

Tabela 20: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (MEA-1,5 bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
T-101 a T-123	23	18,9	21,4	4	0,5
T-124 a T-125	2	6,31	8,81	3,2	49

* Torres T-101 a T-123 de esgotamento e torres T-124 e T125 de absorção.

Tabela 21: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (MEA-1,5 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	8,27	1,65	1,7
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

3.6.3. Absorção Química com DEA

3.6.3.1. Pressão de Operação da Regeneradora de 1,0 bar

Tabela 22: Resultados de dimensionamento para compressores (DEA-1,0 bar).

Compressor	Potência (kW)
C-101	5.820
C-102	3.450
C-103	3.190
C-104	2.840
C-105	1.510

Tabela 23: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (DEA-1,0 bar).

Motor	Potência (kW)
D-101	5.824
D-102	3.448
D-103	3.191
D-104	2.841
D-105	1.510

Tabela 24: Resultados de dimensionamento para bombas (DEA-1,0 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	100	288
P-102	58	3.755

Tabela 25: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (DEA-1,0 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	0	1,2	52.500
E-102	3	0	15.800
E-103	3	0	11.000
E-104	3	2,5	499
E-105	3	3	518
E-106	3	26,5	517
E-107	3	80,5	437
E-108	3	140	473
E-109*	18,3	0	5.820
E-110	3	0	5.660

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 26: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA-1,0 bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
T-101, T-102, T-103	3	21,1	23,6	3,9	0
T-104	1	16,8	19,3	4	49

* Torres T-101 a T-103 de esgotamento e torre T-104 de absorção.

Tabela 27: Resultados de dimensionamento para vasos (DEA-1,0 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	4,72	0,94	1,2
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

3.6.3.2. Pressão de Operação da Regeneradora de 1,5 bar

Tabela 28: Resultados de dimensionamento para compressores (DEA – 1,5 bar).

Compressor	Potência (kW)
C-101	4.040
C-102	3.500
C-103	3.230
C-104	2.880
C-105	1.530

Tabela 29: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (DEA – 1,5 bar).

Motor	Potência (kW)
D-101	4.040
D-102	3.500
D-103	3.230
D-104	2.880
D-105	1.530

Tabela 30: Resultados de dimensionamento para bombas (DEA – 1,5 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	58	3.722
P-102	100	291

Tabela 31: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (DEA – 1,5 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	0,5	1,2	13.800
E-102	3	0,5	17.600
E-103	3	0,5	8.040
E-104	3	2,5	653
E-105	3	8,5	529
E-106	3	26,5	523
E-107	3	80,5	443
E-108	3	140	479
E-109*	18,3	0,5	6.120
E-110	3	0,5	2.360

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 32: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA – 1,5bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
T-101, T-102	2	21,1	23,6	4	0,5
T-103	1	16,8	19,3	4	49

*Torres T-101 e T-102 de esgotamento e T-103 de absorção.

Tabela 33: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (DEA – 1,5 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	4,64	0,93	1,7
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

3.6.3.3. Pressão de Operação da Regeneradora de 2,0 bar

Tabela 34: Resultados de dimensionamento para compressores (DEA – 2,0 bar).

Compressor	Potência (kW)
C-101	2.580
C-102	3.530
C-103	3.260
C-104	2.900
C-105	1.530

Tabela 35: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (DEA – 2,0 bar).

Motor	Potência (kW)
D-101	2.580
D-102	3.530
D-103	3.260
D-104	2.900
D-105	1.530

Tabela 36: Resultados de dimensionamento para bombas (DEA – 2,0 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	58	3.691
P-102	100	294

Tabela 37: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (DEA – 2,0 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	1	1,2	8.160
E-102	3	1	16.800
E-103	3	1	7.290
E-104	3	2,5	552
E-105	3	3	534
E-106	3	26,5	528
E-107	3	80,5	448
E-108	3	140	483
E-109*	18,3	1	7.610
E-110	3	1	2.050

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 38: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA – 2,0bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
T-101, T-102,	2	21,1	23,6	3,9	1
T-103	1	16,8	19,3	4	49

*Torres T-101 e T-102 de esgotamento e torre T-103 de absorção.

Tabela 39: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (DEA – 2,0 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	4,62	0,92	2,2
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

3.6.4. Absorção Química com MDEA

3.6.4.1. Pressão de Operação da Regeneradora de 1,0 bar

Tabela 40: Resultados de dimensionamento para compressores (MDEA – 1,0 bar).

Compressor	Potência (kW)
C-101	6.160
C-102	3.650
C-103	3.380
C-104	3.030
C-105	1.990

Tabela 41: Resultados de dimensionamento para motores compressores (MDEA – 1,0 bar).

Motor	Potência (kW)
D-101	6.160
D-102	3.650
D-103	3.380
D-104	3.030
D-105	1.990

Tabela 42: Resultados de dimensionamento para bombas (MDEA – 1,0 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	58	18.700
P-102	100	316

Tabela 43: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA – 1,0 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	0	1,2	138.000
E-102	3	0	54.500
E-103	3	0	192.000
E-104	3	2,5	528
E-105	3	8,5	547
E-106	3	26,5	543
E-107	3	80,5	384
E-108	3	140	497
E-109*	18,3	0	24.800
E-110	3	0	18.600

*Refrervedor do tipo Kettle

Tabela 44: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA – 1,0 bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
T-101 a T-114	14	16,8	19,3	3,9	0
T-115 a T-117	3	46,3	48,8	3,8	54

*Torres T-101 a T-114 de esgotamento e torres T-115 a T-117 de absorção.

Tabela 45: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (MDEA – 1,0 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	8,99	1,8	1,2
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

3.6.4.2. Pressão de Operação da Regeneradora de 1,5 bar

Tabela 46: Resultados de dimensionamento para compressores (MDEA – 1,5 bar).

Compressor	Potência (kW)
C-101	4.230
C-102	3.660
C-103	3.390
C-104	3.030
C-105	1.990

Tabela 47: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (MDEA – 1,5 bar).

Motor	Potência (kW)
D-101	4.230
D-102	3.660
D-103	3.390
D-104	3.030
D-105	1.990

Tabela 48: Resultados de dimensionamento para bombas (MDEA – 1,5 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	58	18.500
P-102	100	316

Tabela 49: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA – 1,5 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	1	1,2	65.700
E-102	3	0,5	65.000
E-103	3	0,5	44.800
E-104	3	2,5	684
E-105	3	8,4	553
E-106	3	26,5	545
E-107	3	80,5	385
E-108	3	140	498
E-109*	18,3	0,5	30.100
E-110	3	0,5	12.200

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 50: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA–1,5 bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
T-101, T-102, T-103	11	16,8	19,3	4	0,5
T-104	3	46,3	48,8	3,8	54

* Torres T-101 a T-103 de esgotamento e torre T-104 de absorção.

Tabela 51: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (MDEA–1,5 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	9	1,8	1,7
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

3.6.4.3. Pressão de Operação da Regeneradora de 2,0 bar

Tabela 52: Resultados de dimensionamento para compressores (MDEA–2,0 bar).

Compressor	Potência (kW)
C-101	2.670
C-102	3.650
C-103	3.380
C-104	3.020
C-105	1.990

tabela 53: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (MDEA–2,0 bar).

Motor	Potência (kW)
D-101	2.670
D-102	3.650
D-103	3.380
D-104	3.020
D-105	1.990

Tabela 54: Resultados de dimensionamento para bombas (MDEA–2,0 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	58	18.300
P-102	100	315

Tabela 55: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA–2,0 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	0	1,2	47.200
E-102	3	1	71.500
E-103	3	1	40.600
E-104	3	2,5	570
E-105	3	8,5	552
E-106	3	26,5	543
E-107	3	80,5	384
E-108	3	140	497
E-109*	18,3	1	41.900
E-110	3	1	16.100

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 56: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA–2,0 bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
T-101 a T-112	12	16,8	19,3	4	1
T-113 a T-115	3	46,3	48,8	3,8	54

*Torres T-101 a T-112 de esgotamento e torres T-113 a T-115 de absorção.

Tabela 57: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (MDEA–2,0 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	9	1,8	2,2
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

3.6.5. Remoção de CO₂ com membrana e amina

3.6.5.1. Híbrido - MEA - Pressão de Operação da Regeneradora de 1,5 bar

Tabela 58: Resultados de dimensionamento para compressores (Híbrido-MEA-1,5bar).

Compressor	Potência (kW)
C-101	4.250
C-102	3.690
C-103	3.410
C-104	3.060
C-105	2.050

Tabela 59: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-MEA-1,5bar).

Motor	Potência (kW)
D-101	4.250
D-102	3.690
D-103	3.410
D-104	3.060
D-105	2.050

Tabela 60: Resultados de dimensionamento para bombas (Híbrido-MEA-1,5bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	58	10.700
P-102	100	300

Tabela 61: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-MEA-1,5bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	0,5	1,2	58.100
E-102	3	0	45.900
E-103	3	0,5	58.000
E-104	3	2,5	688
E-105	3	8,5	556
E-106	3	26,5	547
E-107	3	80,5	381
E-108	3	140	498
E-109*	140	0,5	59.400
E-110	3	0,5	53.600

*Refrervedor do tipo Kettle

Tabela 62: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (Híbrido-MEA-1,5bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
T-101 a T-123	23	8,42	10,9	4	0,5
T-124 a T-125	2	4,21	6,71	3,7	49

* Torres T-101 a T-123 de regeneração e torres T-124 a T-125 de absorção.

Tabela 63: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-MEA-1,5bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	10,3	2,05	1,7
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

Tabela 64: Resultados de dimensionamento para membrana (Híbrido-MEA-1,5bar).

Membrana	Área (m ²)
Z-101	120.000

3.6.5.2. Híbrido - DEA - Pressão de Operação da Regeneradora de 1,0 bar

Tabela 65: Resultados de dimensionamento para compressores (Híbrido-DEA-1,0bar).

Compressor	Potência (kW)
C-101	5.860
C-102	3.470
C-103	3.210
C-104	2.860
C-105	1.590

Tabela 66: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-DEA-1,0bar).

Motor	Potência (kW)
D-101	5.860
D-102	3.470
D-103	3.210
D-104	2.860
D-105	1.590

Tabela 67: Resultados de dimensionamento para bombas (Híbrido-DEA-1,0bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	58	2580
P-102	100	291

Tabela 68: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-DEA-1,0bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	0	1,2	23.200
E-102	3	0	9.920
E-103	3	0	40.900
E-104	3	2,5	502
E-105	3	8,5	521
E-106	3	26,5	519
E-107	3	80,5	423
E-108	3	140	479
E-109*	140	0	51.000
E-110	3	0	83.000

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 69: Resultados de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (Híbrido-DEA-1,0bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
T-101 a T-128	28	25,3	27,8	4	0
T-129	1	8,42	10,9	3,7	49

*Torres T-101 a T-128 de esgotamento e torre T-129 de absorção.

Tabela 70: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-DEA-1,0bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	7,07	1,41	1,2
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

Tabela 71: Resultados de dimensionamento para membrana (Híbrido-DEA-1,0bar).

Membrana	Área (m ²)
Z-101	120.000

3.6.5.3. Híbrido - MDEA - Pressão de Operação da Regeneradora de 1,0 bar

Tabela 72: Resultados de dimensionamento para compressores (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Compressor	Potência (kW)
C-101	6.330
C-102	3.750
C-103	3.480
C-104	3.130
C-105	2.130

Tabela 73: Resultados de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Motor	Potência (kW)
D-101	6.330
D-102	3.750
D-103	3.480
D-104	3.130
D-105	2.130

Tabela 74: Resultados de dimensionamento para bombas (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)
P-101	58	19900
P-102	100	329

Tabela 75: Resultados de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)
E-101	0	1,2	150.000
E-102	3	0	55.600
E-103	3	0	151.000
E-104	0	2,5	542
E-105	3	8,5	563
E-106	3	26,5	557
E-107	3	80,5	381
E-108	3	140	505
E-109*	18,3	0	41.400
E-110	3	0	49.400

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 76: Resultados de dimensionamento para torres de esgotamento e de absorção (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
T-101 a T-123	23	12,6	15,1	4	0
T-124 a T-126	3	27,4	29,9	3,8	54

*Torres T-101 a T-123 de esgotamento e torres T-124 a T-126 de absorção.

Tabela 77: Resultados de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)
V-101	8,92	1,78	1,2
V-102	3,17	0,63	3,7
V-103	3,17	0,63	9,7
V-104	3,17	0,63	28,7

Tabela 78: Resultados de dimensionamento para membrana (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Membrana	Área (m ²)
Z-101	120.000

Para a avaliação comparativa dos processos de separação de CO₂ pela absorção deste por aminas, o parâmetro mais importante que se deve avaliar no dimensionamento e avaliação do processo são as colunas de absorção e regeneração, pois, como observado anteriormente, o número e disposição de todos os equipamentos em geral seriam similares; a variação dos parâmetros ocorre principalmente nas características associadas à separação, devido aos diferentes tipos de aminas e pressões utilizadas. Os resultados do dimensionamento para a Absorvedora e Regeneradora de Amina podem ser observados a seguir.

Tabela 79: Dimensionamento das Colunas de Absorção e Regeneração da Amina.

	Aminas								
	MEA			DEA			MDEA		
	1,0 bar	1,5 bar	2,0 bar	1,0 bar	1,5 bar	2,0 bar	1,0 bar	1,5 bar	2,0 bar
Regeneradora									
Diâmetro Total (m)	-	15,6	-	6,8	5,7	5,5	14,7	13,3	13,7
Diâmetro dividido reg. (m)	-	4	-	3,9	4	3,9	3,9	4	4
Número de colunas na reg. de D	-	23	-	3	2	2	14	11	12
Altura do recheio (m)	-	18,94	-	21,05	21,05	21,05	16,84	16,84	16,84
Altura da coluna reg. (m)	-	21,44	-	23,55	23,55	23,55	19,34	19,34	19,34
Carga do Refervedor (kW)	-	1.455.000	-	155.750	146.138,89	164.888,90	655.124,34	707.387,63	891.061,25
Carga do Refervedor (10E-05 kW)	-	14,55	-	1,56	1,46	1,65	6,55	7,07	8,91
Absorvedora									
Diâmetro Total abs(m)	-	4,5	-	4	4	4	6,5	6,5	6,5
Diâmetro dividido abs. (m)	-	3,2	-	4	4	4	3,8	3,8	3,8
Número de colunas na abs. de D	-	2	-	1	1	1	3	3	3
Altura do recheio (m)	-	6,31	-	16,84	16,84	16,84	46,3	46,3	46,3
Altura da coluna abs. (m)	-	8,81	-	19,34	19,34	19,34	48,8	48,8	48,8

Fonte: confeccionado pelos autores.

Através desta tabela, pode-se fazer comparações relacionadas aos gastos associados aos parâmetros descritos. Isto é, o diâmetro total da coluna, o número de colunas e a altura do recheio podem determinar o custo fixo (CAPEX). O Diâmetro dividido baseia-se na premissa de que não se pode ter mais de 4 m de diâmetro em uma coluna.

Já a carga do refervedor (no caso para a regeneradora) é um parâmetro que afeta fortemente o custo operacional (OPEX).

Os gráficos abaixo apresentam a comparação destes parâmetros para cada simulação feita e para cada coluna descrita na tabela anterior:

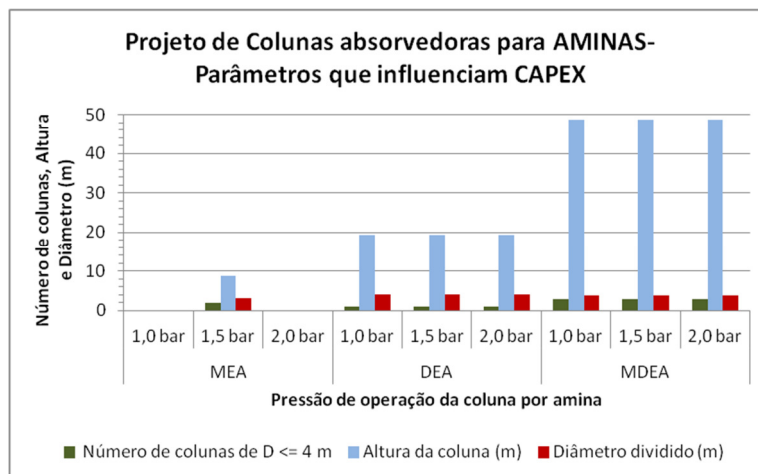


Figura 47: Dimensionamento de Colunas Absorvedoras para diferentes aminas, a diferentes pressões de operação da regeneradora.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Para as colunas absorvedoras, observa-se que o diâmetro e o número de colunas são pequenos e parecidos para todas as aminas destacadas, porém ao analisar a altura das colunas, percebe-se que as colunas de absorção que usam MDEA como solvente deverão ser no mínimo duas vezes mais altas que para outras aminas. Observa-se também que não há variação na altura da coluna de acordo com a pressão de operação da regeneradora.

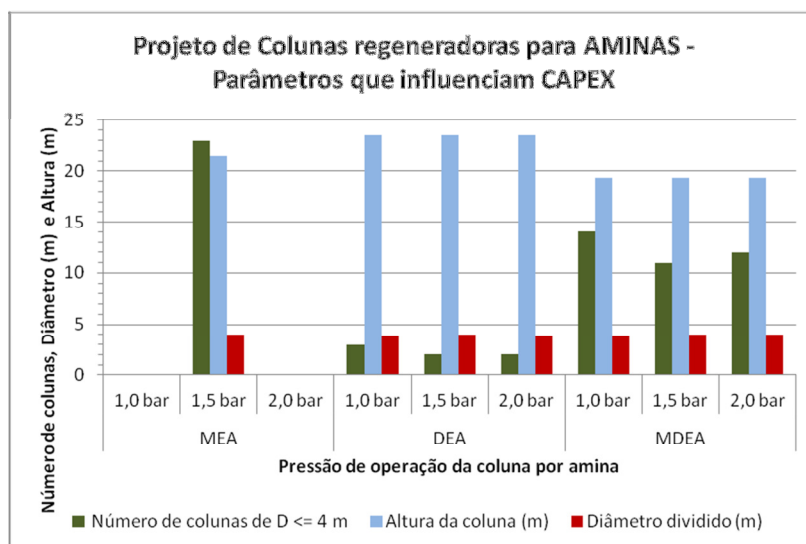


Figura 48 - Dimensionamento de Colunas Regeneradoras para diferentes aminas, a diferentes pressões de operação da regeneradora.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Para as colunas regeneradoras, observa-se que o diâmetro de coluna é pequeno e parecido para todas as aminas destacadas devido à premissa de máximo diâmetro de 4 m, porém ao analisar o número e a altura das colunas, percebe-se que o tipo de amina que demanda o maior número de colunas de regeneração é a MEA. Por

outro lado, as maiores alturas de coluna calculadas são as colunas de regeneração de DEA. Observa-se também que não há variação considerável na altura da coluna de acordo com a pressão de operação da regeneradora.

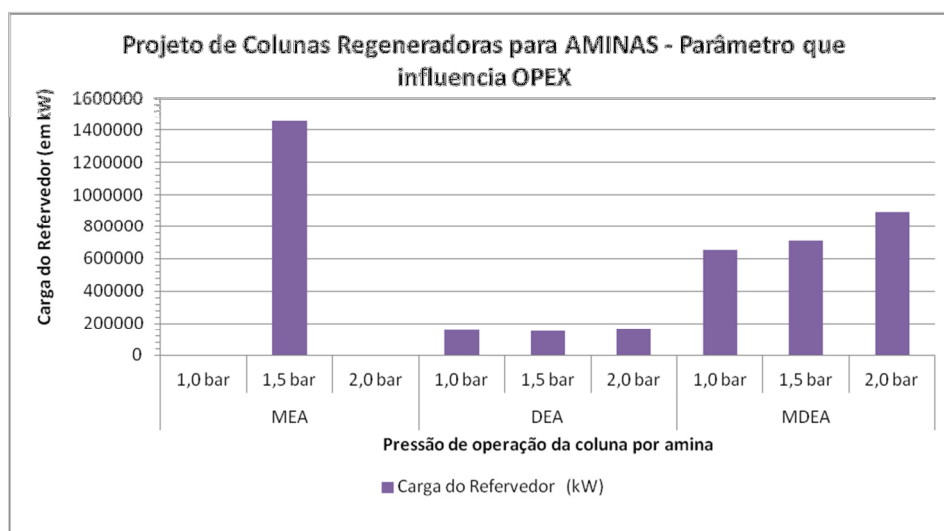


Figura 49: Condições operacionais para diferentes aminas, a diferentes pressões de operação da regeneradora.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Comparativamente, a carga do refervedor da coluna de Regeneração é o parâmetro que afeta mais significativamente o OPEX. Observa-se que o OPEX para o processo com MEA deve ser maior que para outras aminas.

Para a tomada de decisão de um processo, é importante considerar esses dois parâmetros muito importantes na análise econômica, o CAPEX e o OPEX. Comparando os maiores contribuintes para cada um, pode-se observar que para a MEA, o CAPEX deve ser alto devido ao número de colunas de regeneração necessários (apesar de para a absorção os custos serem menores) e o OPEX é alto devido à carga térmica demandada pela coluna de regeneração.

Para a MDEA, tem-se o maior gasto com colunas absorvedoras comparativamente com outras aminas, aumentando então o custo fixo (CAPEX). No entanto, a carga térmica demandada pela regeneradora não é tão expressiva quanto para MEA (OPEX um pouco mais favorecido).

Para a DEA, observa-se que o OPEX será o menor, à medida que a carga térmica demandada pela coluna de regeneração é menor; porém, há um custo fixo alto em colunas regeneradoras à medida que são as colunas nas quais são necessárias as maiores alturas de coluna para se conseguir fazer a regeneração do solvente.

Observa-se então que os parâmetros que influenciam para a tomada de decisão são antagônicos, isto é, quando se observa que o CAPEX será menor para um caso, acaba-se sacrificando o OPEX, e vice-versa, obtendo-se um resultado inconclusivo sobre a melhor configuração para um processo baseada na separação por aminas.

Portanto, para selecionar os melhores casos entre os processos de diferentes tipos de aminas, não foi possível utilizar os parâmetros de dimensionamento devido ao seu caráter antagônico. Assim, realizaram-se avaliações econômicas para cada processo e selecionou-se o melhor para cada tipo de amina e procedeu-se com os estudos de cada amina em configuração híbrida com membrana para compará-los com os resultados das técnicas individuais.

Com base em informações econômicas de Valor Presente Líquido (VPL) e Taxa Interna de Retorno (TIR) obtidos para cada amina MEA, DEA e MDEA nas suas diferentes pressões, foram escolhidos para cada amina o cenário de melhor rendimento econômico para fazer a avaliação dos híbridos.

Para a avaliação comparativa dos processos de separação de CO₂ pela remoção deste pela permeação em membranas e posterior absorção deste por aminas, o parâmetro mais importante que se deve avaliar no dimensionamento e avaliação do processo são as colunas de absorção e regeneração, pois, como observado anteriormente, o número e disposição de todos equipamentos em geral seriam similares; a variação dos parâmetros ocorrem principalmente nas características associadas à separação, devido às diferentes aminas e pressões utilizadas. A membrana entra sempre nos custos fixos (CAPEX), sendo a sua área o fator principal associado à comparação dos custos, já que é considerada a mesma membrana para todos os processos. Os resultados do dimensionamento para a Absorvedora e Regeneradora de Amina nos processos híbridos podem ser observados na Tabela 80a seguir.

Tabela 80: Dimensionamento das Colunas de Absorção e Regeneração da Amina nos processos híbridos.

Regeneradora	Híbridos									
	MEA			DEA			MDEA			
	1,0 bar	1,5 bar	2,0 bar	1,0 bar	1,5 bar	2,0 bar	1,0 bar	1,5 bar	2,0 bar	
Diâmetro Total (m)	-	19	-	21.1	-	-	19.2	-	-	
Diâmetro dividido (m)	-	4	-	4	-	-	4	-	-	
Número de colunas na reg. de D <= 4 m	-	23	-	28	-	-	23	-	-	
Altura do recheio (m)	-	8.42	-	25.3	-	-	12.6	-	-	
Altura da coluna reg.(m)	-	10.92	-	27.8	-	-	15.1	-	-	
Carga do Refervedor (kW)	-	1,431,845.31	-	1,360,457.46	-	-	1,091,451.39	-	-	
Carga do Refervedor (10E-05 kW)	-	14.32	-	13.60	-	-	10.91	-	-	
Absorvedora	MEA			DEA			MDEA			
	1,0 bar	1,5 bar	2,0 bar	1,0 bar	1,5 bar	2,0 bar	1,0 bar	1,5 bar	2,0 bar	
	Diâmetro Total (m)	-	5.3	-	3.7	-	-	6.5	-	-
Diâmetro dividido (m)	-	3.7	-	3.7	-	-	3.8	-	-	
Número de colunas na abs. de D <= 4 m	-	2	-	1	-	-	3	-	-	
Altura do recheio (m)	-	4.21	-	8.42	-	-	27.4	-	-	
Altura da coluna abs.(m)	-	6.71	-	10.92	-	-	29.9	-	-	
Membranas	Área (m ²)	-	120,000	-	120,000	-	-	120,000	-	-
	Área (10E-04 m ²)	-	12	-	12	-	-	12	-	-

Fonte: confeccionado pelos autores.

Através desta tabela, pode-se fazer comparações interessantes relacionadas aos gastos associados aos parâmetros descritos. Isto é, o diâmetro total da coluna, o número de colunas e a altura do recheio podem determinar o custo fixo (CAPEX). O Diâmetro dividido baseia-se na premissa de que não se pode ter mais de 4 m de diâmetro em uma coluna;

Já a carga do refervedor (no caso para a regeneradora) é um parâmetro que afeta fortemente o custo operacional (OPEX).

A membrana, como dita anteriormente, afeta fortemente o CAPEX, mas comparativamente não é um parâmetro de tomada de decisão, à medida que é usada a mesma área de membrana para todos os processos híbridos. A diferença está somente na área de membrana usada no caso híbrido e no caso de membrana somente, em que é usada uma área de 340.000 m². Este dado é relevante para comparação entre os casos híbridos com o caso membrana.

Os gráficos das figuras Figura 50 a Figura 53 abaixo apresentam a comparação destes parâmetros para cada simulação feita e para cada coluna descrita na tabela anterior:

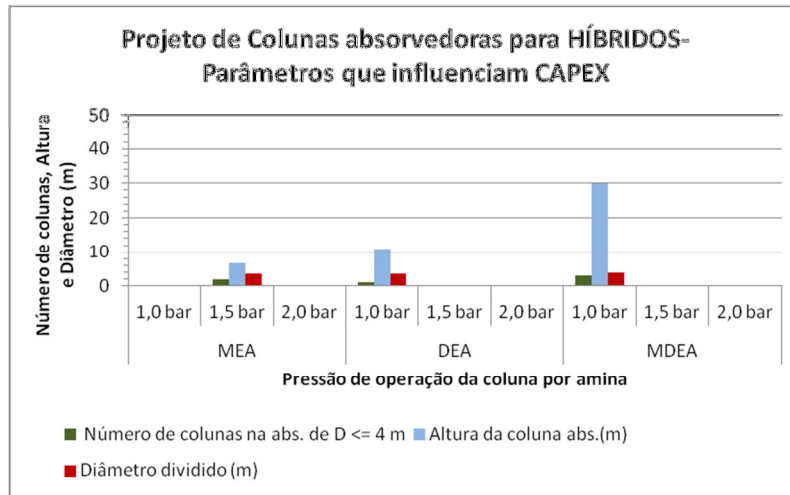


Figura 50 - Dimensionamento de Colunas Absorvedoras para diferentes aminas em processo híbrido.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Para as colunas absorvedoras, observa-se que o diâmetro e o número de colunas são pequenos e parecidos para todas as aminas destacadas, porém ao analisar a altura das colunas, percebe-se que as colunas de absorção que usam MDEA como solvente deverão ser no mínimo duas vezes mais altas que para outras aminas.

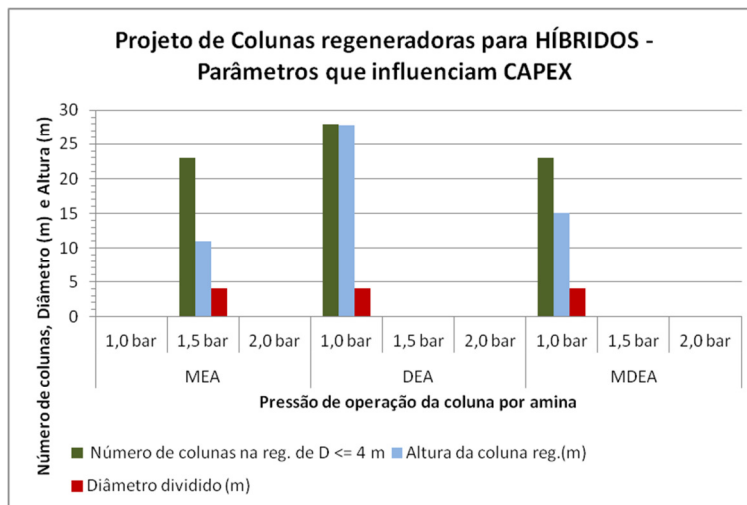


Figura 51 - Dimensionamento de Colunas Regeneradoras para diferentes aminas em processo híbrido.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Para as colunas regeneradoras, percebe-se que o tipo de amina que demanda o maior número de colunas de regeneração é a DEA, sendo que para processos somente com aminas, o maior número de colunas de regeneração era demandado para processos que usavam MEA. Para os híbridos, as maiores alturas de coluna calculadas são as colunas de regeneração de DEA também.

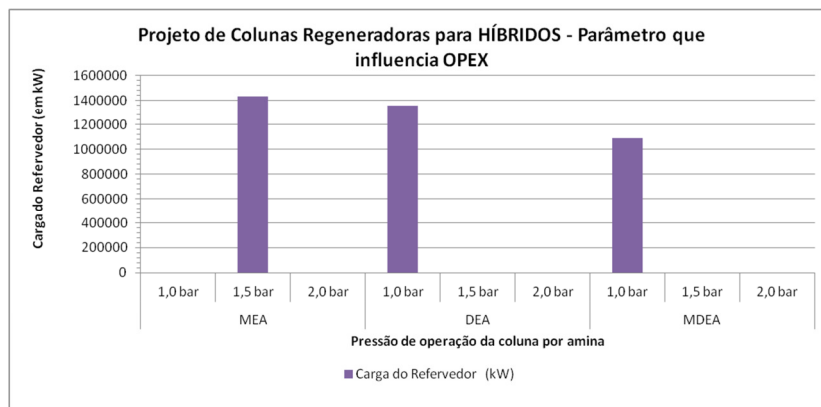


Figura 52—Condições de operação de Refervedores para Colunas Regeneradoras para diferentes aminas, a diferentes pressões de operação da regeneradora.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Comparativamente, a carga do refervedor da coluna de Regeneração é o parâmetro que afeta mais significativamente o OPEX. Observa-se que o OPEX para o processo com MEA deve ser maior que para processos com DEA, que por sua vez, devem ser maiores que para o MDEA.

Para a tomada de decisão de um processo, é importante considerar esses dois parâmetros muito importantes na análise econômica, o CAPEX e o OPEX. Comparando os maiores contribuintes para cada um, pode-se observar que para a MEA, o CAPEX não deve ser alto, pois o número de colunas de regeneração e a altura delas são menores que a das outras aminas, e para a absorção os custos também são baixos, e o OPEX é alto devido à alta carga térmica demandada pela coluna de regeneração.

Para a MDEA, observa-se que o OPEX será o menor, à medida que a carga térmica demandada pela coluna de regeneração é menor; para o CAPEX, tem-se o maior gasto com colunas absorvedoras comparativamente com outras aminas principalmente em relação à altura necessária para haver a absorção de forma satisfatória, aumentando então o custo fixo (CAPEX).

Para a DEA, há um custo fixo alto em colunas regeneradoras à medida que são necessárias colunas em maior número e maiores alturas para se conseguir fazer a regeneração do solvente. Além disso, a coluna de absorção demanda uma altura média quando comparadas às outras aminas (apesar de precisar do menor número de colunas para a absorção de CO₂ por DEA), que também afetam o cálculo do CAPEX. No entanto, a carga térmica demandada pela regeneradora não é tão expressiva quanto para MEA (OPEX um pouco mais favorecido).

O resumo para os parâmetros de maior influência ao CAPEX e OPEX é mostrado a seguir, na Figura 53:

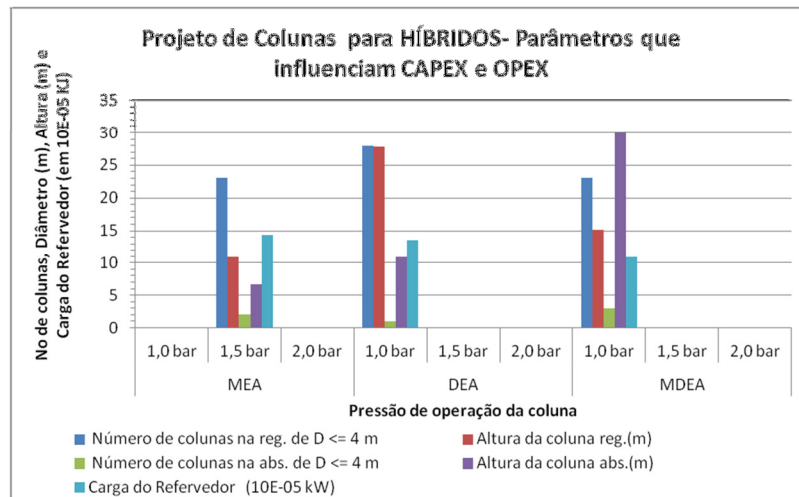


Figura 53 - Dimensionamento de Colunas de Absorção e Regeneração para diferentes aminas para processo híbrido.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Observa-se então que os parâmetros que influenciam para a tomada de decisão são antagônicos, isto é, quando se observa que o CAPEX será menor para um caso, acaba-se sacrificando o OPEX, e vice-versa, obtendo-se um resultado inconclusivo sobre a melhor configuração para um processo baseada na separação por membrana e aminas conjugadas.

Portanto, é necessária a realização da análise econômica destes casos para concluir, através da análise econômica quantitativa, quais são melhores e as mais viáveis formas de operação. Esses dados serão discutidos no próximo capítulo.

4. Análise Econômica

Neste Capítulo, avaliam-se economicamente as tecnologias de captura de CO₂ consideradas como mais promissoras no cenário do pré-sal brasileiro.

4.1. Premissas para a análise econômica com o “software” CAPCOST

Para todos os processos foram adotados os seguintes procedimentos e/ou considerações:

- O cálculo de custos de equipamentos emprega a base de correlações de custo adotadas pelo software CAPCOST (Turton, 2009), sendo que esses dados possuem limites de escala/aplicação específicos. Assim, sempre que os parâmetros obtidos da simulação e do dimensionamento

ultrapassaram esses limites, utilizou-se o valor máximo para tal variável. Exemplo: para os trocadores de calor, tanto a pressão no casco como a pressão no tubo devem ser menores ou iguais a 140 barg. Desta forma, para os trocadores simulados que apresentaram pressão de operação, (tubo ou casco), maior que 140 barg, utilizou-se a pressão limite de 140 barg;

- No cálculo do custo dos equipamentos, sempre que um parâmetro de capacidade ou potência ultrapassasse o limite do modelo de custo do equipamento, acatou-se a sugestão do CAPCOST, ou seja, através de uma composição em paralelo, que atingisse a capacidade de projeto, obtendo-se o custo final da composição;
- Os vasos separadores são verticais. Note-se que o trabalho aborda exclusivamente o setor de gás, estando os separadores trifásicos (água-óleo-gás) fora da fronteira de estudo;
- Para compressores, bombas e “drives” dos compressores, foi calculado, além do custo do equipamento, o custo de uma unidade sobressalente para reposição em caso de defeito;
- Adotou-se como material de construção o aço carbono;
- Os “drives” dos compressores foram definidos como elétricos e a prova de explosão;
- As bombas e os compressores selecionados foram do tipo centrífugo;
- Os refeedores das colunas de esgotamento são dimensionados como trocadores de calor do tipo *kettle*;
- As colunas de absorção e esgotamento são colunas de recheio e o recheio é metálico de aço inox 304. Utiliza-se na análise a altura do recheio e da coluna;
- Considerações feitas para o cálculo do custo das utilidades:
 - ✓ Como utilidades dos processos analisados tem-se: a) eletricidade, b) gás natural para geração de vapor utilizado nos refeedores das colunas de esgotamento, c) e água de refrigeração;

- ✓ A utilidade água de refrigeração pode ser considerada como de custo zero, pois, nas unidades *offshore*, é, geralmente, água do mar que não onera os processos realizados em plataformas;
- ✓ Para o cálculo da utilidade de aquecimento dos refeedores, foi considerado um sistema térmico de temperatura moderada-alta, até 330 °C;

Como premissas adicionais da análise econômica, têm-se:

- O gás natural bruto é considerado como sendo de custo zero devido à sua pronta disponibilidade na plataforma ;
- O preço da água de processo considerado é de US\$ 0,108 por kg (**MARGOLIS, 2011**);
- O tempo de operação anual é de 8322 horas (ou 347 dias);
- O tempo de vida de operação da planta considerado é de 10 anos com mais 2 anos de período de construção;
- O investimento do capital fixo é feito 60% no primeiro ano e 40% no segundo ano;
- O cálculo do custo total da membrana foi feito com base no custo por área de 177 US\$/m²(**Ho, Wiley, 2006**), sendo que este custo já inclui o preço do casco que abriga a membrana.
- Por falta de informação e simplificação não foi considerada a necessidade de reposição anual da membrana;
- Os demais parâmetros necessários para essa avaliação econômica são valores que já estão implementados no software CAPCOST e que se julgaram razoáveis para as necessidades deste trabalho;

4.2. CAPCOST

A análise econômica foi baseada no programa computacional CAPCOST desenvolvido por Richard Turton, Richard Bailie, Wallace Whiting e Joseph Shaeiwitz

(Turton et al., 2009). Na rotina deste programa, ao se calcular valores de CAPEX, utiliza-se a seguinte equação:

$$CAPEX = 1,18 \sum_{i=1}^n CM + 0,5 \sum_{i=1}^n CB \quad \text{Equação 9}$$

onde CB é o custo dos módulos dos equipamentos nas condições base e CM é o custo dos módulos dos equipamentos nas condições avaliadas. Esse custo leva em consideração valores como ISBL (custos com equipamentos de processo instalados - Inside Battery Limits) e OSBL (custos com instalações e equipamentos auxiliares ao processo); e outros (terreno, construção, regulação, engenharia e outros);

Observe-se que o termo multiplicado por 1,18 representa o custo total dos equipamentos instalados e custos de contingências, e o termo multiplicado por 0,5 representa o custo com construção de instalações auxiliares e desenvolvimento. No caso de operações *offshore*, este último pode ser desconsiderado já que não há a necessidade de construção de instalações auxiliares e desenvolvimento de novas instalações. Assim, o CAPEX aqui considerado é dado exclusivamente por:

$$CAPEX = 1,18 \sum_{i=1}^n CM \quad \text{Equação 10}$$

Para o cálculo da receita, é necessário estabelecer um preço para o gás natural que é processado nesta etapa, tendo em vista que o seu processamento total ainda apresenta várias etapas posteriores, e que o preço final será diferente do preço calculado nesta etapa. Assim, adotou-se que o preço do gás natural tratado diretamente neste processo de remoção de CO₂ é obtido pela seguinte equação:

$$P_{base\ 1} = \frac{Kel \times Pel + K_{gas} \times P_{gas} + CISBL}{QGN \times 347} \quad \text{Equação 11}$$

$$PGN_{tratado} = P_{base\ 1} \times 1,20 \quad \text{Equação 12}$$

onde :

Kel – consumo de energia elétrica pela planta em kwh/ano;

Pel – preço da energia elétrica em US\$/kwh;

Kgas – consumo de energia utilizada no refervedor em termos de teor energético de gás natural em MMBtu/ano (milhões de BTU por ano), somente aplicável nos processos que envolvem absorção com aminas e sendo igual a zero para processos somente com membranas;

Pgas – preço por unidade energética disponível no gás natural em US\$/MMBtu;

C_{ISBL} – custo referente ao ISBL (Inside Battery Limits) em US\$;

QGN – vazão de gás natural processado em Nm³/d (Normal m³ por dia);

PGNtratado – é o preço base 1 corrido por um fator de 20%.

Já para o cálculo do OPEX, levou-se em consideração o custo total de utilidades, o custo com manutenção, suprimentos operacionais e o custo com trabalhadores. A equação para a obtenção do OPEX é dada a seguir:

$$OPEX = F1 \times CAPEX + F2 \times COL + F3 \times (CRM + CUT + CWT) \text{Equação 13}$$

onde F1, F2 e F3 são fatores de correção tabelados na biblioteca interna do programa, COL é o custo de mão-de-obra, CRM é o custo de matérias-primas, CUT é o custo total de utilidades e CWT representa o custo com tratamento de efluentes.

Para cada equipamento, o cálculo do custo do módulo (CM) e o seu custo instalado (CB) é obtido com a seguinte correlação:

$$CM = 10^{K1 + K2 \times \log_{10}(A) + K3 \times (\log_{10}(A))^2} \text{Equação 14}$$

$$CB = CM \times (B1 + B2 \times FM \times Fp) \text{Equação 15}$$

onde:

K1, K2 e K3 são parâmetros tabelados para cada equipamento e armazenados na biblioteca interna do programa CAPCOST;

A é o parâmetro de capacidade ou de tamanho do equipamento (e.g., área de troca térmica, potência de compressão);

B1 e B2 são parâmetros tabelados para cada equipamento e armazenados na biblioteca interna do programa CAPCOST.

FM é um parâmetro relacionado ao material de construção do equipamento também tabelado no programa para uma série de materiais.

Fp é um parâmetro relacionado à pressão de operação de cada equipamento cujos valores são obtidos por correlações que já estão implementadas no programa.

Tabela 81: Itens considerados nos cálculos dos custos.

ITENS DO CUSTO	FAIXAS TÍPICAS DE FATORES MULTIPLICADORES	VALOR USADO
1. Custos diretos de produção		
a. Matérias prima	Crm	
b. Tratamento de resíduos	Cwt	
c. Utilidades	Cut	
d. Mão de obra operacional	Col	Col
e. Custos diretos de supervisão e chefia	(0,1-0,25)Col	0,18Col
f. Manutenção e reparos	(0,02-0,1)Fci	0,06Fci
g. Suprimentos operacionais	(0,1-0,2)(0,02-0,1)Fci	0,009Fci
h. Custos de laboratório	(0,1-0,2)Col	0,15Col
i. Patentes e royalties	(-0,06)Com	0,03Com
Total dos custos diretos de produção	$Crm+Cwt+Cut+1,33Col+0,03Com+0,069Fci$	
2. Custos fixos de produção		
a. Depreciação	0,1Fci	0,1Fci
b. Taxas locais e seguros	(0,014-0,05)Fci	0,032Fci
c. Custos gerais da planta	$(0,5-0,7)(Col+(0,1-0,25)Col+(0,02-0,1)Fci)$	$0,708Col+0,036Fci$
Total dos custos fixos de produção	$0,708Col+0,068Fci+depreciação$	
3. Despesas gerais de produção		
a. Custos administrativos	$0,15(Col+(0,1-0,25)Col+(0,02-0,1)Fci)$	$0,177Col+0,009Fci$
b. Custos de venda e distribuição	(0,02-0,2)Com	0,11Com
c. Pesquisa e Desenvolvimento	0,05Com	0,05Com
Total dos custos gerais de produção	$0,177Col+0,009Fci+0,16Com$	
Custos totais	$Crm+Cwt+Cut+2,215Col+0,190Com+0,146Fci+depreciação$	

Fonte: Turton et al, 2002

A saída do CAPCOST (em Excel) para o processo de captura de CO₂ por absorção com DEA (dietanolamina) operando a coluna de regeneração a 1 bar, desenvolvido no projeto, é mostrado na Figura 54 a título de ilustração. Os demais processos avaliados (i.e., o processo com membrana e o processo híbrido) são apresentados no APÊNDICE 1.

Add Equipment	Unit Number	100
Edit Equipment	CEPCI	550
Remove All Equipment		

User Added Equipment

Compressors	Compressor Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
C-101	Centrifugal	5820	1	Carbon Steel	\$ 3.260.000,00	\$ 8.930.000,00
C-102	Centrifugal	3450	1	Carbon Steel	\$ 2.290.000,00	\$ 6.280.000,00
C-103	Centrifugal	3190	1	Carbon Steel	\$ 2.170.000,00	\$ 5.950.000,00
C-104	Centrifugal	2840	1	Carbon Steel	\$ 1.600.000,00	\$ 4.390.000,00
C-105	Centrifugal	1510	1	Carbon Steel	\$ 1.040.000,00	\$ 2.860.000,00

Drives	Drive Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
D-101	Electric - Explosion Proof	5824	1		\$ 1.270.000,00	\$ 1.900.000,00
D-102	Electric - Explosion Proof	3448	1		\$ 820.000,00	\$ 1.230.000,00
D-103	Electric - Explosion Proof	3191	1		\$ 803.000,00	\$ 1.200.000,00
D-104	Electric - Explosion Proof	2841	1		\$ 778.000,00	\$ 1.170.000,00
D-105	Electric - Explosion Proof	1510	1		\$ 396.000,00	\$ 593.000,00

Exchangers	Exchanger Type	Shell Pressure (barg)	Tube Pressure (barg)	MOC	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
E-101	Fixed, Sheet, or U-Tube	0	1,2	Carbon Steel / Carbon Steel	52500	\$ 5.620.000,00	\$ 18.500.000,00
E-102	Fixed, Sheet, or U-Tube	3	0	Carbon Steel / Carbon Steel	15800	\$ 1.690.000,00	\$ 5.570.000,00
E-103	Fixed, Sheet, or U-Tube	3	0	Carbon Steel / Carbon Steel	11000	\$ 1.210.000,00	\$ 3.980.000,00
E-104	Fixed, Sheet, or U-Tube	3	2,5	Carbon Steel / Carbon Steel	499	\$ 68.900,00	\$ 227.000,00
E-105	Fixed, Sheet, or U-Tube	3	3	Carbon Steel / Carbon Steel	518	\$ 70.400,00	\$ 232.000,00
E-106	Fixed, Sheet, or U-Tube	3	26,5	Carbon Steel / Carbon Steel	517	\$ 70.300,00	\$ 235.000,00
E-107	Fixed, Sheet, or U-Tube	3	80,5	Carbon Steel / Carbon Steel	437	\$ 63.900,00	\$ 218.000,00
E-108	Fixed, Sheet, or U-Tube	140	140	Carbon Steel / Carbon Steel	473	\$ 66.800,00	\$ 275.000,00
E-109	Kettle Reboiler	18,3	0	Carbon Steel / Carbon Steel	5820	\$ 7.900.000,00	\$ 26.800.000,00
E-110	Fixed, Sheet, or U-Tube	3	0	Carbon Steel / Carbon Steel	5660	\$ 615.000,00	\$ 2.020.000,00

Pumps (with drives)	Pump Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Discharge Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
P-101	Centrifugal	287,7	1	Carbon Steel	100	\$ 78.259,20	\$ 548.832,80
P-102	Centrifugal	3755	1	Carbon Steel	58	\$ 974.164,91	\$ 5.882.820,13

Towers	Tower Description	Height (meters)	Diameter (meters)	Tower MOC	Demister MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
T-101	21.1 meters of 304 Stainless	23,6	3,9	Carbon Steel		0	\$ 891.000,00	\$ 1.630.000,00
T-102	21.1 meters of 304 Stainless	23,6	3,9	Carbon Steel		0	\$ 891.000,00	\$ 1.630.000,00
T-103	21.1 meters of 304 Stainless	23,6	3,9	Carbon Steel		0	\$ 891.000,00	\$ 1.630.000,00
T-104	16.8 meters of 304 Stainless	19,3	4	Carbon Steel		49	\$ 754.000,00	\$ 8.570.000,00

Vessels	Orientation	Length/Height (meters)	Diameter (meters)	MOC	Demister MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
V-101	Vertical	4,72	0,94	Carbon Steel		1,2	\$ 7.920,00	\$ 32.200,00
V-102	Vertical	3,17	0,63	Carbon Steel		3,7	\$ 4.330,00	\$ 17.600,00
V-103	Vertical	3,17	0,63	Carbon Steel		3,7	\$ 4.330,00	\$ 17.600,00
V-104	Vertical	3,17	0,63	Carbon Steel		28,7	\$ 4.330,00	\$ 27.800,00

(ISBL) Total Bare Module Cost \$ 112.546.853

Figura 54: Interface do programa CAPCOST

Fonte: Turton, 2009.

Como pode ser observado na Figura 54, é necessário fornecer o valor do CEPCI (Chemical Engineering's Plant Cost Index) na planilha do CAPCOST, que ajusta o preço e os parâmetros utilizados no programa para a data de avaliação econômica, de acordo com a equação a seguir.

$$C2 = C1 \times \left(\frac{I2}{I1}\right) \text{Equação 16}$$

onde o custo C1, é corrigido pelos índices I1, do momento temporal no qual se obteve o custo C1, e I2, do momento temporal no qual se deseja o custo C2. Adota-se para 2011 o valor 550 para este indicador.

4.3. Resultados dos Parâmetros Econômicos para Cada Processo

Para cada grupo de processos de um tipo de amina utilizada, foi selecionado aquele de melhor desempenho econômico para avaliar a sua configuração híbrida em operação conjunta

com a membrana, cuja partição de remoção de CO₂ em cada etapa foi de 10%. Os processos selecionados foram: MEA-1,5 bar, DEA-1,0 bar e MDEA-1,0 bar.

A Tabela 82a seguir reúne os resultados obtidos para os parâmetros mais relevantes da avaliação econômica de cada processo estudado:

Tabela 82: Resultados dos Parâmetros Econômicos para Cada Processo

Processo	CAPEX (US\$)	OPEX (US\$)	TIR (descontado-%)	TIR (não-descontado-%)	VPL (milhões de US\$)	Tempo de Retorno (descontado-anos)	Tempo de Retorno (não-descontado - anos)
Membrana	1.283.900.000	240.543.612	50,15	60,44	3423,63	1,68	1,4
Amina MEA (1,5 bar)	487.300.000	1.078.378.503	-	-28,29	909,94	-	-
Amina DEA (1,0 bar)	125.800.000	167.323.724	30,68	34,36	174,82	2,8	2,2
Amina DEA (1,5 bar)	112.000.000	159.583.230	26,06	26,89	104,62	3,4	2,6
Amina DEA (2,0 bar)	113.100.000	165.562.961	22,95	22,85	82,57	3,9	2,9
Amina MDEA (1,0 bar)	496.800.000	824.421.965	-0,53	-0,39	227,27	-	9,5
Amina MDEA (1,5 bar)	427.300.000	830.131.992	-	-13,93	491,71	-	-
Amina MDEA (2,0 bar)	484.800.000	920.230.585	-	-12,58	522,16	-	-
Híbrido MEA (1,5 bar)	906.800.000	1.432.864.534	-3,26	-2,26	494,27	-	-
Híbrido DEA (1,0 bar)	545.500.000	930.582.601	45,36	54,19	1272,67	1,8	1,5
Híbrido MDEA (1,0 bar)	598.000.000	1.033.102.895	41,17	48,57	1217,27	2	1,7

Fonte: confeccionado pelos autores.

Legenda Tabela:

Preenchimento em verde: Processo viável economicamente

Preenchimento em vermelho: Processo inviável economicamente

Como é possível observar, os processos marcados com cor verde apresentaram resultados que indicam a sua viabilidade econômica e os marcados de vermelho apresentaram resultados negativos, sendo, então, considerados inviáveis. Os valores nos quais não foram escritos os resultados (completados com o símbolo “-”) estão representados desta forma pois alcançaram valores muito desfavoráveis para a TIR e o tempo de retorno, sendo inviável economicamente.

De acordo com os resultados apresentados, pode-se inferir que os processos que utilizam membrana para a remoção de CO₂ são mais vantajosos do que aqueles que removem CO₂ por absorção em solventes de aminas. Isso se deve basicamente à alta demanda energética dos revedores das colunas regeneradoras nos ciclos de absorção e esgotamento dos processos que utilizam aminas. Além disso, a regeneração do solvente é favorecida por altas temperaturas e baixas pressões de operação da coluna de esgotamento, o que contribuiu para o aumento do número de colunas para este tipo de processo. Isso se deve ao fato de que a baixas pressões as correntes de gás possuem grandes volumes com vazões muito altas, sendo necessário processá-las em várias colunas operando em paralelo (não representada no PFD).

No caso das membranas, não há custo associado de utilidades, exceto o custo de compressão (energia) que costuma ser um fato crítico para a implementação de tal processo, porém em todos os processos de membrana considerados, a compressão foi a mesma, não influenciando diretamente na comparação econômica entre os processos. Adicionalmente, o principal fator que influencia no custo da membrana é a alta área superficial necessária para os processos avaliados, que mesmo em comparação com os custos da etapa de regeneração de solvente para o processo de absorção, demonstrou ser menos oneroso.

Observa-se através da Tabela 82 que os processos economicamente viáveis foram somente os processos de separação por membrana, aminas com uso de DEA e os híbridos para Membrana/DEA (1 bar) e Membrana/MDEA (1 bar), à medida que foram os processos que apresentaram TIR positiva.

Dentre esses, os processos com membrana e o híbrido DEA (1,0 bar) destacam-se com maior TIR, como pode ser observado no gráfico a seguir:

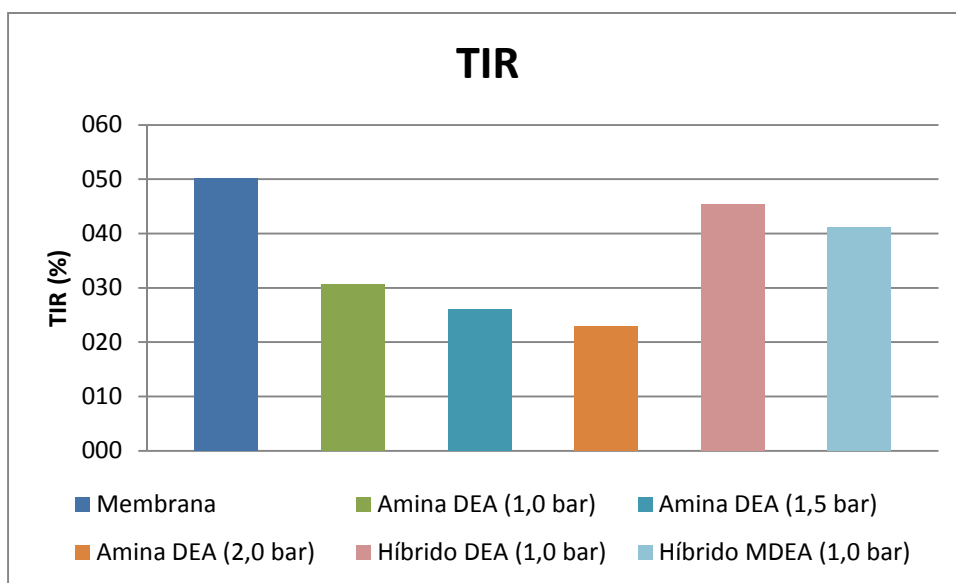


Figura 55: Gráfico da taxa interna de retorno descontada para processos viáveis economicamente.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Para o Valor Presente líquido, os processos com membrana mostram uma rentabilidade muito maior do que os outros processos viáveis economicamente para o mesmo período de tempo, como pode-se observar na figura a seguir.

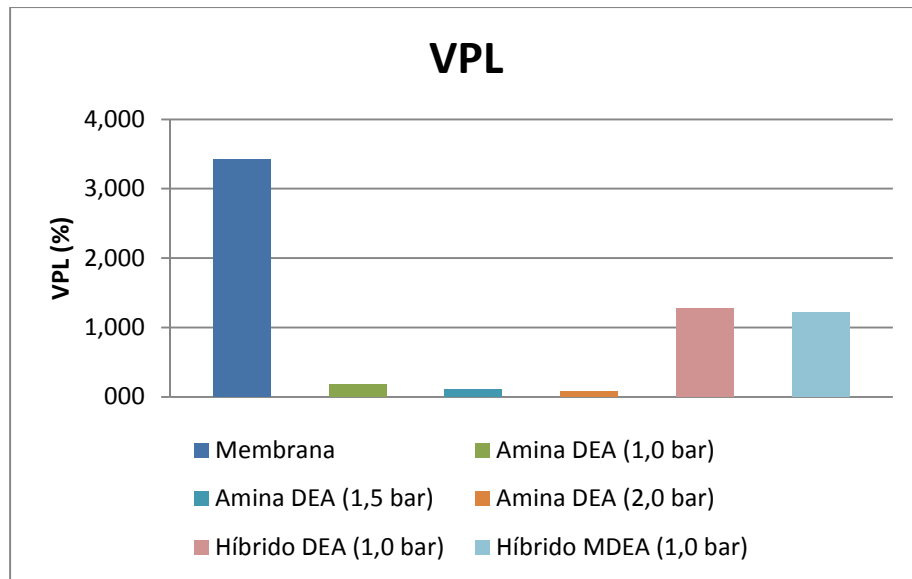


Figura 56: Gráfico do valor presente líquido para processos viáveis economicamente.

Fonte: confeccionado pelos autores.

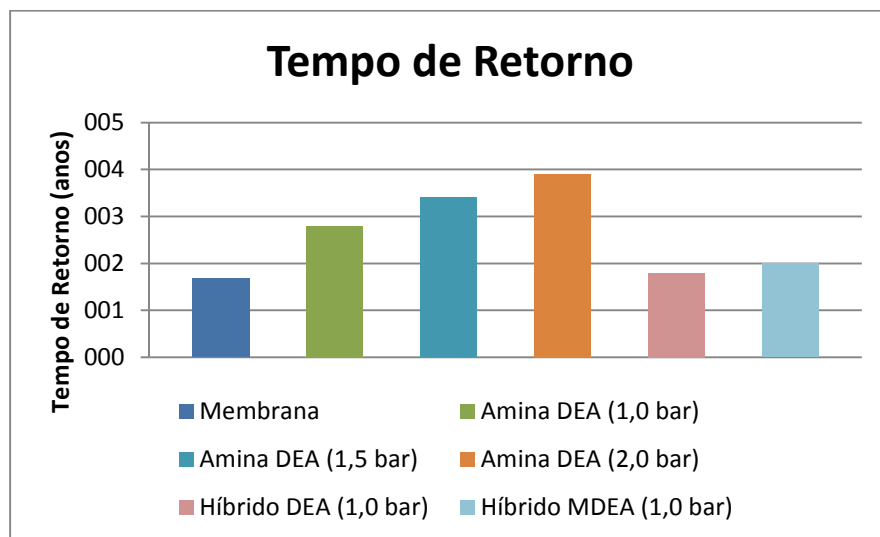


Figura 57: Gráfico do tempo de retorno para processos viáveis economicamente.

Fonte: confeccionado pelos autores.

O processo de separação com membrana mostrou ser muito mais favorável que os outros apresentados, mas a configuração híbrida com DEA (1,0 bar) e MDEA (1,0 bar) mostrou-se uma potencial alternativa à utilização do processo de separação somente com membrana. O tempo de retorno para cada processo apresentou resultados consonantes aos resultados da TIR. É interessante observar que a separação somente pela MDEA não foi considerada economicamente viável, mas passou a ser favorável ao ser conjugada com a membrana, como se pode observar a seguir.

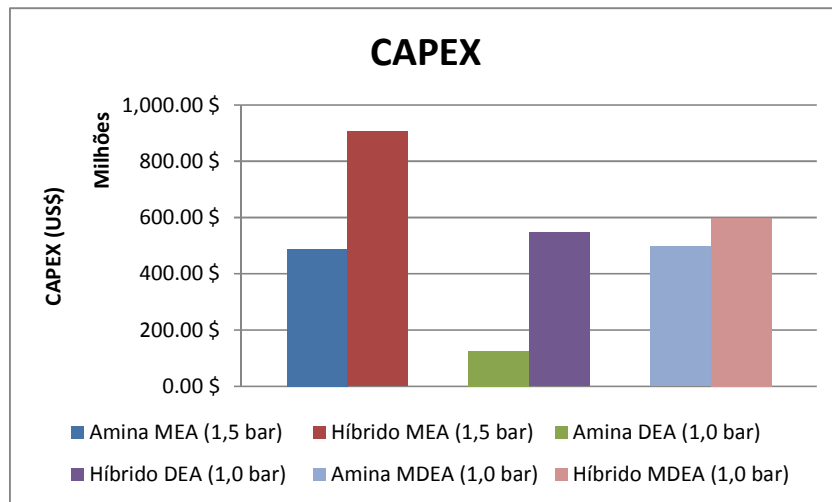


Figura 58: Gráfico dos valores de CAPEX para cada par de processos amina-híbrido.

Fonte: confeccionado pelos autores

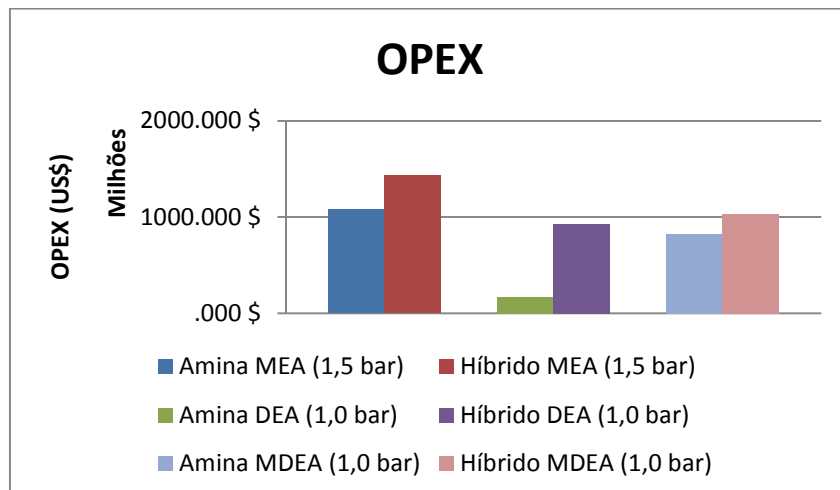


Figura 59: Gráfico dos valores de OPEX para cada par de processos amina-híbrido.

Fonte: confeccionado pelos autores

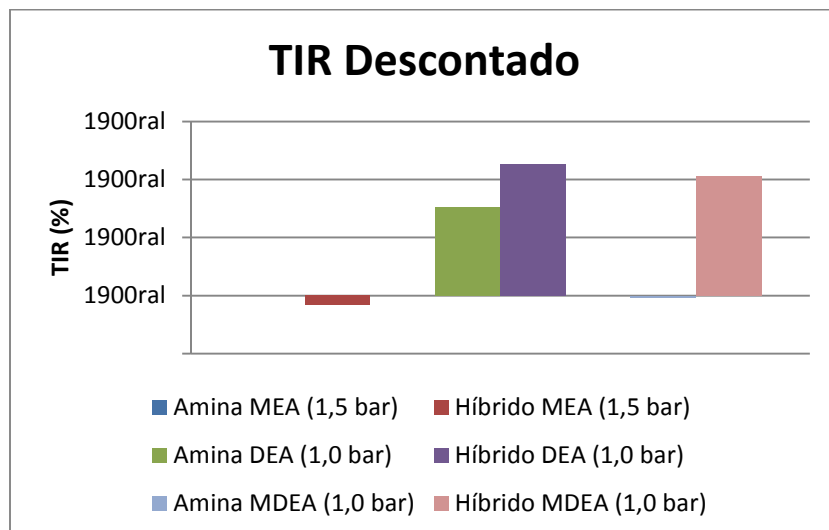


Figura 60: Gráfico da taxa interna de retorno descontada para cada par amina-híbrido.

Fonte: confeccionado pelos autores

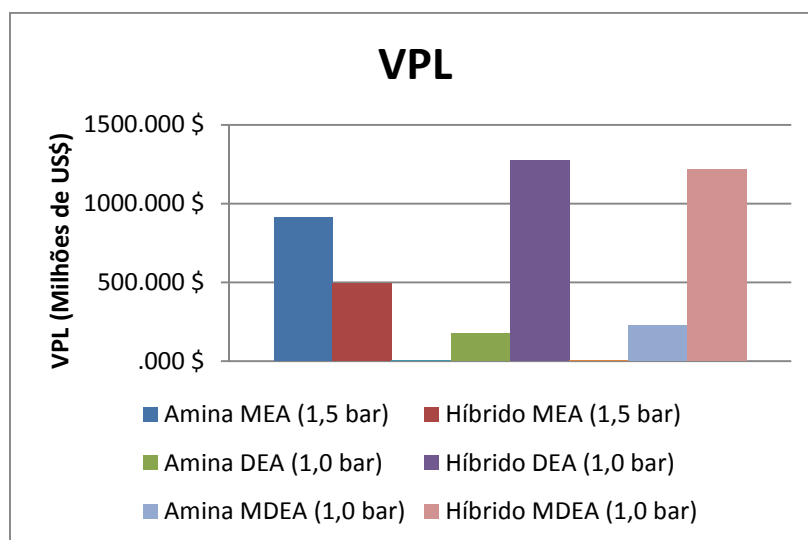


Figura 61: Gráfico do valor presente líquido descontado para cada par amina-híbrido.

Fonte: confeccionado pelos autores

Comparando-se os resultados dos processos híbridos com os respectivos processos de separação exclusivamente com aminas, constatou-se que os processos híbridos apresentaram um desempenho econômico significativamente melhor, ou seja, obtiveram taxas internas de retorno (TIR) e valor presente líquido (VPL) maiores que os processos de amina, apesar de possuírem valores de CAPEX e OPEX superiores. Os maiores valores de CAPEX e OPEX estão associados aos custos intrínsecos da membrana.

Conforme a Tabela 82, para processos com remoção de CO₂ por absorção química com aminas, constatou-se que somente o solvente DEA apresenta viabilidade econômica. Além disso, para este mesmo solvente observa-se um padrão de resultados econômicos em que quanto menor a pressão de operação da coluna regeneradora, mais favoráveis são os parâmetros econômicos. Isso é explicado pelo aumento da eficiência de regeneração do solvente a baixas pressões.

Para os processos em que foram utilizadas exclusivamente aminas MEA e MDEA, os parâmetros econômicos obtidos foram desfavoráveis devido ao grande número de colunas necessárias para o processamento de altas vazões de gás na separação de CO₂. Por outro lado o processo de separação por MDEA quando conjugado com a membrana, tornou-se viável apresentando melhores valores para os parâmetros econômicos como discutido anteriormente, e confirmando que a conjugação pode ser a melhor alternativa em relação ao processo de separação exclusivamente com a amina MDEA. Para o processo de separação de membrana e MEA conjugados, foi observada uma melhoria nos parâmetros econômicos, à medida que foi possível calcular a TIR, apesar de ainda estar negativa.

Os fluxos de caixa a seguir, gerados pelo Software CAPCOST (Figura 62a Figura 64), comprovam que o processo híbrido é realmente mais vantajoso economicamente.

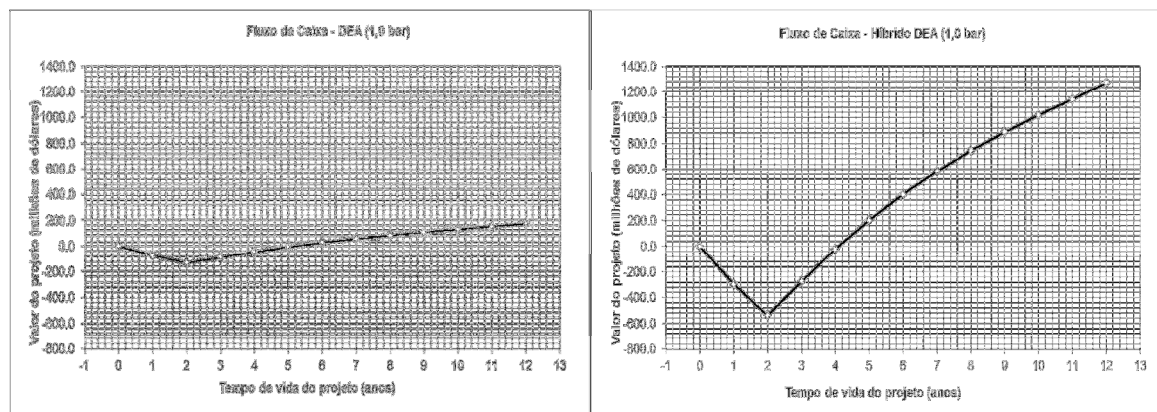


Figura 62: Fluxo de caixa acumulado para os processos DEA 1,0 bar e híbrido DEA 1,0 bar.

Fonte: confeccionado pelos autores

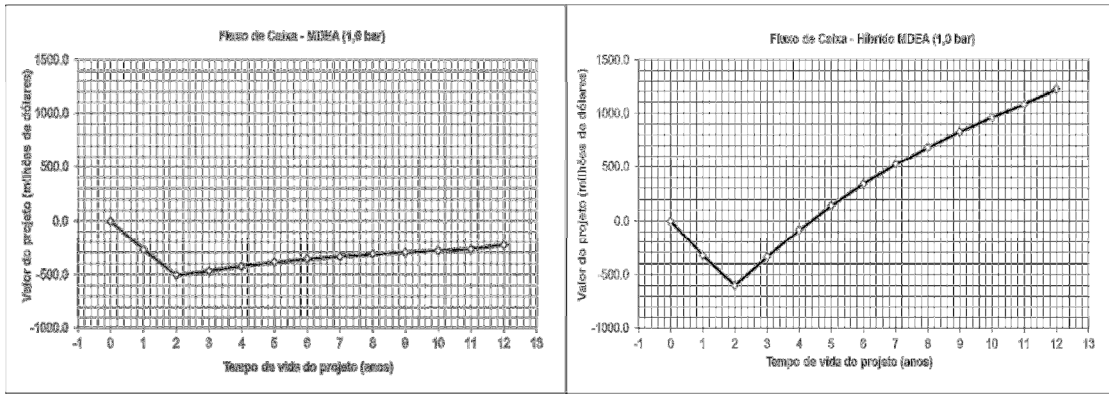


Figura 63: Fluxo de caixa para os processos MDEA 1,0 bar e híbrido MDEA 1,0 bar.

Fonte: confeccionado pelos autores

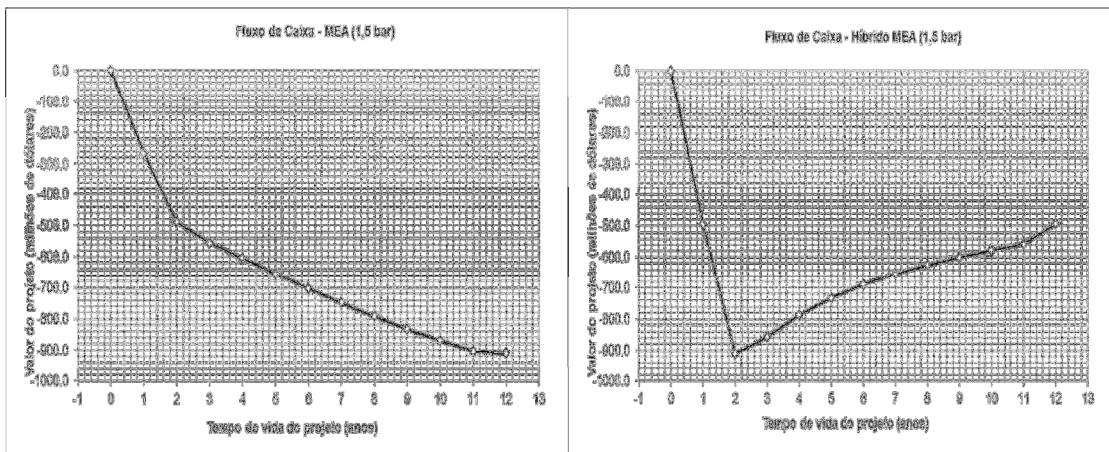


Figura 64: Fluxo de caixa para os processos MEA 1,5 bar e híbrido MEA 1,5 bar.

Fonte: confeccionado pelos autores

5. Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

No contexto brasileiro do pólo pré-sal, o grande volume de gás natural associado com teores expressivos de CO₂ impõe o desafio tecnológico de enquadrar o gás às especificações da ANP e ao mesmo tempo processá-lo de forma economicamente viável para transportá-lo até o continente, contemplando uma solução tecnológica para o destino do CO₂ capturado. Dentre as possíveis tecnologias de captura disponíveis, destacam-se, no sequestro de CO₂, as operações com membranas, a absorção em soluções aquosas de etanolaminas e a aplicação de processos híbridos.

Dadas as características deste desafio – como os agravantes do cenário Pré-Sal, de grandes distâncias, profundidades e vazões envolvidas – tecnologias convencionais de captura de CO₂ (i.e. absorção com colunas de aminas) apresentam dificuldades operacionais, em razão da complexidade e do tamanho dos equipamentos destinados à separação do CO₂. As plantas de permeação em membranas, por outro lado, podem tratar gases de alta concentração e em módulos compactos, com menor necessidade de espaço que é um fator crítico em plataformas de prospecção de petróleo. Deve-se destacar, contudo, que, por ser um processo que demanda uma pressão de alimentação elevada, exige a utilização de compressores, aumentando os custos de capital e operacionais do processo.

No presente trabalho, a metodologia de cálculo de viabilidade técnica dos processos avaliados envolveu o uso de simulador de processos (UNISIM Design, Honeywell) com ferramentas de simulação de membranas e aminas desenvolvidas no Laboratório H2CIN da Escola de Química da UFRJ, nos quais as composições, condições das correntes e separações desejadas foram especificadas e os fluxogramas para cada processo foi gerado, respeitando os balanços de massa e de energia. Uma análise de desempenho (técnico, envolvendo dimensionamento dos principais equipamentos de processo) dos processos precedeu a análise econômica das tecnologias de separação do CO₂.

A viabilidade econômica foi avaliada a partir de métodos de estimativa dos custos de investimento e de operação, CAPEX e OPEX, durante um horizonte de tempo de

operação escolhido de 12 anos. Os custos referentes aos equipamentos foram calculados, bem como o custo de utilidades, e foram utilizados como referência para a discriminação de cada processo. Empregou-se nesta etapa o software CAPCOST desenvolvido em EXCEL por Tourton *et al.* (2009).

Os resultados indicam que, para a vazão de operação utilizada, há mais de uma tecnologia de captura de CO₂ técnica e economicamente viável, sendo favorecidos os resultados de unidade de permeação em membranas, seguidos dos resultados de modelos híbridos de membranas com aminas como DEA e MDEA. A membrana, por exemplo, apresenta um tempo de retorno de aproximadamente 4 anos após o início do investimento, enquanto que os demais apresentaram maior tempo para se obter fluxo positivo no fluxo de caixa.

Os resultados obtidos neste trabalho condizem com os resultados apresentados por Baker 2008, como se pode observar no gráfico da Figura 65 (primeiro número adotado), reproduzida a seguir.

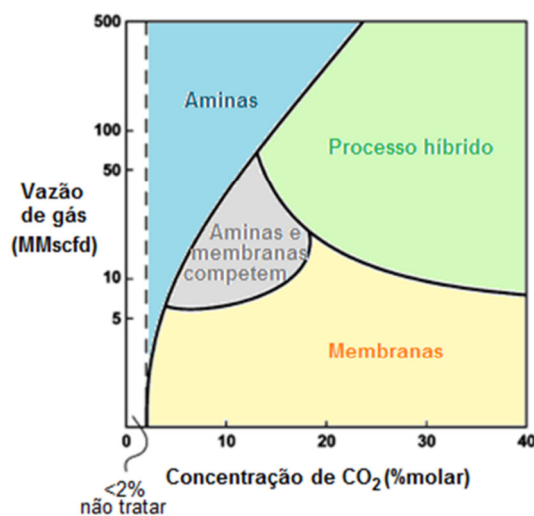


Figura 65: Esquema do efeito da vazão de gás e da concentração de CO₂ na escolha da tecnologia de remoção de CO₂.

Fonte: Baker, 2008 – adaptado pelos autores.

Observou-se que, para o processamento de uma corrente de gás natural com 20 % de CO₂ e vazão de 5 MMSCFD, o processo de separação com membrana é o mais recomendado, sendo que, também, esses valores de teor de CO₂ e vazão de

processamento de gás indicam um ponto no gráfico próximo à região favorável ao processo híbrido.

Além disso, pode-se constatar através dos resultados apresentados, que os processos de captura por absorção com aminas apresentam melhor desempenho econômico ao serem operados em conjunto com o processo de membrana e, assim, demonstraram ser uma potencial alternativa aos outros dois processos, de membrana e de absorção com aminas isolados.

Cada uma das possibilidades de configurações analisadas apresenta seus pontos críticos e contribuições significativas para o custo final da etapa de remoção de CO₂ e, por este motivo, pode-se diferenciar cada uma dessas contribuições.

No caso dos processos com aminas MEA e MDEA, é marcante o alto custo associado ao grande número de colunas regeneradoras para processar toda a vazão de gás enquanto que para os processos com amina DEA, o número de colunas não é menor e sua influência no custo não é tão pronunciada, passando a ter maior destaque a pressão de operação da coluna regeneradora. Quanto menor a pressão de operação maior é a eficiência de regeneração do solvente, porém maior é o número de colunas necessárias. Assim, para processos DEA a influência maior é na eficiência de regeneração do solvente e para processo MEA e MDEA, o número de colunas tem maior contribuição para ônus da operação.

Portanto, de acordo com o recorrido no presente trabalho, conclui-se que a remoção de CO₂ do gás natural do contexto do pré-sal possui viabilidade significativa desde que seja selecionado o processo adequado para a vazão e o teor de CO₂ no gás natural a ser processado.

Para os parâmetros considerados, as alternativas que apresentaram melhor desempenho econômico foram o processo de separação somente com membrana e o processo de configuração híbrida que utiliza a amina MDEA como solvente, operando a uma pressão de 1,0 bar na coluna regeneradora.

Como sugestões para trabalhos futuros, enumera-se:

1) Considerando-se que a análise econômica dos processos aqui considerados depende substancialmente dos custos dos equipamentos utilizados e das utilidades necessárias a sua operação, recomenda-se a realização de um estudo de sensibilidade desses processos a CAPEX e preços de gás natural e utilidades

2) Os resultados do presente trabalho indicam o grande potencial dos processos híbridos em comparação com os processos de separação com aminas e com membranas. Desta forma, motiva-se um estudo futuro dedicado exclusivamente a essa configuração que pode ser avaliada para outras partições da remoção de CO₂ além daquelas aqui abordadas.

3) Recomenda-se realizar simulações com partições de separação de CO₂ de 15% no processo da membrana e os outros 5% no processo que utiliza aminas. Além disso, como neste projeto decidiu-se trabalhar com as pressões de operação das colunas regeneradoras dos processos que apresentaram os melhores resultados na avaliação econômica (1 bar), há espaço para outros trabalhos que possam avaliar os processos híbridos com pressões de operação da coluna regeneradora maiores que 1 bar.

4) O teor de CO₂ no gás natural adequou-se ao divulgado por Formigli (2007). Estima-se que os valores sejam na realidade muito superiores e esta concentração deverá alterar consideravelmente o desempenho relativo das tecnologias avaliadas, seno uma forte recomendação de estudos futuros.

5) Na análise econômica realizada neste trabalho, a grande incerteza de custo está nos módulos de membranas. Portanto, recomenda-se que um estudo que reduza a incerteza deste parâmetro e avalie o impacto desta incerteza no desempenho econômico do processo seja conduzido. Neste estudo, o custo de reposição desta membrana deve ser incorporado na análise, a partir de dados confiáveis de vida útil deste item de dispêndio.

6) Recomenda-se avaliar o desempenho de misturas de etanolaminas e outros solventes especiais.

7) Da mesma forma como se procedeu neste projeto para o estudo dos processos que separam CO_2 com diferentes soluções aquosas de aminas, recomenda-se um estudo sobre a separação de CO_2 com diferentes tipos de membranas e suas combinações com os diferentes tipos de processos de separação com aminas.

8) Como a principal característica deste trabalho é a implementação de uma tecnologia para o tratamento do gás natural offshore, é importante, também, avaliar o sistema de logística para o transporte do gás natural até o continente e até o mercado consumidor e analisar a sua viabilidade econômica sensibilizando o preço final do gás natural processado.

9) O modelo de avaliação econômico empregado baseia-se em histórico da indústria química e petroquímica. Recomenda-se incorporar fatores que contextualizem a análise econômica na realidade do pré-sal brasileiro.

Por último, este trabalho abre espaço para a avaliação do desempenho de cada processo estudado como um todo, ou seja, é interessante também estudar economicamente as etapas que ocorrem antes e depois da separação do CO_2 de forma a complementar as informações adquiridas até aqui. Etapas como a remoção de água, remoção de H_2S e re-injeção do gás rico em CO_2 no reservatório são oportunidades de pesquisa para adquirir ainda mais conhecimento para o processamento do gás natural offshore.

10) Recomenda-se realizar novos estudos, para os processos que utilizam membrana, levando em consideração os custos com reposição dos módulos para se ter um resultado mais fiel da realidade na medida em que se detém maiores conhecimentos a respeito de tal reposição e caracterizar a operação economicamente como um todo.

Apêndice – 1: Análise Econômica

Nas tabelas a seguir há dois preços. O primeiro, denominado como Preço, é o custo somente do equipamento e a coluna com o Preço Total se refere ao preço do equipamento acrescido de custos diretos e indiretos.

A.1. Remoção de CO₂ com membrana

Tabela 83: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (membrana).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
C-101	1.560	1.070.000,00	2.930.000,00
C-102	3.420	2.280.000,00	6.240.000,00
C-103	3.200	2.170.000,00	5.950.000,00
C-104	2.860	1.610.000,00	4.410.000,00
C-105	1.670	1.120.000,00	3.070.000,00

Tabela 84: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (membrana).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
D-101	1.560	399.000,00	599.000,00
D-102	3.420	818.000,00	1.230.000,00
D-103	3.200	803.000,00	1.210.000,00
D-104	2.860	779.000,00	1.170.000,00
D-105	1.670	406.000,00	610.000,00

Tabela 85: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (membrana).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
P-101	100	292	79.206,43	555.475,70

Tabela 86: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (membrana).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
E-101	3	2,5	379	59.100,00	194.000,00
E-102	3	8,5	463	66.000,00	218.000,00
E-103	3	26,5	499	68.900,00	231.000,00
E-104	3	80,5	405	61.300,00	209.000,00
E-105	3	140	480	67.400,00	233.000,00

Tabela 87: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (membrana).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
V-101	3,17	0,63	2,7	4.330,00	17.600,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

Tabela 88: Resultados econômicos e de dimensionamento para membrana (membrana).

Membrana	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
Z-101	340.000	60.180.000,00	956.862.000,00

A.2. Absorção Química com MEA

A.2.1. Pressão de Operação da Regeneradora de 1,5 bar

Tabela 89: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (MEA-1,5 bar).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
C-101	4.010	2.540.000,00	6.960.000,00
C-102	3.470	2.300.000,00	6.300.000,00
C-103	3.210	2.180.000,00	5.970.000,00
C-104	2.860	1.610.000,00	4.410.000,00
C-105	1.670	1.120.000,00	3.070.000,00

Tabela 90: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (MEA-1,5 bar).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
D-101	4.010	850.000,00	1.280.000,00
D-102	3.470	821.000,00	1.230.000,00
D-103	3.210	804.000,00	1.210.000,00
D-104	2.860	779.000,00	1.170.000,00
D-105	1.670	406.000,00	610.000,00

Tabela 91: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (MEA-1,5 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
P-101	58	5.930	1.673.114,82	10.103.662,54
P-102	100	292	79.206,43	555.475,70

Tabela 92: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (MEA-1,5 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
E-101	0,5	1,2	17.800	1.900.000,00	6.260.000,00
E-102	3	0	27.800	2.970.000,00	9.770.000,00
E-103	3	0,5	35.500	3.800.000,00	12.500.000,00
E-104	3	2,5	648	80.600,00	265.000,00
E-105	3	8,5	525	71.000,00	234.000,00
E-106	3	26,5	518	70.500,00	236.000,00
E-107	3	80,5	405	61.300,00	209.000,00
E-108	3	140	479	67.300,00	233.000,00
E-109*	18,3	0,5	61.300	83.200.000,00	282.400.000,00
E-110	3	0,5	51.400	5.500.000,00	18.100.000,00

*Refervedor do tipo Kettle.

Tabela 93: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (MEA-1,5 bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço/Torre (US\$)	Preço Total/Torre (US\$)
T-101 a T-123	23	18,9	21,4	4	0,5	844.000,00	1.550.000,00
T-124 a T-125	2	6,31	8,81	3,2	49	200.000,00	2.280.000,00

* Torres T-101 a T-123 de esgotamento e torres T-124 e T125 de absorção.

Tabela 94: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (MEA-1,5 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
V-101	8,27	1,65	1,7	23.200,00	94.400,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

A.3. Absorção Química com DEA

A.3.1. Pressão de Operação da Regeneradora de 1,0 bar

Tabela 95: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (DEA-1,0 bar).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
C-101	5.820	3.260.000,00	8.930.000,00
C-102	3.450	2.290.000,00	6.280.000,00
C-103	3.190	2.170.000,00	5.950.000,00
C-104	2.840	1.600.000,00	4.390.000,00
C-105	1.510	1.040.000,00	2.860.000,00

Tabela 96: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (DEA-1,0 bar).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
D-101	5.824	1.270.000,00	1.900.000,00
D-102	3.448	820.000,00	1.230.000,00
D-103	3.191	803.000,00	1.200.000,00
D-104	2.841	778.000,00	1.170.000,00
D-105	1.510	396.000,00	593.000,00

Tabela 97: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (DEA-1,0 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
P-101	100	288	78.259,20	548.832,80
P-102	58	3.755	974.164,91	5.882.820,13

Tabela 98: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (DEA-1,0 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
E-101	0	1,2	52.500	5.620.000,00	18.500.000,00
E-102	3	0	15.800	1.690.000,00	5.570.000,00
E-103	3	0	11.000	1.210.000,00	3.980.000,00
E-104	3	2,5	499	68.900,00	227.000,00
E-105	3	3	518	70.400,00	232.000,00
E-106	3	26,5	517	70.300,00	235.000,00
E-107	3	80,5	437	63.900,00	218.000,00
E-108	3	140	473	66.800,00	231.000,00
E-109*	18,3	0	5.820	7.900.000,00	26.800.000,00
E-110	3	0	5.660	615.000,00	2.020.000,00

*Refrervedor do tipo Kettle

Tabela 99: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA-1,0 bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço/Torre (US\$)	Preço Total/Torre (US\$)
T-101, T-102, T-103	3	21,1	23,6	3,9	0	891.000,00	1.630.000,00
T-104	1	16,8	19,3	4	49	754.000,00	8.570.000,00

* Torres T-101 a T-103 de esgotamento e torre T-104 de absorção.

Tabela 100: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos (DEA-1,0 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
V-101	4,72	0,94	1,2	7.920,00	32.200,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

A.3.2. Pressão de Operação da Regeneradora de 1,5 bar

Tabela 101: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (DEA – 1,5 bar).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
C-101	4.040	2.550.000,00	7.000.000,00
C-102	3.500	2.310.000,00	6.340.000,00
C-103	3.230	2.190.000,00	6.000.000,00
C-104	2.880	1.620.000,00	4.430.000,00
C-105	1.530	1.050.000,00	2.880.000,00

Tabela 102: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (DEA – 1,5 bar).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
D-101	4.040	852.000,00	1.280.000,00
D-102	3.500	823.000,00	1.230.000,00
D-103	3.230	806.000,00	1.210.000,00
D-104	2.880	780.000,00	1.170.000,00
D-105	1.530	397.000,00	595.000,00

Tabela 103: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (DEA – 1,5 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
P-101	58	3.722	964.304,20	5.823.272,94
P-102	100	291	79.030,22	554.239,99

Tabela 104: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (DEA – 1,5 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
E-101	0,5	1,2	13.800	1.480.000,00	4.860.000,00
E-102	3	0,5	17.600	1.890.000,00	6.210.000,00
E-103	3	0,5	8.040	890.000,00	2.930.000,00
E-104	3	2,5	653	80.900,00	266.000,00
E-105	3	8,5	529	71.300,00	235.000,00
E-106	3	26,5	523	70.800,00	237.000,00
E-107	3	80,5	443	64.400,00	220.000,00
E-108	3	140	479	67.300,00	233.000,00
E-109*	18,3	0,5	6.120	8.300.000,00	28.200.000,00
E-110	3	0,5	2.360	273.000,00	899.000,00

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 105: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA – 1,5bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço/Torre (US\$)	Preço Total/Torre (US\$)
T-101, T-102	2	21,1	23,6	4	0,5	937.000,00	1.710.000,00
T-103	1	16,8	19,3	4	49	753.000,00	8.550.000,00

*Torres T-101 e T-102 de esgotamento e T-103 de absorção.

Tabela 106: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (DEA – 1,5 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço TOTAL(US\$)
V-101	4,64	0,93	1,7	7.750,00	31.500,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

A3.3. Pressão de Operação da Regeneradora de 2,0 bar

Tabela 107: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (DEA – 2,0 bar).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
C-101	2.580	1.500.000,00	4.120.000,00
C-102	3.530	2.330.000,00	6.380.000,00
C-103	3.260	2.200.000,00	6.030.000,00
C-104	2.900	1.620.000,00	4.450.000,00
C-105	1.530	1.060.000,00	2.890.000,00

Tabela 108: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (DEA – 2,0 bar).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
D-101	2.580	448.000,00	673.000,00
D-102	3.530	824.000,00	1.240.000,00
D-103	3.260	808.000,00	1.210.000,00
D-104	2.900	782.000,00	1.170.000,00
D-105	1.530	397.000,00	596.000,00

Tabela 109: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (DEA – 2,0 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
P-101	58	3.691	955.062,42	5.767.463,37
P-102	100	294	79.580,82	558.101,32

Tabela 110: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (DEA – 2,0 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
E-101	1	1,2	8.160	899.000,00	2.960.000,00
E-102	3	1	16.800	1.800.000,00	5.920.000,00
E-103	3	1	7.290	802.000,00	2.640.000,00
E-104	3	2,5	552	73.100,00	240.000,00
E-105	3	3	534	71.700,00	236.000,00
E-106	3	26,5	528	71.200,00	238.000,00
E-107	3	80,5	448	64.800,00	221.000,00
E-108	3	140	483	67.600,00	234.000,00
E-109*	18,3	1	7.610	10.300.000,00	35.100.000,00
E-110	3	1	2.050	250.000,00	823.000,00

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 111: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e esgotamento (DEA – 2,0bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço/Torre (US\$)	Preço Total/Torre (US\$)
T-101, T-102,	2	21,1	23,6	3,9	1	891.000,00	1.730.000,00
T-103	1	16,8	19,3	4	49	754.000,00	8.570.000,00

*Torres T-101 e T-102 de esgotamento e torre T-103 de absorção.

Tabela 112: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (DEA – 2,0 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
V-101	4,62	0,92	2,2	7.640,00	31.100,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

A.4. Absorção Química com MDEA

A.4.1. Pressão de Operação da Regeneradora de 1,0 bar

Tabela 113: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (MDEA – 1,0 bar).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
C-101	6.160	3.870.000,00	10.600.000,00
C-102	3.650	2.380.000,00	6.530.000,00
C-103	3.380	2.260.000,00	6.190.000,00
C-104	3.030	2.090.000,00	5.730.000,00
C-105	1.990	1.260.000,00	3.460.000,00

Tabela 114: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores compressores (MDEA – 1,0 bar).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
D-101	6.160	1.280.000,00	1.920.000,00
D-102	3.650	831.000,00	1.250.000,00
D-103	3.380	815.000,00	1.220.000,00
D-104	3.030	792.000,00	1.190.000,00
D-105	1.990	424.000,00	637.000,00

Tabela 115: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (MDEA – 1,0 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
P-101	58	18.700	7.369.063,38	44.500.549,95
P-102	100	316	84.487,95	592.515,12

Tabela 116: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA – 1,0 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
E-101	0	1,2	138.000	14.700.000,00	48.400.000,00
E-102	3	0	54.500	5.830.000,00	19.200.000,00
E-103	3	0	192.000	20.500.000,00	67.500.000,00
E-104	3	2,5	528	71.200,00	234.000,00
E-105	3	8,5	547	72.700,00	240.000,00
E-106	3	26,5	543	72.400,00	242.000,00
E-107	3	80,5	384	59.500,00	203.000,00
E-108	3	140	497	68.700,00	238.000,00
E-109*	18,3	0	24.800	33.700.000,00	114.300.000,00
E-110	3	0	18.600	2.000.000,00	6.580.000,00

*Refrervedor do tipo Kettle

Tabela 117: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA – 1,0 bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço/Torre (US\$)	Preço Total/Torre (US\$)
T-101 a T-114	14	16,8	19,3	3,9	0	717.000,00	1.330.000,00
T-115 a T-117	3	46,3	48,8	3,8	54	1.830.000,00	20.400.000,00

*Torres T-101 a T-114 de esgotamento e torres T-115 a T-117 de absorção.

Tabela 118: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (MDEA – 1,0 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
V-101	8,99	1,8	1,2	28.000,00	114.000,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

A.4.2. Pressão de Operação da Regeneradora de 1,5 bar

Tabela 119: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (MDEA – 1,5 bar).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
C-101	4.230	2.630.000,00	7.220.000,00
C-102	3.660	2.390.000,00	6.550.000,00
C-103	3.390	2.260.000,00	6.200.000,00
C-104	3.030	2.090.000,00	5.740.000,00
C-105	1.990	1.270.000,00	3.470.000,00

Tabela 120: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (MDEA – 1,5 bar).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
D-101	4.230	860.000,00	1.290.000,00
D-102	3.660	832.000,00	1.250.000,00
D-103	3.390	816.000,00	1.220.000,00
D-104	3.030	792.000,00	1.190.000,00
D-105	1.990	425.000,00	637.000,00

Tabela 121: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (MDEA – 1,5 bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
P-101	58	18.500	7.261.545,02	43.851.264,43
P-102	100	316	84.487,95	592.515,12

Tabela 122: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA – 1,5 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
E-101	1	1,2	65.700	7.010.000,00	23.100.000,00
E-102	3	0,5	65.000	6.930.000,00	22.800.000,00
E-103	3	0,5	44.800	4.790.000,00	15.700.000,00
E-104	3	2,5	684	83.300,00	274.000,00
E-105	3	8,4	553	73.200,00	242.000,00
E-106	3	26,5	545	72.500,00	243.000,00
E-107	3	80,5	385	59.600,00	203.000,00
E-108	3	140	498	68.800,00	238.000,00
E-109*	18,3	0,5	30.100	40.900.000,00	138.900.000,00
E-110	3	0,5	12.200	1.330.000,00	4.380.000,00

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 123: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA–1,5 bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço/Torre (US\$)	Preço Total/Torre (US\$)
T-101, T-102, T-103	11	16,8	19,3	4	0,5	754.000,00	1.400.000,00
T-104	3	46,3	48,8	3,8	54	1.830.000,00	20.400.000,00

* Torres T-101 a T-103 de esgotamento e torre T-104 de absorção.

Tabela 124: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (MDEA–1,5 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
V-101	9	1,8	1,7	28.000,00	114.000,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

A.4.3. Pressão de Operação da Regeneradora de 2,0 bar

Tabela 125: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (MDEA–2,0 bar).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
C-101	2.670	1.540.000,00	4.220.000,00
C-102	3.650	2.380.000,00	6.530.000,00
C-103	3.380	2.260.000,00	6.190.000,00
C-104	3.020	2.090.000,00	5.730.000,00
C-105	1.990	1.260.000,00	3.460.000,00

Tabela 126: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (MDEA–2,0 bar).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
D-101	2.670	764.000,00	1.150.000,00
D-102	3.650	831.000,00	1.250.000,00
D-103	3.380	815.000,00	1.220.000,00
D-104	3.020	792.000,00	1.190.000,00
D-105	1.990	424.000	636.000,00

Tabela 127: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (MDEA–2,0 bar).

Bomba(com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
P-101	58	18.300	7.154.564,61	43.205.227,49
P-102	100	315	84.268,04	590.972,85

Tabela 128: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (MDEA–2,0 bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
E-101	0	1,2	47.200	5.060.000,00	16.600.000,00
E-102	3	1	71.500	7.640.000,00	25.100.000,00
E-103	3	1	40.600	4.340.000,00	14.300.000,00
E-104	3	2,5	570	74.500,00	245.000,00
E-105	3	8,5	552	73.100,00	241.000,00
E-106	3	26,5	543	72.400,00	242.000,00
E-107	3	80,5	384	59.500,00	203.000,00
E-108	3	140	497	68.700,00	238.000,00
E-109*	18,3	1	41.900	56.900.000,00	193.200.000,00
E-110	3	1	16.100	1.740.000,00	5.740.000,00

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 129: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (MDEA–2,0 bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço/Torre (US\$)	Preço Total/Torre (US\$)
T-101 a T-112	12	16,8	19,3	4	1	754.000,00	1.490.000,00
T-113 a T-115	3	46,3	48,8	3,8	54	1.830.000,00	20.400.000,00

*Torres T-101 a T-112 de esgotamento e torres T-113 a T-115 de absorção.

Tabela 130: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (MDEA–2,0 bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
V-101	9	1,8	2,2	28.000,00	116.000,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

A.5. Remoção de CO₂ com membrana e amina

A.5.1. Híbrido - MEA - Pressão de Operação da Regeneradora de 1,5 bar

Tabela 131: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (Híbrido-MEA-1,5bar).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
C-101	4.250	2.650.000,00	7.250.000,00
C-102	3.690	2.400.000,00	6.570.000,00
C-103	3.410	2.270.000,00	6.230.000,00
C-104	3.060	2.110.000,00	5.770.000,00
C-105	2.050	1.290.000,00	3.530.000,00

Tabela 132: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-MEA-1,5bar).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
D-101	4.250	862.000,00	1.290.000,00
D-102	3.690	833.000,00	1.250.000,00
D-103	3.410	817.000,00	1.230.000,00
D-104	3.060	794.000,00	1.190.000,00
D-105	2.050	427.000,00	641.000,00

Tabela 133: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (Híbrido-MEA-1,5bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
P-101	58	10.700	3.506.418,43	21.174.678,60
P-102	100	300	85.367,51	598.683,49

Tabela 134: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-MEA-1,5bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
E-101	0,5	1,2	58.100	6.230.000,00	20.500.000,00
E-102	3	0	45.900	4.890.000,00	16.100.000,00
E-103	3	0,5	58.000	6.220.000,00	20.500.000,00
E-104	3	2,5	688	83.600,00	275.000,00
E-105	3	8,5	556	73.400,00	243.000,00
E-106	3	26,5	547	72.700,00	243.000,00
E-107	3	80,5	381	59.200,00	202.000,00
E-108	3	140	498	68.800,00	238.000,00
E-109*	140	0,5	59.400	80.600.000,00	273.800.000,00
E-110	3	0,5	53.600	5.730.000,00	18.800.000,00

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 135: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (Híbrido-MEA-1,5bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço/Torre (US\$)	Preço Total/Torre (US\$)
T-101 a T-123	23	8,42	10,9	4	0,5	396.000,00	772.000,00
T-124 a T-125	2	4,21	6,71	3,7	49	187.000,00	2.610.000,00

* Torres T-101 a T-123 de regeneração e torres T-124 a T-125 de absorção.

Tabela 136: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-MEA-1,5bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço TOTAL(US\$)
V-101	10,3	2,05	1,7	37.700,00	155.000,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

Tabela 137: Resultados econômicos e de dimensionamento para membrana (Híbrido-MEA-1,5bar).

Membrana	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
Z-101	120.000	21.240.000,00	337.716.000,00

A.5.2. Híbrido - DEA - Pressão de Operação da Regeneradora de 1,0 bar

Tabela 138: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (Híbrido-DEA-1,0bar).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
C-101	5.860	3.270.000,00	8.960.000,00
C-102	3.470	2.300.000,00	6.300.000,00
C-103	3.210	2.180.000,00	5.970.000,00
C-104	2.860	1.610.000,00	4.410.000,00
C-105	1.590	1.080.000,00	2.970.000,00

Tabela 139: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-DEA-1,0bar).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
D-101	5.860	1.270.000,00	1.900.000,00
D-102	3.470	821.000,00	1.230.000,00
D-103	3.210	805.000,00	1.210.000,00
D-104	2.860	779.000,00	1.170.000,00
D-105	1.590	401.000,00	602.000,00

Tabela 140: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (Híbrido-DEA-1,0bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
P-101	58	2580	637.919,85	3.852.292,01
P-102	100	291	78.986,17	553.931,05

Tabela 141: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-DEA-1,0bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
E-101	0	1,2	23.200	2.500.000,00	8.240.000,00
E-102	3	0	9.920	1.060.000,00	3.490.000,00
E-103	3	0	40.900	4.360.000,00	14.400.000,00
E-104	3	2,5	502	69.100,00	227.000,00
E-105	3	8,5	521	70.700,00	233.000,00
E-106	3	26,5	519	70.500,00	236.000,00
E-107	3	80,5	423	62.700,00	214.000,00
E-108	3	140	479	67.300,00	233.000,00
E-109*	140	0	51.000	69.200.000,00	284.400.000,00
E-110	3	0	83.000	8.850.000,00	29.100.000,00

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 142: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de absorção e de esgotamento (Híbrido-DEA-1,0bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço/Torre (US\$)	Preço Total/Torre (US\$)
T-101 a T-128	28	25,3	27,8	4	0	1.120.000,00	2.030.000,00
T-129	1	8,42	10,9	3,7	49	340.000,00	4.040.000,00

*Torres T-101 a T-128 de esgotamento e torre T-129 de absorção.

Tabela 143: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-DEA-1,0bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço TOTAL(US\$)
V-101	7,07	1,41	1,2	16.700,00	68.100,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

Tabela 144: Resultados econômicos e de dimensionamento para membrana (Híbrido-DEA-1,0bar).

Membrana	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
Z-101	120.000	21.240.000,00	337.716.000,00

A.5.3. Híbrido - MDEA - Pressão de Operação da Regeneradora de 1,0 bar

Tabela 145: Resultados econômicos e de dimensionamento para compressores (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Compressor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
C-101	6.330	3.950.000,00	10.800.000,00
C-102	3.750	2.430.000,00	6.660.000,00
C-103	3.480	2.310.000,00	6.320.000,00
C-104	3.130	2.140.000,00	5.860.000,00
C-105	2.130	1.320.000,00	3.630.000,00

Tabela 146: Resultados econômicos e de dimensionamento para motores de compressores (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Motor	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
D-101	6.330	1.290.000,00	1.940.000,00
D-102	3.750	837.000,00	1.260.000,00
D-103	3.480	822.000,00	1.230.000,00
D-104	3.130	799.000,00	1.200.000,00
D-105	2.130	431.000,00	647.000,00

Tabela 147: Resultados econômicos e de dimensionamento para bombas (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Bomba (com motor)	Pressão de Descarga (barg)	Potência (kW)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
P-101	58	19900	8.025.385,31	48.463.969,09
P-102	100	329	87.346,00	612.558,62

Tabela 148: Resultados econômicos e de dimensionamento para trocadores de calor (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
E-101	0	1,2	150.000	16.000.000,00	52.600.000,00
E-102	3	0	55.600	5.940.000,00	19.600.000,00

Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total(US\$)
E-103	3	0	151.000	16.100.000,00	52.900.000,00
E-104	0	2,5	542	72.400,00	238.000,00
E-105	3	8,5	563	73.900,00	244.000,00
E-106	3	26,5	557	73.500,00	246.000,00
E-107	3	80,5	381	59.300,00	202.000,00
E-108	3	140	505	69.400,00	240.000,00
E-109*	18,3	0	41.400	56.300.000,00	191.100.000,00
E-110	3	0	49.400	5.290.000,00	17.400.000,00

*Refervedor do tipo Kettle

Tabela 149: Resultados econômicos e de dimensionamento para torres de esgotamento e de absorção (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Torre	Nº	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço/Torre (US\$)	Preço Total/Torre (US\$)
T-101 a T-123	23	12,6	15,1	4	0	574.000,00	1.080.000,00
T-124 a T-126	3	27,4	29,9	3,8	54	1.090.000,00	12.400.000,00

*Torres T-101 a T-123 de esgotamento e torres T-124 a T-126 de absorção.

Tabela 150: Resultados econômicos e de dimensionamento para vasos de separação (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Vaso	Altura (m)	Diâmetro (m)	Pressão (barg)	Preço (US\$)	Preço TOTAL(US\$)
V-101	8,92	1,78	1,2	27.400,00	111.000,00
V-102	3,17	0,63	3,7	4.330,00	17.600,00
V-103	3,17	0,63	9,7	4.330,00	18.700,00
V-104	3,17	0,63	28,7	4.330,00	27.800,00

Tabela 151: Resultados econômicos e de dimensionamento para membrana (Híbrido-MDEA-1,0bar).

Membrana	Área (m ²)	Preço (US\$)	Preço Total (US\$)
Z-101	120.000	21.240.000,00	337.716.000,00

Referências

ANP, Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, Brasil, 2010;

Baker, R. W., Lokhandwala, K., Natural Gas Processing with Membranes: An Overview. Membrane Technology and Research, Inc, California. Ind. Eng. Chem. Res. 2008, 47, 2109-2121.

Bezerra, V. H. S., Projeto Final de Curso, Estudo Tecnológico e Modelagem Reacional para Processo Fischer-Tropsch com Gás Natural, UFRJ, 2008;

Câmara, G. A. B., Rocha, P.S., Andrade, J. C., Tecnologia de armazenamento geológico de dióxido de carbono: panorama mundial e situação brasileira. VII Congresso Nacional de Excelência em Gestão, 2011.

CAMPBELL, J.M. Gas Conditioning and Processing. Pennwell Corp, 2001;

CAPCOST, R. Turton. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes (CD-ROM incluído). Boston: Prentice Hall, 2009;

Clarkson University's Department of Chemical and Biomolecular Engineering, Informações sobre a utilização do CAPCOST <http://people.clarkson.edu/~wwilcox/Design/CAPCOST.htm>, acessado em 03/12/2011;

Dal Bem , Armando José, et al., Análise de Desempenho de um Motor Ciclo Otto alimentado com Etanol de 75 INPM e com Taxa de Compressão Aumentada, Minerva, 6(2), 203-212;

Filho, D. H. M., Introdução ao Processamento e Tratamento do Gás Natural. Petrobras, Manaus. 2005.

FORMIGLI, J. O, Pólo Pré-Sal da Bacia de Santos – Desafios Tecnológicos para a Área de Engenharia, PETROBRAS, 2008.

GASNET. *Gás Natural*. Site do GASNET, 2007. Disponível em : http://www.gasnet.com.br/novo_gasnatural/gas_completo.asp, acessado em 02/12/2011;

GUDMUNSON, J.S. *Non-Pipeline Transport of Natural Gas*. Setembro de 2008. Disponível em: [http://www.lngpedia.com/wpcontent/uploads/lng_cng/Non%20Pipeline%20Transport%20of%20Natural%20Gas%20-%20Jon%20Steinar%20Gudmusson%20\(NTNU\).pdf](http://www.lngpedia.com/wpcontent/uploads/lng_cng/Non%20Pipeline%20Transport%20of%20Natural%20Gas%20-%20Jon%20Steinar%20Gudmusson%20(NTNU).pdf), acessado em 3 de agosto de 2009.

Ho, M., T.; Wiley, D., E.; Economic Evaluation of Membrane Systems for Large Scale Capture and Storage of CO₂ Mixtures, ECI Conference on Separations Technology VI, 2006.

Incropera, DeWitt, Bergmann, Lavine, Fundamentos da Transferência de Calor e Massa;

JAVANMARDI, J., NASRIFAR, KH., NAJIBI, S.H., MOSHFEGHIAN M. Economic evaluation of natural gas hydrate as an alternative for 91 natural gas transportation. Applied Thermal Engineering 25 (2005), 1708–1723.

Lozano-Castelló, D., Alcañiz-Mongea, J., de la Casa-Lillo, M.A., Cazorla-Amorósa, D., Linares-Solano, A., Advances in the study of methane storage in porous carbonaceous materials, Fuel, Volume 81, Issue 14, 1 September 2002, Pages 1777-1803.

Maciej J., Kotarba K. N., Composition and origin of natural gases accumulated in the Polish and Ukrainian parts of the Carpathian region: Gaseous hydrocarbons, noble gases, carbon dioxide and nitrogen, Kraków, Poland, 2007;

Margolis, Nancy, et al. Industrial Water Use and Its Energy Implications, U.S. Department of Energy. Encontrado no site: <http://www1.eere.energy.gov/industry/steel/pdfs/water_use_rpt.pdf>. Acessado em 26/11/2011;

Medeiros, J. L.; Versiani, B. M. Araújo, O.Q.F., A model for pipeline transportation of supercritical CO₂ for geological storage, The Journal of Pipeline Engineering, v. 7, p. 253-279, 2008.

Mohammad R.M. Abu-Zahra, John P.M. Niederer, Paul H.M. Feron, Geert F. Versteeg, CO₂ Capture from power plants Part I. A parametric study of the technical performance based on mono-ethanolamine, Netherlands, 2006;

Mohammad R.M. Abu-Zahra, John P.M. Niederer, Paul H.M. Feron, Geert F. Versteeg, CO₂ Capture from power plants Part II. A parametric study of the economical performance based on mono-ethanolamine, Netherlands, 2007; UFMG, notas de aula da disciplina de engenharia mecânica disponíveis em: <http://www.demec.ufmg.br/disciplinas/ema074/trocador/cascotub.htm>, 25/11/2011;

Nakao, A., Dissertação de Mestrado: Modelagem de Contactores Gás-Líquido para a Separação de CO₂ de Gás Natural com Solução Aquosa de Entanolaminas, 2010.

NAJIBI, H., REZAEI, R., JAVANMARDI, J., NASRIFAR, KH., MOSHFEGHIAN, M. Economic evaluation of natural gas transportation from Iran's South-Pars gas field to market. Applied Thermal Engineering 29 (2009) 2009–2015.

Shekhawat, D.; Luebke, D.; Pennline, H. W., A review of Carbon Dioxide Selective Membranes – A Topical Report. Relatório DOE/NETL-2003/1200. Dezembro, 2003.

Sheng X., Nakai S., Wakita H., Yongchang X., Wang X., Carbon isotopes of hydrocarbons and carbon dioxide in natural gases in China, Tokyo, Japan, 2005;

Sirqueira C., Brasil Energia, 05/06/2009;

Souza, V. H. B., Feitosa, F. P., “A Utilização do Frio do GNL”, Trabalho da disciplina Engenharia do Gás Natural, Universidade Federal do Rio de Janeiro, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 2007.

Turton, R.; Bailie, R. C.; Whiting, W. B.; Shaeiwitz, J. A. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process, Prentice Hall, 2 edition, 2002.

Villena, J. E. N., Simulação de reservatórios não convencionais para armazenamento de gás natural veicular, UFRN; 2004;

Wind, J. D., Paul, D. R., Koros, W. J., Natural gas permeation in polyimide membranes. Journal of Membrane Science, 228, 227-236, 2004.