UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO

PRISCILLA BADEGA MACHADO

ANÁLISE COMPARATIVA DE TECNOLOGIA DE SEPARAÇÃO SUPERSÔNICA PARA O CONDICIONAMENTO DE GÁS NATURAL

RIO DE JANEIRO

2012

Priscilla Badega Machado

ANÁLISE COMPARATIVA DE TECNOLOGIA DE SEPARAÇÃO SUPERSÔNICA PARA O CONDICIONAMENTO DE GÁS NATURAL

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós Graduação em Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Ciências

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

José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Rio de Janeiro

2012

M149a Machado, Priscilla Badega.

Análise comparativa de tecnologia de separação supersônica para o condicionamento de gás natural/ Priscilla Badega Machado. – 2012.
xvii, 151 f.: il.

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

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

1. Gás natural. 2. Tecnologia supersônica. 3. Controle de ponto de orvalho. 4. Simulação de processos – Teses. I. Araújo, Ofélia de Queiroz Fernandes. (Orient.). II. Medeiros, José Luiz de (Orient.). III. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Programa em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química. IV. Título.

CDD: 665.73

Priscilla Badega Machado

ANÁLISE COMPARATIVA DE TECNOLOGIA DE SEPARAÇÃO SUPERSÔNICA PARA O CONDICIONAMENTO DE GÁS NATURAL

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós Graduação em Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Ciências

Aprovada por:

_____

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

_____

José Luiz de Medeiros, D.Sc. – Orientador

_____

Ana Paula Fonseca Teles, D.Sc.

_____

Erika Christina Ashton Nunes Chrisman, D.Sc.

_____

Wilson Mantovani Grava, D.Sc.

A minha família por todo apoio, ao Paulo Victor por seu amor e ao meu afilhado Bento pelos raros momentos de descontração e como maneira de “justificar” a minha ausência. Este trabalho comprova que as horas subtraídas do nosso convívio não foram em vão.

AGRADECIMENTOS

“A Deus toda honra e toda glória sempre”.

A toda minha família, pela torcida e pelo carinho. Em especial ao meu pai, Gilson, pelos ensinamentos transmitidos que são os pilares da minha vida.

Ao meu amor, Paulo Victor, pelas sugestões, por todo apoio, pela paciência e acima de tudo por me fazer muito feliz durante esses oito anos. Eu não chegaria até aqui sem você.

À equipe do laboratório H2CIN, em especial a Aline, Andressa, Camila, Cristina, Juliana, Maíra e Tatiana pelo incentivo e amizade. Muito obrigada por tudo!

Às amigas que conheci na faculdade as quais lembrarei para sempre: Bebel, Bruna, Laís, Patrícia, Vanessa e Verônica. Eu adoro vocês! Obrigada pela força!

À amiga Flávia pelas orações, momentos de descontração e palavras de incentivo.

Ao professor Roberto de Barros Faria pelo incentivo a pesquisa desde a iniciação científica e pelas sábias palavras quando mais precisei.

À querida amiga Anelise por toda revisão e valiosas críticas das quais eu serei eternamente grata.

À *Twister BV* pelo módulo fornecido para simulação do equipamento supersônico.

Aos meus orientadores, Ofélia e José Luiz, pelas oportunidades e pela dedicação durante a orientação deste trabalho.

Ao grupo de tecnologia, Ana, Anelise, Bryan, Heloisa, Hugo, Igor, Luiz, Mariana, Patrick, Raquel, Rogério e Vivian, pela torcida e amizade.

À FAPERJ pelo apoio financeiro.

À Alzirene (Zizi) por toda colaboração e paciência durante a vigência da minha bolsa.

Ao apoio financeiro da Agência Nacional do Petróleo – ANP – e da Financiadora de Estudos e Projetos – FINEP – por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo e Gás – PRH-ANP/MCT, em particular ao PRH 13, da Escola de Química - Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural.

Agradeço a todos que de alguma maneira contribuíram para o meu crescimento durante o caminhar desta jornada.

“... considerai uma grande alegria quando tiverdes de passar por diversas provações”.

(Tiago 1:2 da Bíblia Sagrada)

RESUMO

MACHADO, Priscilla Badega. **Análise comparativa de tecnologia de separação supersônica para o condicionamento de gás natural.** Rio de Janeiro, 2012. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

Esta dissertação compara, sob o ponto de vista técnico e econômico, as tecnologias convencionais empregadas para o condicionamento do gás natural com a tecnologia supersônica. A separação supersônica é utilizada para condensar e separar água e hidrocarbonetos pesados do gás natural por meio da combinação das etapas de expansão, separação gás/líquido e recompressão em um dispositivo tubular. A análise comparativa baseia-se em dois estudos de caso, CASO A com gás pobre e CASO B com gás rico, simulados em ambiente UniSim Design® onde foram realizados os balanços de massa e energia necessários para o dimensionamento dos equipamentos. A metodologia de avaliação econômica consiste no cálculo do CAPEX (*Capital Expenditure*), do OPEX (*Operational Expenditure*) e da receita da venda do gás natural condicionado e dos Líquidos de Gás Natural (LGN). A viabilidade econômica é avaliada pelo método do Valor Presente Líquido (VPL) para 20 anos de operação das plantas de processo. Para o CASO A, o processo que emprega tecnologia supersônica é mais atrativo, com uma superioridade de 57 % para o VPL do 20° ano de operação. O Estudo de Caso B revela a separação supersônica como mais atrativa com o VPL do 20° ano 221 % superior.

Palavras-chave: Gás natural. Tecnologia supersônica. Controle de ponto de orvalho. Simulação de processos.

ABSTRACT

MACHADO, Priscilla Badega. **Análise comparativa de tecnologia de separação supersônica para o condicionamento de gás natural.** Rio de Janeiro, 2012. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

This work compares, technically and economically, the conventional technologies and supersonic technology used for natural gas conditioning. The supersonic separation is designed to condensate and separate water and heavier hydrocarbons from natural gas by means of a combination of the expansion, gas/liquid separation and recompression in a tubular device. The comparative analysis is based on two case studies, the CASE A with lean gas and CASE B with rich gas, simulated in UniSim Design® environment in which were carried out mass and energy balances required for sizing the equipments. The methodology for economic assessment consists in calculating the CAPEX (Capital Expenditure), OPEX (Operational Expenditure) and revenue for the sales gas and Natural Gas Liquids (NGL). The economic performance is evaluated in terms of the Net Present Value (NPV) for 20 years of operation of process plants. For Case Study A, the process that employs supersonic technology is more attractive, with a superiority of 57 % for the NPV of the 20th year of operation. The Case Study B shows the supersonic separation as more attractive with the NPV of the 20th year 221 % higher.

Keywords: Natural gas. Supersonic technology. Dewpoint control. Process simulation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – (a) Gás associado (reservatório produtor de óleo); (b) Gás não-associado (reservatório produtor de gás). 24
Figura 2.2 – Diagrama de fases típico para uma mistura multicomponente de gás natural. 25
Figura 2.3 – Hidrato coletado em um recebedor em uma instalação marítima de petróleo. 26
Figura 2.4 – Diagrama pressão temperatura (P x T) com curva de formação de hidrato. 27
Figura 2.5 – Módulo de processamento de gás em um sistema de produção. 30
Figura 2.6 – Cadeia de valor do gás natural. 31
Figura 2.7 – Etapas do condicionamento de gás natural. 35
Figura 2.8 – 1º Guia de seleção de processos de adoçamento. 39
Figura 2.9 – 2º Guia de seleção de processos de adoçamento. 39
Figura 2.10 – 3º Guia de seleção de processos de adoçamento. 40
Figura 2.11 – Fluxograma esquemático do processo de separação de H_2S/CO_2 com soluções de aminas. 42
Figura 2.12 – Comparação de tamanho da unidade: membranas *versus* aminas. 44
Figura 2.13 – Membrana permeo-seletiva para separação entre CH_4 e CO_2. 45
Figura 2.14 – Esquema de módulo de membrana em único estágio. 46
Figura 2.15 – Esquema de módulo de membrana em dois estágios. 46
Figura 2.16 – Guia para seleção dos processos de desidratação de gás natural. 49
Figura 2.17 – Representação esquemática do processo de desidratação com TEG. 51
Figura 2.18 – Alternativas para regeneração de TEG. 52
Figura 2.19 – Representação esquemática do leito durante a adsorção. 55
Figura 2.20 – Esquema típico de unidade de desidratação por adsorção. 56
Figura 2.21 – Esquemático do processo Joule-Thomson. 57
Figura 2.22 – Exemplo de um envelope de fases do processo Joule-Thomson (JT). 58
Figura 2.23 – Esquema *topside* do processamento de gás associado no campo de Lula. 59
Figura 3.1 – Bocal convergente-divergente. 62

Figura 3.2 – Seção transversal do equipamento supersônico, onde: 1. Dispositivo de rotação, 2. Bocal convergente-divergente, 3. Seção de separação ciclônica, 4. Dispositivo para extração do líquido, 5. Difusor. 62
Figura 3.3 – Seção transversal do "Twister I". 64
Figura 3.4 – Seção transversal do "Twister II". 64
Figura 3.5 – Fluxograma de unidade supersônica de desidratação de gás natural. 66
Figura 3.6 – Típico tubo Twister®. 67
Figura 3.7 – Aplicação comercial da tecnologia Twister® na plataforma B11 Shell/Petronas na Malásia. 68
Figura 3.8 – Planta piloto da tecnologia "3S" no Canadá. 69
Figura 3.9 – Etapas do processo que emprega tecnologia convencional. 69
Figura 3.10 – Etapas do processo que emprega tecnologia supersônica. 70
Figura 3.11 – Fluxograma do processo JT-LTS. 70
Figura 3.12 – Fluxograma do processo "3S". 71
Figura 3.13 – Comparação do Twister® com a válvula JT. 72
Figura 3.14 – Comparação da eficiência entre "3S" e a válvula JT. 74
Figura 3.15 – Processo JT, Turbo-expansor e "3S". 75
Figura 3.16 – Diagrama de fases dos processos JT, Turbo-expansor e "3S" considerando alta pressão na saída da unidade. 76
Figura 3.17 – Comparação da recuperação de C_3^+ em função do teor de água entre o Twister® e a válvula JT. 77
Figura 5.1 – Fluxograma de processo para o CASO A – Tecnologia Convencional: desidratação com TEG para controle de ponto de orvalho de água. 99
Figura 5.2 – Fluxograma de processo para o CASO A – Tecnologia Supersônica: separador supersônico para controle de ponto de orvalho de água e de hidrocarbonetos. 103
Figura 5.3 – Diagrama de fases para corrente de gás desidratado do CASO A – Tecnologia Convencional. 105
Figura 5.4 – Fluxograma de processo para o CASO B – Tecnologia Convencional: adsorção com dessecante sólido e válvula JT. 107
Figura 5.5 – Fluxograma de processo para o CASO B – Tecnologia Supersônica: separador supersônico para controle de ponto de orvalho de água e de hidrocarbonetos. 111

Figura 6.1 – Fluxo de caixa para CASO A – Tecnologia Convencional. 118
Figura 6.2 – Fluxo de caixa para CASO A – Tecnologia Supersônica. 118
Figura 6.3 – Fluxo de caixa acumulativo descontado incremental para o CASO A. 119
Figura 6.4 – Fluxo de caixa para CASO B – Tecnologia Convencional. 121
Figura 6.5 – Fluxo de caixa para CASO B – Tecnologia Supersônica. 122
Figura 6.6 – Fluxo de caixa acumulativo descontado incremental para o CASO B. 123

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Hidrocarbonetos do gás natural. 20

Tabela 2.2 – Composição típica de gás natural no Brasil. 22

Tabela 2.3 – Propriedade fora da especificação, implicação e solução. 29

Tabela 2.4 – Especificações do gás natural comercializado no Brasil. 32

Tabela 2.5 – Tecnologias para remoção de gases ácidos. 38

Tabela 2.6 – Principais propriedades físico-químicas dos agentes desidratantes. 50

Tabela 3.1 – Histórico de melhoria da tecnologia Twister®. 65

Tabela 3.2 – Parâmetros das correntes do processo JT-LTS. 71

Tabela 3.3 – Parâmetros das correntes do processo "3S". 71

Tabela 3.4 – Níveis de maturidade tecnológica. 79

Tabela 4.1 – Valores típicos para o coeficiente global de troca térmica. 83

Tabela 4.2 – Faixas de utilização de compressores. 83

Tabela 4.3 – Fatores que afetam o custo capital. 88

Tabela 4.4 – Fatores que afetam o custo operacional. 91

Tabela 4.5 – Componentes do fluxo de caixa. 94

Tabela 4.6 – Premissas econômicas adotadas. 95

Tabela 5.1 – Dados da carga do CASO A. 98

Tabela 5.2 – Condições operacionais dos compressores do CASO A – Tecnologia Convencional. 100

Tabela 5.3 – Lista dos principais equipamentos do CASO A – Tecnologia Convencional. 101

Tabela 5.4 – Condições operacionais dos compressores do CASO A – Tecnologia Supersônica. 102

Tabela 5.5 – Lista dos principais equipamentos do CASO A – Tecnologia Supersônica. 104

Tabela 5.6 – Comparação dos resultados das simulações: CASO A. 105

Tabela 5.7 – Dados da carga do CASO B. 106

Tabela 5.8 – Condições operacionais dos compressores do CASO B – Tecnologia Convencional. 108

Tabela 5.9 – Lista dos principais equipamentos do CASO B – Tecnologia Convencional. 110

Tabela 5.10 – Condições operacionais dos compressores do CASO B – Tecnologia Supersônica. 112
Tabela 5.11 – Lista dos principais equipamentos do CASO B – Tecnologia Supersônica. 113
Tabela 5.12 – Comparação dos resultados das simulações: CASO B. 114
Tabela 6.1 – Custo dos módulos dos equipamentos e CAPEX: CASO A. 116
Tabela 6.2 – Custo operacional (OPEX): CASO A. 116
Tabela 6.3 – Comparação da receita: CASO A. 117
Tabela 6.4 – Valor Presente Líquido: CASO A. 117
Tabela 6.5 – Custo dos módulos dos equipamentos e CAPEX: CASO B. 120
Tabela 6.6 – Custo operacional (OPEX): CASO B. 120
Tabela 6.7 – Comparação da receita: CASO B. 121
Tabela 6.8 – Valor Presente Líquido: CASO B. 121

LISTA DE SIGLAS

ANP	Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
CAPCOST	*Capital Cost Estimation Software*
CAPEX	*Capital Expenditure*
CEPCI	*Chemical Engineering Plant Cost Index*
DEG	Dietilenoglicol
DoD	*Departament of Defense*
FPSO	*Floating Production, Storage and Offloading*
GA	Gás Associado
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
GNA	Gás Não-Associado
GNV	Gás Natural Veicular
GPSA	*Gas Processors Suppliers Association*
HCs	Hidrocarbonetos
HETP	*Height Equivalent to a Theoretical Plate*
JT	Joule-Thomson
LGN	Líquidos de Gás Natural
LMTD	*Log Mean Temperature Difference*
LTS	*Low Temperature Separator*
MACRS	*Modified Accelerated Cost Recovery System*
MEG	Monoetilenoglicol
MMSCFD	*Million Standard Cubic Feet per Day*
MMSCMD	*Million Metric Standard Cubic Meter per Day*
MTZ	*Mass Transfer Zone*
NASA	*National Aeronautics and Space Administration*
OPEX	*Operational Expenditure*
PCI	Poder Calorífico Inferior
PCS	Poder Calorífico Superior
P&D	Pesquisa e Desenvolvimento
PFD	*Process Flow Diagram*
TEG	Trietilenoglicol
TRL	*Technology Readiness Level*
UPGN	Unidade de Processamento de Gás Natural
VPL	Valor Presente Líquido

Sumário

1 INTRODUÇÃO 17
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 20
2.1 CONCEITOS 20
2.1.1 Natureza e composição do gás natural 20
2.1.2 Tipos de campo de produção 23
2.1.3 Riqueza do gás natural 24
2.1.4 Comportamento das fases 24
2.1.5 Propriedades do gás natural 28
2.2 A CADEIA PRODUTIVA 29
2.3 TECNOLOGIAS CONVENCIONAIS DE CONDICIONAMENTO DE GÁS NATURAL 34
2.3.1 Remoção de gases ácidos 36
2.3.2 Desidratação 47
2.3.3 Controle de ponto de orvalho de hidrocarbonetos 56
2.4 CONDICIONAMENTO DE GÁS NATURAL *OFFSHORE* 58
3 TECNOLOGIA SUPERSÔNICA 61
3.1 SEPARADORES SUPERSÔNICOS 61
3.2 APLICAÇÕES 69
3.2.1 Controle do ponto de orvalho 69
3.2.2 Extração de Líquidos de Gás Natural 73
3.2.3 Separação de CO_2 77
3.3 MATURIDADE TECNOLÓGICA 78
4 AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE PROCESSOS 80
4.1 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS 80
4.1.1 Vasos 80
4.1.2 Trocadores de calor 82
4.1.3 Compressores e bombas 83
4.1.4 Colunas 84
4.1.5 Peneira molecular 85
4.2 CÁLCULO DO CAPEX 87
4.3 CÁLCULO DO OPEX 91
4.4 AVALIAÇÃO DE LUCRATIVIDADE 93

5 ESTUDOS DE CASO DE CONDICIONAMENTO DE GÁS NATURAL: SÍNTESE DE PROCESSO, SIMULAÇÃO E DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS 96
5.1 CASO A – GÁS POBRE 97
5.2 CASO B – GÁS RICO 105
6 ANÁLISE ECONÔMICA DOS ESTUDOS DE CASO 115
7 CONCLUSÕES 124
REFERÊNCIAS 126
ANEXO 1 – Equação de Estado Peng Robinson 133
ANEXO 2 – Fatores de custo para o cálculo do OPEX 134
ANEXO 3 – Dados do balanço de massa e energia 135
ANEXO 4 – Memória de cálculo 147

1 INTRODUÇÃO

O gás natural vem adquirindo posição estratégica na matriz energética mundial, com participação de 20,9 % (MME, 2010). O aspecto ambiental passou a ter papel estratégico na produção de energia primária no mundo e o gás natural destaca-se em relação às fontes de energia concorrentes (derivados de petróleo e carvão), devido, principalmente, às suas menores taxas de emissão de gases de efeito estufa. No Brasil, embora o gás natural ainda tenha uma participação modesta na matriz energética nacional (8,7 %), a demanda tem apresentado um crescimento promissor, aumentado mais de 20 % ao ano (VAZ; MAIA; SANTOS, 2008).

As principais aplicações do gás natural em instalações de produção são elevação artificial (*gas-lift*), geração de energia e recuperação secundária (injeção em poços). Quando comercializado, seu uso é predominantemente como combustível: Gás Liquefeito de Petróleo – GLP de uso doméstico, Gás Natural Veicular – GNV ou Líquidos de Gás Natural – LGN de uso industrial (SILVA *et al*, 2007).

Todo gás natural produzido, associado ou não-associado ao óleo, contém contaminantes que devem ser removidos para atender requisitos que garantam o escoamento. Denomina-se condicionamento do gás natural o conjunto de processos unitários empregados em um sistema primário de produção antes de transferi-lo para uma unidade de processamento.

A presença de água na forma de vapor representa um componente crítico para o condicionamento. Portanto, a desidratação do gás natural é fundamental para impedir a formação de hidratos – estruturas cristalinas nas quais as moléculas de água, associadas via ligações de hidrogênio, encapsulam moléculas de baixo peso molecular como o CH_4 e CO_2 (SLOAN, 1998), causando obstrução de dutos. Adicionalmente, a presença de água está associada à corrosão quando na presença de gases ácidos (CO_2 e H_2S). A extração de LGN, por sua vez, é necessária para evitar a condensação de hidrocarbonetos pesados nas linhas e dutos. Para tanto, é necessário que o gás natural atenda às especificações de controle de ponto de orvalho de água e de hidrocarbonetos.

Os processos convencionais utilizados para desidratação são absorção química (trietilenoglicol, TEG), adsorção em leito sólido (peneiras moleculares, sílica gel ou alumina) e condensação. Além das moléculas de água, a condensação promove a separação de LGN, sendo, portanto, um processo simultâneo de desidratação e remoção de hidrocarbonetos (NETUSIL e DITL, 2011). Para recuperar os hidrocarbonetos pesados do gás natural na etapa

de condicionamento, aplica-se, tipicamente, o processo Joule-Thomson (JT). Controlam-se com estas operações os pontos de orvalho de água (desidratação) e de hidrocarbonetos (remoção de LGN).

Uma tecnologia para separação simultânea de água e hidrocarbonetos pesados do gás natural é a separação supersônica, que concilia etapas de expansão, separação gás/líquido e recompressão em um dispositivo tubular compacto. Atualmente, existem unidades em operação, entretanto, as informações de desempenho divulgadas ainda são limitadas. Destaca-se que um dos principais problemas encontrados em instalações *offshore* é a limitação de espaço para as plantas de processamento primário. Por conseguinte, a tecnologia supersônica fornece uma redução significativa de *footprint* (ALFYOROV *et al*, 2005).

O objetivo deste trabalho é analisar em bases técnica e econômica tecnologias de condicionamento de gás natural, a saber: absorção com trietilenoglicol (TEG), peneiras moleculares, válvula JT e separação supersônica, com foco em aplicação *offshore*. Dada a influência da composição da carga no desempenho dos processos e no atendimento das especificações de venda do gás natural e dos produtos líquidos (HUBBARD, 2009), dois estudos de caso são avaliados, um com gás pobre – CASO A, e outro com gás rico – CASO B. Para análise técnica dos fluxogramas de processo propostos simulam-se as alternativas em ambiente UniSim Design® e dimensionam-se os equipamentos a partir de dados da literatura.

A avaliação econômica é baseada no cálculo do CAPEX (*Capital Expenditure*), do OPEX (*Operational Expenditure*), da receita da venda do gás natural e do LGN e do fluxo de caixa do projeto para 20 anos de operação das plantas. Os resultados econômicos são avaliados em termos do Valor Presente Líquido (VPL) a fim de indicar a viabilidade das plantas de processo.

A dissertação está estruturada nos seguintes Capítulos:

No Capítulo 1, apresentam-se os aspectos gerais do gás natural, a importância da etapa de condicionamento na cadeia produtiva, bem como a justificativa e o objetivo do presente trabalho.

O Capítulo 2 apresenta conceitos fundamentais como definição, composição, comportamento de fases, propriedades, cadeia produtiva e as principais etapas de condicionamento. Adicionalmente, são descritas as tecnologias convencionais empregadas para a remoção de gases ácidos (adoçamento), desidratação e remoção de LGN (controle de pontos de orvalho de água e de hidrocarbonetos, respectivamente). A Tecnologia de Separação Supersônica é apresentada no Capítulo 3, destacando-se o princípio de operação,

suas vantagens e desvantagens frente às Tecnologias Convencionais, e aplicações. Uma seção especial é dedicada ao nível de maturidade tecnológica da separação supersônica.

No Capítulo 4, são apresentadas as equações adotadas para dimensionamento dos equipamentos e a metodologia para cálculo de CAPEX, OPEX e fluxo de caixa. As premissas adotadas na avaliação econômica dos processos analisados são apresentadas.

O Capítulo 5 abrange a simulação dos fluxogramas de processo propostos para dois Estudos de Caso e os resultados do dimensionamento dos principais equipamentos; enquanto o Capítulo 6 dedica-se à análise econômica dos Casos Estudados.

Por fim, são apresentadas as conclusões e as recomendações para trabalhos futuros.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este Capítulo tem como objetivo apresentar o Estado da Arte visando a contextualização da análise de Tecnologias Convencionais utilizadas no condicionamento de gás natural desenvolvida na dissertação.

2.1 CONCEITOS

2.1.1 Natureza e composição do gás natural

O gás natural é uma mistura constituída predominantemente por hidrocarbonetos parafínicos de baixo peso molecular (Tabela 2.1), basicamente pertencentes à família dos alcanos (que apresentam cadeia carbônica constituída por ligações simples) normalmente com até 12 átomos de carbono (VAZ; MAIA; SANTOS, 2008).

Tabela 2.1 – Hidrocarbonetos do gás natural

Nome	Abreviatura	Fórmula química
Metano	C_1	CH_4
Etano	C_2	C_2H_6
Propano	C_3	C_3H_8
Normal butano	nC_4	C_4H_{10}
Isobutano ou 2-metilpropano	iC_4	
Neopentano ou dimetilpropano	neo C_5	C_5H_{12}
Isopentano ou metil butano	iC_5	
Hexanos	C_6	C_6H_{14}
Heptanos	C_7	C_7H_{16}
Octanos	C_8	C_8H_{18}
Nonanos	C_9	C_9H_{20}
Decanos	C_{10}	$C_{10}H_{22}$
Undecanos	C_{11}	$C_{11}H_{24}$
Dodecanos	C_{12}	$C_{12}H_{26}$

Fonte: Vaz, Maia e Santos, 2008.

De modo similar aos demais combustíveis fósseis, o gás natural é originado da decomposição de matéria orgânica fossilizada ao longo de milhões de anos (ANEEL, 2011). Composto basicamente de metano, etano, propano, e em proporções menores de hidrocarbonetos mais pesados, permanece em estado gasoso nas condições atmosféricas normais, extraído diretamente a partir de reservatórios petrolíferos ou gaseíferos, incluindo gases úmidos, secos, residuais e gases raros, conforme a definição estabelecida na Lei nº 9.478/97 (ANP, 1997). Em geral, apresenta baixos teores de contaminantes como nitrogênio (N_2), dióxido de carbono (CO_2), água e compostos de enxofre (ácido sulfídrico, dissulfeto de carbono, mercaptanos).

A proporção de cada componente na composição final depende de uma série de variáveis naturais, tais como processo de formação geológica e condições de acumulação no reservatório. Os hidrocarbonetos do gás natural apresentam como características comuns o fato de serem incolores, inodoros e inflamáveis.

Também se verifica a presença de componentes não hidrocarbonetos na composição do gás natural, normalmente compostos inorgânicos. Estes são considerados contaminantes para o gás natural, porque não são combustíveis e podem causar corrosão, entre outros problemas na produção e nos sistemas de processamento de gás (GUO e GHALAMBOR, 2005). Os principais contaminantes presentes no gás natural contêm átomos de oxigênio, enxofre e nitrogênio, e podem ser divididos nas seguintes categorias:

- Gases ácidos: formam soluções ácidas corrosivas na presença de água. Por exemplo, gás carbônico (CO_2), gás sulfídrico (H_2S) e demais compostos de enxofre (COS, CS_2 e mercaptanos). Adicionalmente, o CO_2 reduz o poder calorífico do gás natural quando presente em alto teor;
- Vapor d'água: é um contaminante preocupante, pois, além de formar um meio líquido corrosivo com gases ácidos provocando danos em tubulações e equipamentos, o vapor d'água pode reduzir o poder calorífico do gás e contribuir para formação de hidratos[1] (ERSTAD, 2009). Portanto, a presença de água deve ser limitada no gás exportado;
- Inertes: não possuem reatividade química e, por não apresentarem valor energético, quando presentes em alto teor podem acarretar redução do poder calorífico do gás. Cita-se, como exemplo, o nitrogênio (N_2).

[1] Compostos sólidos cristalinos, com aspecto similar ao do gelo, que podem obstruir tubulações da planta de processo e dutos de transporte, impossibilitando o escoamento do gás.

Alguns compostos aromáticos tais como benzeno, tolueno e xilenos também podem estar presentes, ocasionando problemas de segurança, devido à sua toxicidade (MOKHATAB; POE; SPEIGHT, 2006).

Além dos contaminantes citados anteriormente, o mercúrio (Hg), de alta toxicidade, merece destaque. Quando presente na composição do gás natural pode formar amálgama de metais, reagindo com ligas de alumínio (MOKHATAB; POE; SPEIGHT, 2006). Apesar da baixa concentração de Hg no gás natural nacional, o monitoramento contínuo é necessário devido aos efeitos nocivos que esse metal pesado pode causar ao meio ambiente, à saúde e aos equipamentos. Desta forma, defende-se a criação de uma regulamentação específica para o uso do gás natural e outros combustíveis em função da contaminação por mercúrio (GANDRA, 2005).

Algumas composições típicas de gás natural encontradas em diversos estados do Brasil são apresentadas na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 – Composição típica de gás natural no Brasil

Composição (% vol.)	Ceará/Rio Grande do Norte	Sergipe/ Alagoas	Bahia	Espírito Santo	Rio de Janeiro	São Paulo	Amazonas
C1	74,53	81,32	81,14	88,16	79,69	87,98	68,88
C2	10,40	8,94	11,15	4,80	9,89	6,27	12,20
C3	5,43	3,26	3,06	2,75	5,90	2,86	5,19
C4	2,81	1,84	1,39	1,55	2,13	1,16	1,80
C5	1,30	0,74	0,72	0,44	0,77	0,27	0,43
C6+	1,40	0,42	0,30	0,44	0,44	0,07	0,18
N_2	1,39	1,51	1,43	1,62	0,80	1,16	11,12
CO_2	2,74	1,97	0,81	0,24	0,50	0,23	0,20
H_2S (mg/m^3)	1,50	7,50	7,60	7,50	6,70	Traços	----

Fonte: Vaz, Maia e Santos, 2008.

As grandes quantidades de CO_2 em alguns campos descobertos no pré-sal[2] mostram uma mudança no cenário em relação à composição típica do gás natural em alguns campos do pós-sal[3] (Tabela 2.2) onde se encontra a maior parte atual da produção de óleo e gás do país

[2] Conjunto de rochas carbonáticas com potencial de acúmulo de petróleo, localizado sob uma espessa camada de sal e que ocupa uma área de 200 km de largura e 800 km de extensão, a 340 km da costa (PETROBRAS, 2009).
[3] Camada superficial de rochas sedimentares, localizada acima da camada de sal.

(PETROBRAS, 2009). No campo de Lula, o primeiro gigante encontrado no pré-sal da Bacia de Santos, a proporção de gás carbônico varia de 8 a 12%, com um grande volume de gás associado (NAKANO *et al*, 2009 *apud* MELLO, 2011).

A presença de altos teores de CO_2 na composição do gás natural é um fator crítico e que merece atenção especial nos reservatórios do pré-sal, tendo em vista que os poços dessa região exibem, em alguns casos, teor de CO_2 superior a 30% (PETROBRAS, 2009). Para evitar emissões atmosféricas de CO_2, a PETROBRAS desenvolve a tecnologia de reinjeção do CO_2 puro nos próprios reservatórios dos campos do pré-sal (*Enhanced Oil Recovery - EOR*).

2.1.2 Tipos de campo de produção

O gás natural produzido pode ser classificado como associado ou não-associado, conforme descrito a seguir:

a) Gás Associado (GA): é aquele existente em reservatórios cujos planos de explotação prevêem a produção de óleo como principal energético, sendo chamados de *reservatórios produtores de óleo*. A produção de gás associado é atrelada à produção do óleo existente no mesmo reservatório (MAIA, 2007). A Figura 2.1a apresenta esquema de um reservatório produtor de óleo.

b) Gás Não-Associado (GNA): é aquele existente em reservatórios cujos planos de explotação prevêem a produção de gás como principal energético, sendo chamados de *reservatórios produtores de gás* (MAIA, 2007). A Figura 2.1b ilustra um reservatório de gás não-associado. Esses reservatórios possuem funções estratégicas, como por exemplo, na Bacia de Campos onde os poços são utilizados para complementar a oferta de gás não suprida pela produção de gás associado. Assim, a produção é controlada pela demanda do mercado e, caso não haja demanda, o poço produtor de GNA pode permanecer fechado (VAZ; MAIA; SANTOS, 2008).

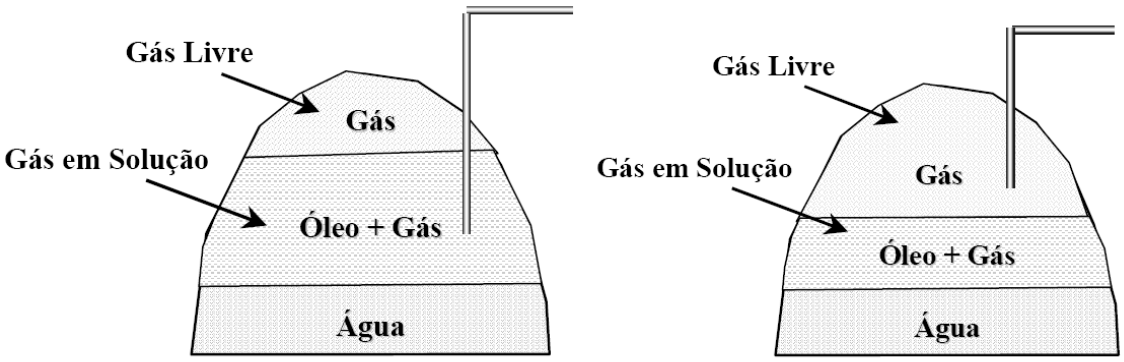


Figura 2.1 – (a) Gás associado (reservatório produtor de óleo); (b) Gás não-associado (reservatório produtor de gás). Fonte: Silva *et al*, 2007.

2.1.3 Riqueza do gás natural

Outra definição comumente empregada na indústria do gás natural é a riqueza do gás que corresponde à soma das porcentagens volumétricas ou da quantidade de matéria de todos os componentes a partir do propano (C_3^+), já que os hidrocarbonetos mais pesados, por seu maior poder calorífico, constituem a parcela de maior valor comercial do gás natural (BEGAZO, 2008). Assim, tem-se:

- Gás pobre – composição de C_3^+ menor que 7% vol.
- Gás rico – composição de C_3^+ maior ou igual a 7% vol.

De forma geral, os reservatórios de óleo produzem gás associado considerado rico (alto teor de hidrocarbonetos mais pesados que o C_3), e os reservatórios de gás produzem gás não associado, considerado pobre, constituído praticamente por metano.

2.1.4 Comportamento das fases

Durante a produção de um reservatório de petróleo ocorrem constantes alterações nas condições de temperatura e pressão, ocasionando mudanças de fase ao longo do processo produtivo. O estado físico de uma acumulação de óleo e de gás natural é função direta da composição da mistura de hidrocarbonetos, da pressão e da temperatura do reservatório.

O comportamento de fases é um fator de grande relevância no entendimento do comportamento dos reservatórios de petróleo (ROSA; CARVALHO; XAVIER, 2006). O gás natural, de acordo com a temperatura e a pressão do meio, pode se apresentar na forma

gasosa, líquida ou bifásica. A Figura 2.2 mostra um envelope de fases típico para uma mistura de hidrocarbonetos.

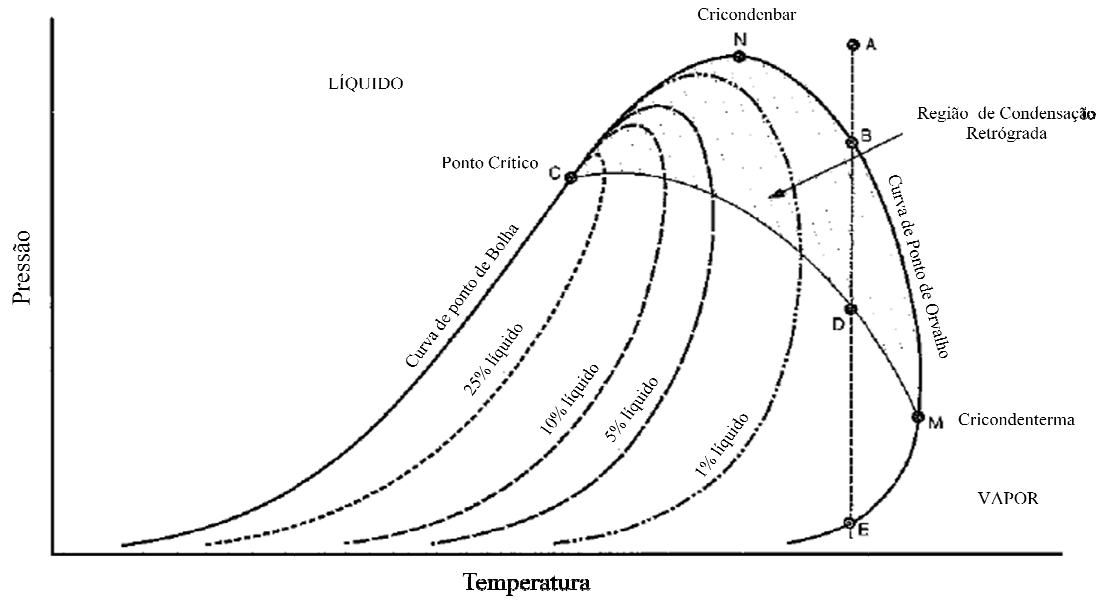


Figura 2.2 – Diagrama de fases típico para uma mistura multicomponente de gás natural. Fonte: adaptado de Campbell, 2004.

Alguns termos são frequentemente utilizados para definir pontos e regiões no diagrama de fases, a saber:

- Cricondenbar – máxima pressão na qual líquido e vapor podem coexistir em equilíbrio (ponto N da Figura 2.2). Acima dessa pressão, não há formação de fase gás, independente da temperatura. Para o gás natural, a cricondenbar geralmente não excede 100 bar (FEYGIN *et al*, 2006);
- Cricondenterma – temperatura máxima na qual líquido e vapor podem coexistir (ponto M da Figura 2.2). Acima dessa temperatura, líquido não pode ser formado, independente da pressão;
- Curva de ponto de bolha[4] (*Bubble point*) – os pontos sobre esta curva constituem os pontos de ebulição do gás;
- Curva de ponto de orvalho[5] (*Dewpoint*) – os pontos sobre esta curva constituem os pontos de condensação do gás;

[4] Ponto que aparece a primeira bolha de vapor.
[5] Ponto que aparece a primeira gota de líquido.

- Linhas de qualidade – essas linhas mostram percentuais constantes de líquido ou vapor que interceptam o ponto crítico e são paralelas à curva do ponto de bolha ou à curva de ponto de orvalho;
- Ponto crítico – estado de pressão e temperatura no qual todas as propriedades intensivas das fases gasosa e líquida são iguais;
- Região de condensação retrógrada – região do diagrama de fases onde a condensação do líquido ocorre por redução da pressão ou aumento da temperatura (oposto ao comportamento normal).

A linha ABDE da Figura 2.2 representa uma isoterma do processo de condensação retrógrada similar ao que ocorre em um reservatório. O ponto A representa uma única fase na vizinhança externa ao diagrama, e, à medida que se reduz a pressão, a condensação inicia-se (ponto B). A quantidade de líquido se eleva até o ponto em que todo líquido formado volta a se vaporizar. O ponto E representa a condição em que todo líquido condensado se vaporiza.

Independentemente da origem – reservatório de gás ou de óleo, o gás natural apresenta água em sua composição. A presença de água na fase vapor, ou umidade, é tema de fundamental importância para indústria do gás natural porque pode provocar a formação de hidratos (Figura 2.3).

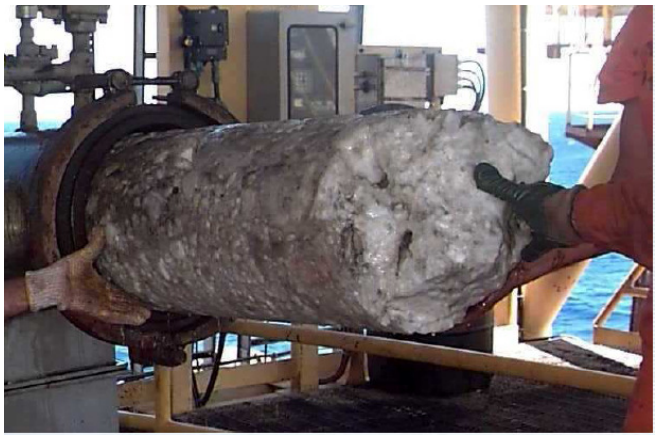


Figura 2.3 – Hidrato coletado em um recebedor em uma instalação marítima de petróleo. Fonte: Vaz, Maia e Santos, 2008.

Hidratos são cristais formados por hidrocarbonetos de cadeia curta, existentes no gás natural, na presença de água e em condições de altas pressões e baixas temperaturas (condições típicas de gasodutos e linhas de *gas-lift*[6]). Os hidrocarbonetos ficam encapsulados

[6] Método de elevação artificial que utiliza a energia contida em um gás comprimido para elevar os fluidos até a superfície. O *gas-lift* é injetado na coluna de produção em uma ou mais posições para diminuir a pressão hidrostática da coluna por redução da sua densidade média (PINTO, 2009).

no interior de uma estrutura cristalina dando origem a um material sólido com aparência semelhante à do gelo. Quando a temperatura do interior do equipamento ou tubulação for inferior àquela da formação de hidrato, cristais começarão a se formar, e se acumularão nos pontos de estagnação do duto, podendo atingir sua completa obstrução e parada geral da instalação de produção por vários dias (PEYTAVY, GLÉNAT e BOURG, 2008; TAVASOLI *et al*, 2011). A Figura 2.4 apresenta o envelope de fases de gás natural incluindo a curva de formação de hidrato.

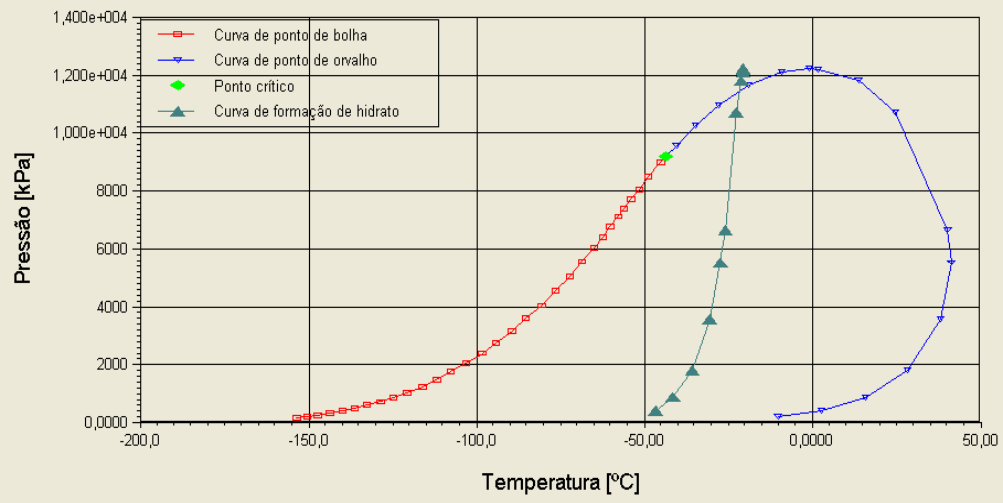


Figura 2.4 – Diagrama pressão temperatura (P x T) com curva de formação de hidrato. Fonte: Elaboração própria via UniSim Design® para composição do campo de Marlim.

A forma mais segura de se evitar a formação de hidratos é especificar o ponto de orvalho do gás para as condições operacionais do sistema. Define-se ponto de orvalho a temperatura na qual, a uma determinada pressão do gás, aparece a primeira gota de líquido. Quando a primeira gota de líquido é de água, tal temperatura é chamada de ponto de orvalho de água; e no caso de a primeira gota de líquido ser de hidrocarboneto, tal temperatura é denominada como ponto de orvalho de hidrocarbonetos (VAZ, MAIA e SANTOS, 2008).

O gás natural, por se tratar de uma mistura multicomponente, apresenta geralmente um comportamento de fases complexo. O conhecimento da curva de ponto de orvalho é uma ferramenta importante para o controle da operação de produção. Para avaliar o comportamento termodinâmico são utilizadas equações de estado cúbicas devido à sua simplicidade computacional aliada aos bons resultados obtidos (ALFRADIQUE, 2006). Nesta dissertação, utiliza-se a equação de estado de Peng-Robinson que é capaz de representar o comportamento termodinâmico de sistemas com gás natural (ASPEN TECHNOLOGY INC.,

2005). A equação de estado de Peng-Robinson, suas regras de mistura e constantes são apresentadas no ANEXO 1.

2.1.5 Propriedades do gás natural

As principais propriedades do gás natural são: (i) a sua densidade em relação ao ar; (ii) o poder calorífico; (iii) o índice de Wobbe; (iv) o ponto de orvalho da água e de hidrocarbonetos; e (v) os teores de carbono, CO_2, hidrogênio, oxigênio e compostos sulfurosos. Outras características intrínsecas importantes são os baixos índices de emissão de poluentes, em comparação a outros combustíveis fósseis, a rápida dispersão em caso de vazamentos, e os baixos índices de odor e de contaminantes. Ainda, em relação a outros combustíveis fósseis, o gás natural apresenta maior flexibilidade, tanto em termos de transporte como de aproveitamento (ANEEL, 2011).

No Brasil, a Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), define as características técnicas do gás natural e os principais ensaios utilizados para determinar a qualidade do gás. As propriedades físico-químicas do gás natural são (ANP, 2002):

- Densidade relativa: quociente entre a massa de gás contida em um volume arbitrário e a massa de ar seco com composição padronizada pela ISO 6976 que deve ocupar o mesmo volume sob condições normais de temperatura e pressão.
- Poder calorífico superior: quantidade de energia liberada na forma de calor na combustão completa de uma quantidade definida de gás com o ar, à pressão constante e com todos os produtos de combustão retornando à temperatura inicial dos reagentes, na qual a água formada na combustão se encontrará em estado líquido.
- Poder calorífico inferior: quantidade de energia liberada na forma de calor na combustão completa de uma quantidade definida de gás com o ar, à pressão constante e com todos os produtos de combustão retornando à temperatura inicial dos reagentes, sendo que todos os produtos, inclusive a água formada na combustão, estão no estado gasoso.
- Índice de Wobbe: quociente entre o poder calorífico superior e a raiz quadrada da densidade relativa sob as mesmas condições de temperatura e pressão de referência. É uma medida da quantidade de energia disponibilizada em um sistema de combustão através de um orifício injetor. A quantidade de energia disponibilizada é uma função

linear do índice de Wobbe. Por exemplo, dois gases que apresentem composições distintas, mas com o mesmo índice de Wobbe, disponibilizarão a mesma quantidade de energia através de um orifício injetor, à mesma pressão.

Quando alguma propriedade está fora da especificação torna-se necessária a adoção de uma medida mitigadora, conforme indica a Tabela 2.3.

Tabela 2.3 – Propriedade fora da especificação, implicação e solução

Propriedade fora da especificação	**Implicação**	**Solução**
Baixo poder calorífico	Dificuldade de comercialização	Remoção de inertes / Mistura com gás rico
Baixo índice de Wobbe	Dificuldade de comercialização	Remoção de inertes/gás ácido
Alto ponto de orvalho de hidrocarbonetos	Condensação de hidrocarbonetos no gasoduto	Reduzir Líquidos de Gás Natural/Ponto de orvalho
Alto teor de água	Acúmulo de água no gasoduto/Formação de hidratos	Desidratação do gás/Injeção de inibidor de hidratos
Alto teor de CO_2	Possibilidade de corrosão/Redução do índice de Wobbe	Remoção
Alto teor de N_2	Redução do poder calorífico/ Redução do índice de Wobbe	Mistura com gás rico

Fonte: Leite, 2010.

2.2 A CADEIA PRODUTIVA

A produção do gás natural é a primeira etapa da cadeia de valor que se inicia no reservatório e vai até o consumidor. Boa parte de tal cadeia consiste em comprimir e processar o gás, de modo que este chegue especificado ao sistema de distribuição (HUBBARD, 2009). A cadeia produtiva envolve atividades de produção, transporte, comercialização, processamento, distribuição e utilização do gás natural. A Figura 2.5 apresenta a localização do módulo de processamento de gás no sistema global de produção.

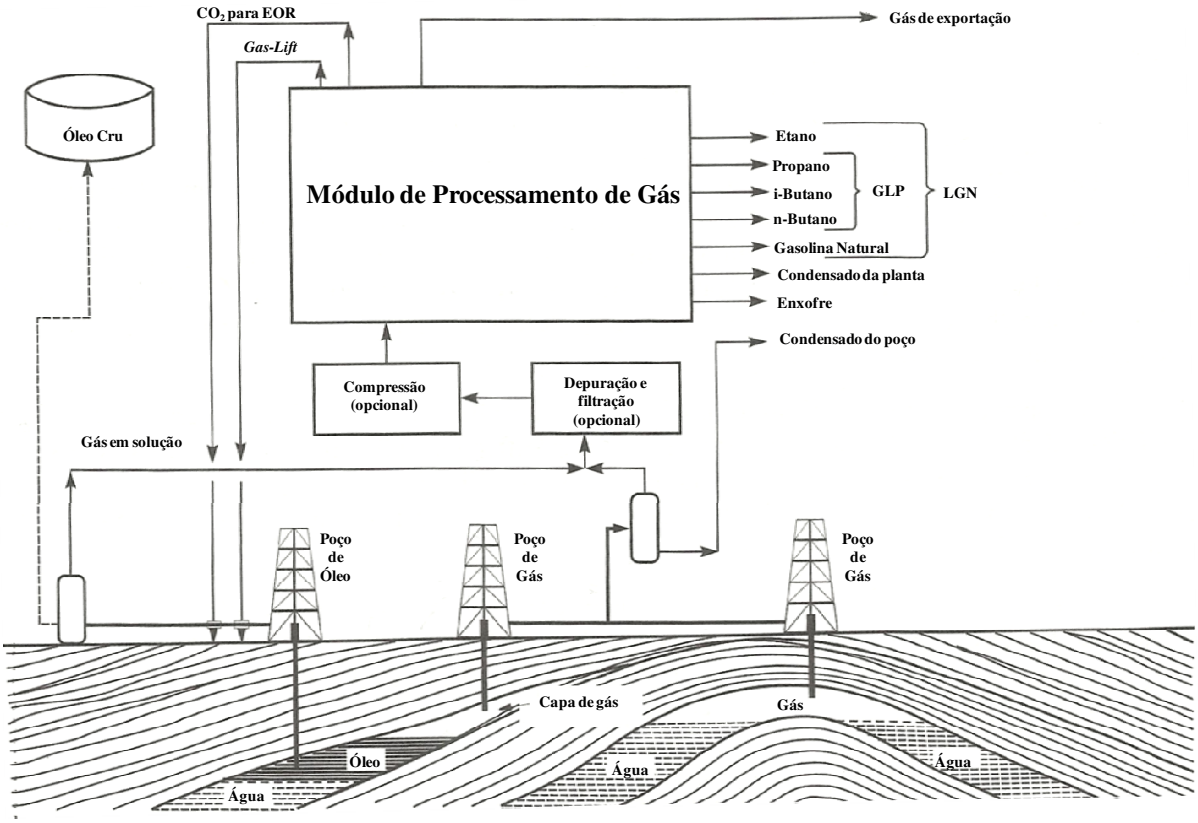


Figura 2.5 – Módulo de processamento de gás em um sistema de produção. Fonte: adaptado de Campbell, 2004.

A ANP regula o setor de gás natural no Brasil por meio de portarias que definem exatamente a função de cada participante do mercado. A Figura 2.6 exemplifica a movimentação do gás de forma mais detalhada, mostrando os principais pontos de transferência de responsabilidade, denominados pontos de transferência de custódia, entre os participantes envolvidos.

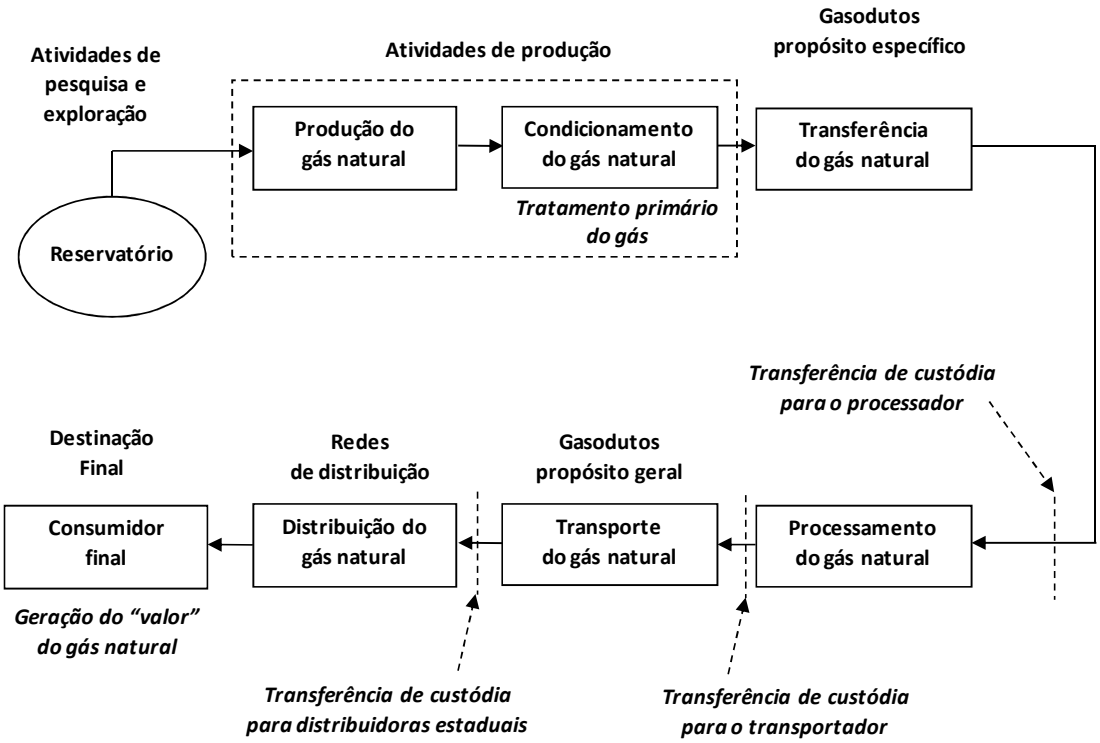


Figura 2.6 – Cadeia de valor do gás natural. Fonte: Vaz, Maia e Santos, 2008.

A Resolução nº16 de junho de 2008 (ANP, 2008) define as regras para atuação dos atores participantes da cadeia produtiva e estabelece a especificação técnica do gás natural (Tabela 2.4), nacional ou importado, a ser comercializado em território brasileiro.

Tabela 2.4 – Especificações do gás natural (1) comercializado no Brasil

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE (2) (3)				MÉTODO	
		Norte	Nordeste	CO, SE e Sul	NBR	ASTM D	ISO
Poder calorífico superior (4)	kJ/ m³	34.000 a 38.400	35.000 a 43.000		15213	3588	6976
	kWh/m³	9,47 a 10,67	9,72 a 11,94				
Índice de Wobbe (5)	kJ/m³	40.500 a 45.000	46.500 a 53.500		15213	--	6976
Número de metano, mín. (6)		anotar (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_2S), máx.	mg/m^3	10	13	10	--	5504	6326-3
						6228	
Ponto de orvalho de água a 1atm, máx. (9)	ºC	-39	-39	-45	--	5454	6327
							10101-2
							10101-3
							11541
Ponto de orvalho de hidrocarbonetos a 4,5 MPa, máx. (10)	ºC	15	15	0	--	--	6570
Mercúrio, máx. (11)	µg/m³	anotar			--	--	6978-1
							6978-2

Fonte: ANP, 2008.

Legenda:

(1) O gás natural não deve conter traços visíveis de partículas sólidas ou líquidas.
(2) Os limites especificados são valores referidos a 293,15K (20ºC) e 101,325 kPa (1atm) em base seca, exceto os pontos de orvalho de hidrocarbonetos e de água.
(3) A aplicação veicular do gás natural de Urucu se destina exclusivamente a veículos dotados de motores ou sistemas de conversão de gás natural veicular que atendam à legislação ambiental específica. O revendedor deverá afixar em local visível de seu estabelecimento comercial o seguinte aviso: "GÁS NATURAL VEICULAR DE URUCU - EXCLUSIVO PARA VEÍCULOS ADAPTADOS AO SEU USO".
(4) O poder calorífico de referência de substância pura empregado neste Regulamento Técnico encontra-se sob condições de temperatura e pressão equivalentes a 293,15 K, 101,325 kPa, respectivamente em base seca.
(5) O índice de Wobbe é calculado empregando o poder calorífico superior em base seca. Quando o método ASTM D 3588 for aplicado para a obtenção do poder calorífico superior, o índice de Wobbe deverá ser determinado de acordo com a seguinte fórmula:

$$IW = PCS/\sqrt{d}$$

onde:
IW – índice de Wobbe
PCS – poder calorífico superior
d – densidade relativa

(6) O número de metano deverá ser calculado de acordo com a última versão da norma ISO 15403-1. Na versão ISO 15403-1:2006(E), considera-se o método GRI do Anexo D. Calcula-se inicialmente o Número de Octano Motor – MON a partir da equação linear empírica, função da composição dos componentes discriminados. Em seguida com o valor determinado para o MON calcula-se o número de metano ou NM a partir da correlação linear entre NM e MON.
(7) Caso seja usado o método da norma ISO 6974, parte 5, o resultado da característica teor de oxigênio deverá ser preenchido com um traço (-).
(8) É o somatório dos compostos de enxofre presentes no gás natural. Admite-se o limite máximo de 150 mg/m³ para o gás a ser introduzido no início da operação de redes novas ou então a trechos que em razão de manutenção venham a apresentar rápido decaimento no teor de odorante no início da retomada da operação.

(9) Caso a determinação seja em teor de água, a mesma deve ser convertida para (ºC) conforme correlação da ISO 18453. Quando os pontos de recepção e de entrega estiverem em regiões distintas, observar o valor mais crítico dessa característica na especificação.
(10) Pode-se dispensar a determinação do ponto de orvalho de hidrocarbonetos – POH quando os teores de propano e de butanos e mais pesados forem ambos inferiores a 3 e 1,5 por cento molares respectivamente de acordo com o método NBR 14903 ou equivalente. Anotar nesse caso 'passa' no referido campo. Se um dos limites for superado, analisar o gás natural por cromatografia estendida para calcular o ponto de temperatura *cricondentherm* – PTC (definida como a máxima temperatura do envelope de fases) por meio de equações de estado conforme o método ISO 23874. Caso o PTC seja inferior ao POH especificado em mais que 5ºC, reportar o POH como sendo esse valor. Quando o PTC não atender a esse requisito, determinar o POH pelo método ISO 6570. O POH corresponde à acumulação de condensado de 10 miligramas por metro cúbico de gás admitido ao ensaio. Quando os pontos de recepção e entrega estiverem em regiões distintas, observar o valor mais crítico dessa característica na especificação.
(11) Aplicável ao gás natural importado exceto o gás natural liquefeito, determinado semestralmente. O carregador deverá disponibilizar o resultado para o distribuidor sempre que solicitado.

2.3 TECNOLOGIAS CONVENCIONAIS DE CONDICIONAMENTO DE GÁS NATURAL

O condicionamento, também conhecido como processamento primário de gás natural, tem o objetivo de remover contaminantes presentes no gás natural e garantir as condições de qualidade mínimas do gás para realizar sua transferência de forma eficiente e segura das áreas de produção até as Unidades de Processamento de Gás Natural (UPGN) (CAMPBELL, 2004). Vapor d'água e hidrocarbonetos presentes no gás natural bruto podem condensar em função de variações de pressão e/ou temperatura. O acúmulo destes líquidos nas linhas e dutos ocasionaria problemas de escoamento e prejuízo para as instalações, tornando-se necessário o condicionamento do gás.

A especificação do gás natural para transferência do poço até a UPGN é definida pelo projetista da instalação de produção, e é conhecida como *especificação técnica do projeto* (VAZ, MAIA e SANTOS, 2008). Esta especificação depende dos requisitos técnicos para

transferência entre a unidade produtora e a unidade de processamento. A Figura 2.7 resume as etapas comumente envolvidas no condicionamento do gás natural.

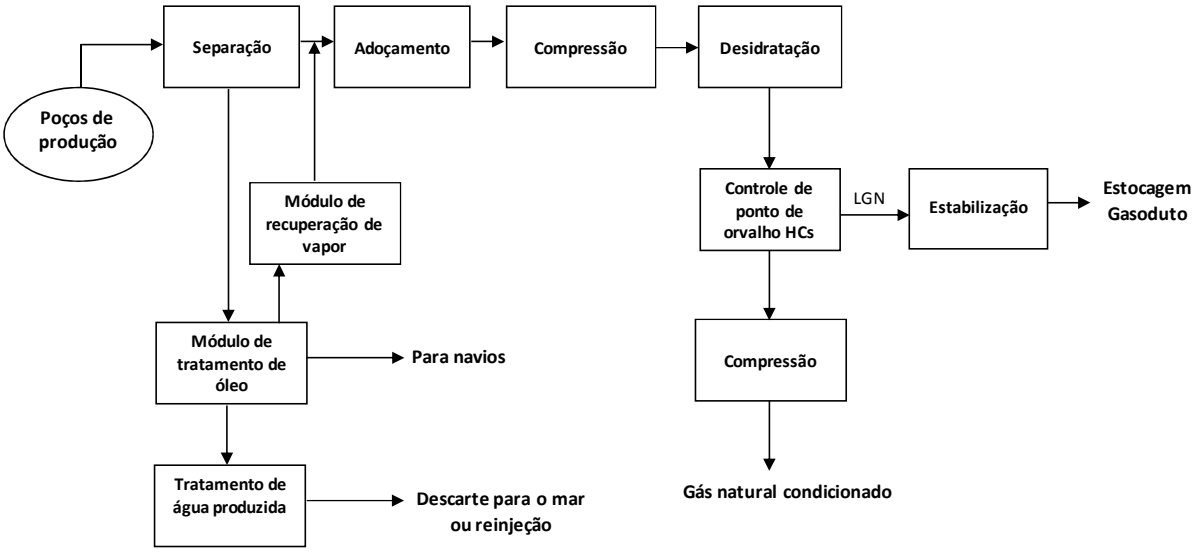


Figura 2.7 – Etapas do condicionamento de gás natural.
Fonte: adaptado de Rameshni, 2009.

Após a extração, os fluidos produzidos pelo reservatório são encaminhados para separação primária que pode ser bifásica (separação entre líquido e gás), trifásica (separação entre água, óleo e gás) ou quaternária (separação entre água, óleo, gás e areia). O gás sai do separador saturado e com gotículas muito pequenas de óleo, também chamada de névoa, seguindo para o vaso depurador, cuja finalidade é extrair o líquido carreado.

Os gases ácidos (H_2S e/ou CO_2) presentes no gás, quando em teores elevados, comprometem sua qualidade a ponto de inviabilizar a sua transferência. Por isso, o gás deve ser tratado em um sistema de adoçamento (dessulfurização e remoção de CO_2) que consiste na remoção conjunta de H_2S e CO_2 e tem como principais objetivos a proteção dos equipamentos, a segurança operacional e de manuseio. Em geral, as especificações de gasodutos exigem uma concentração de CO_2 abaixo de 2 – 3 % molar (YEO *et al*, 2012).

O gás dessulfurizado segue para o módulo de compressão, constituído por compressores em série associados a resfriadores e depuradores, formando um sistema de compressão multiestágios. Essa configuração é necessária, pois a compressão de gases é acompanhada da elevação da temperatura e redução de volume específico, o que implica na realização de trabalho. Além disso, a elevação de temperatura reduz a resistência mecânica dos equipamentos que ficam mais suscetíveis à corrosão, e por isso, o gás precisa ser resfriado e

depurado após cada estágio de compressão. Para garantir a integridade dos compressores, é necessário limitar a relação entre a pressão de descarga e de sucção, conhecida como razão de compressão. Segundo Campbell (2004), os compressores centrífugos utilizados em instalações de exploração e produção são normalmente acionados por turbinas a gás.

O gás comprimido segue para o sistema de desidratação para que o gás tratado seja especificado segundo o teor de umidade definido pelo projeto, para garantia de escoamento eficiente, sem a ocorrência de hidratos e com a qualidade necessária. Normalmente, o principal parâmetro a ser controlado no condicionamento é o ponto de orvalho (*dewpoint*) de água.

O método usualmente utilizado para o controle de ponto de orvalho de hidrocarbonetos é resfriamento, condensação e separação. A redução de temperatura necessária é usualmente obtida pela válvula Joule-Thomson ou por refrigeração mecânica (FINN; TOMLINSOM, 2007). Os Líquidos de Gás Natural (LGN) formados são encaminhados para o sistema de estabilização.

O gás natural é finalmente comprimido para atender a pressão de exportação ou de injeção, a depender do seu destino final. O gás condicionado pode ter os seguintes destinos:

- Gás combustível: utilizado em equipamentos de geração de energia elétrica da própria plataforma;
- *Gas-lift*: empregado para auxiliar a elevação dos fluidos do reservatório;
- Reinjeção: utilizada por limitações no sistema de transferência ou como método para aumento da recuperação de petróleo;
- Gasodutos: tubulação por onde o gás é transferido para as UPGNs a fim de especificá-lo conforme estabelecido na Resolução da ANP nº16 de 2008, e possibilitar sua entrega às companhias distribuidoras e em seguida, aos clientes finais.

2.3.1 Remoção de gases ácidos

A remoção dos componentes ácidos presentes na composição do gás natural, tais como CO_2 e H_2S, tem como objetivo especificar o gás para transferência, reduzir a corrosividade do sistema e garantir a segurança operacional. O gás carbônico, em contato com a água produzida, forma o ácido carbônico, um composto corrosivo. Além disso, o CO_2 deve ser removido porque reduz o poder calorífico do gás natural ou gás combustível. Quanto ao H_2S,

este deve ser removido do gás natural ou de correntes gasosas de processo devido à sua alta toxicidade, e para a prevenção de corrosão (YEO *et al*, 2012).

Atualmente, uma grande variedade de tecnologias de tratamento de gás está comercialmente disponível: diferentes solventes químicos e físicos, membranas, adsorção, entre outras. Muitas têm seu próprio nicho, mas existem casos onde diferentes tecnologias competem para a mesma aplicação, e onde a adoção de processos combinados, conhecidos como híbridos, pode ser a melhor escolha. Isto torna a seleção da tecnologia mais apropriada ao tratamento um processo difícil e criterioso (BERGEL; TIERNO, 2009).

A seleção da tecnologia deve ser feita com base nas características globais do processo, tais como a origem e as características do gás a ser tratado (vazão, pressão disponível, temperatura, composição, possíveis contaminantes e interferentes ao processo), o grau de remoção desejado, a especificação do gás tratado (seja ele produto final ou carga de outro processo), a seletividade do processo ao gás ácido a ser removido, a razão CO_2/H_2S no gás, a disponibilidade de energia e utilidades, e os custos operacionais (BARBOSA, 2010a).

As principais tecnologias de aplicação industrial para remoção de gases ácidos do gás natural incluem solventes químicos ou físicos e adsorventes sólidos. A separação utilizando membranas surgiu há três décadas e, atualmente, mais de 200 plantas foram instaladas (YEO *et al*, 2012). Um resumo das tecnologias disponíveis para remoção de gases ácidos é apresentado na Tabela 2.5.

Tabela 2.5 – Tecnologias para remoção de gases ácidos

Mecanismo de remoção	Tipo de Processo	Tecnologia	Nome Comercial
Absorção química	Regenerativo, Contínuo	Aminas	MEA, DEA, MDEA, DIPA, DGA, Solventes formulados.
		Carbonato de Potássio	Benfield, Catacarb, Giammarco-Vetrocoke, etc
	Não-regenerativo, Contínuo	Hidróxido de Sódio	-
Absorção física	Regenerativo, Contínuo	Solventes físicos	Selexol, Rectisol, Purisol, FluorSolvent, IFPexol, etc.
Absorção físico-química	Regenerativo, Contínuo	Solventes físico-químicos	Sulfinol, Ucarsol LE701, 702 & 703, Flexsorb PS, etc.
Adsorção física	Regenerativo, Contínuo	Peneiras Moleculares	Z5A (Zeochem), LNG-3 (UOP), etc.
Permeação	Contínuo	Membranas	Separex, Cynara, Ztop, Medal, etc.

Fonte: Bergel; Tierno, 2009.

Bergel e Tierno (2009) apresentam três guias de auxílio na escolha da tecnologia mais apropriada para o tratamento requerido (Figuras 2.8 a 2.10). Como análise inicial, o teor de gases ácidos no gás a ser tratado permite encontrar uma orientação no processo de seleção. Observando-se o primeiro guia, algumas tecnologias podem ser facilmente descartadas, embora a maioria delas apresente uma ampla e coincidente faixa de aplicação. Com isso, recorre-se a um segundo critério, a concentração do gás ácido na corrente de gás tratado, dando forma ao segundo guia de tecnologias, apresentado na Figura 2.9.

Contudo, este critério se revela incompleto, porque não contempla a pressão parcial do gás ácido a ser removido, parâmetro crucial para a seleção do processo. Entende-se por pressão parcial a pressão que o componente ácido exerce na pressão total do sistema. O terceiro guia, consiste em um diagrama de seleção que incorpora este terceiro parâmetro.

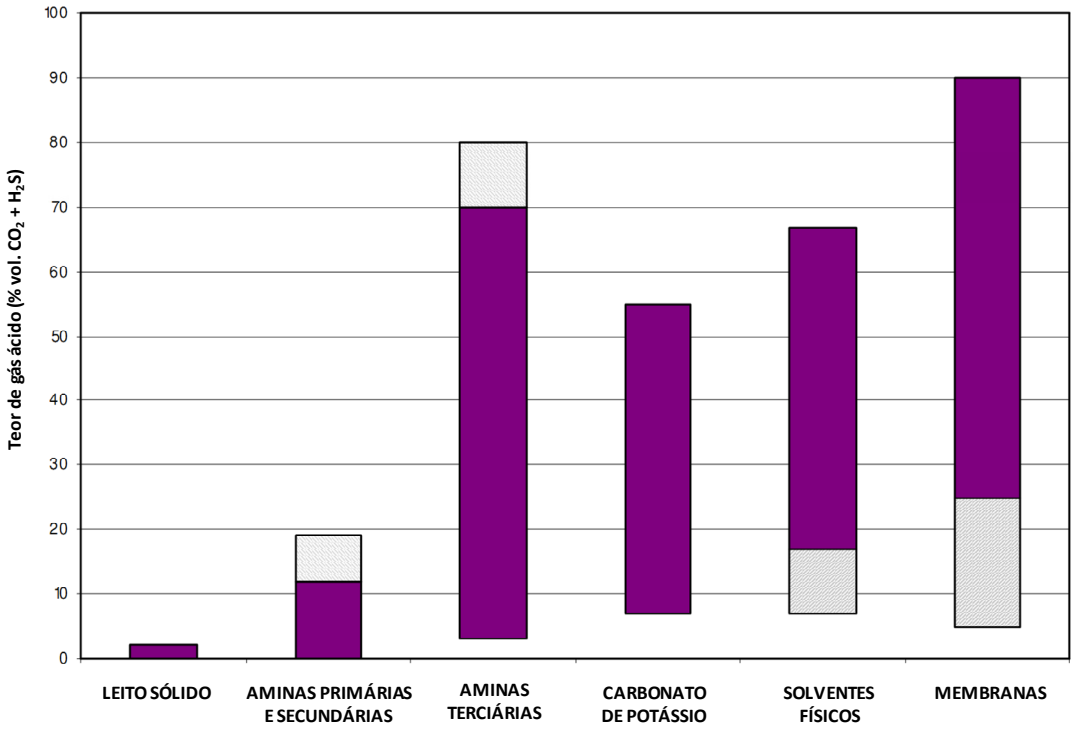


Figura 2.8 – 1º Guia de seleção de processos de adoçamento. Fonte: adaptado de Bergel e Tierno, 2009.

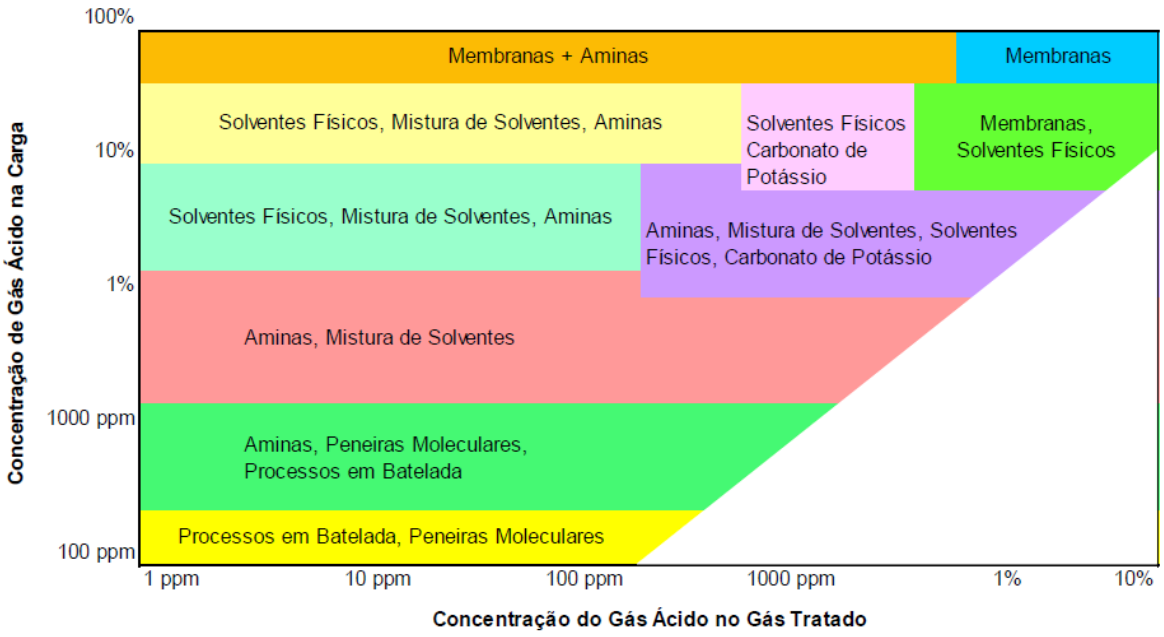


Figura 2.9 – 2º Guia de seleção de processos de adoçamento. Fonte: adaptado de Bergel e Tierno, 2009.

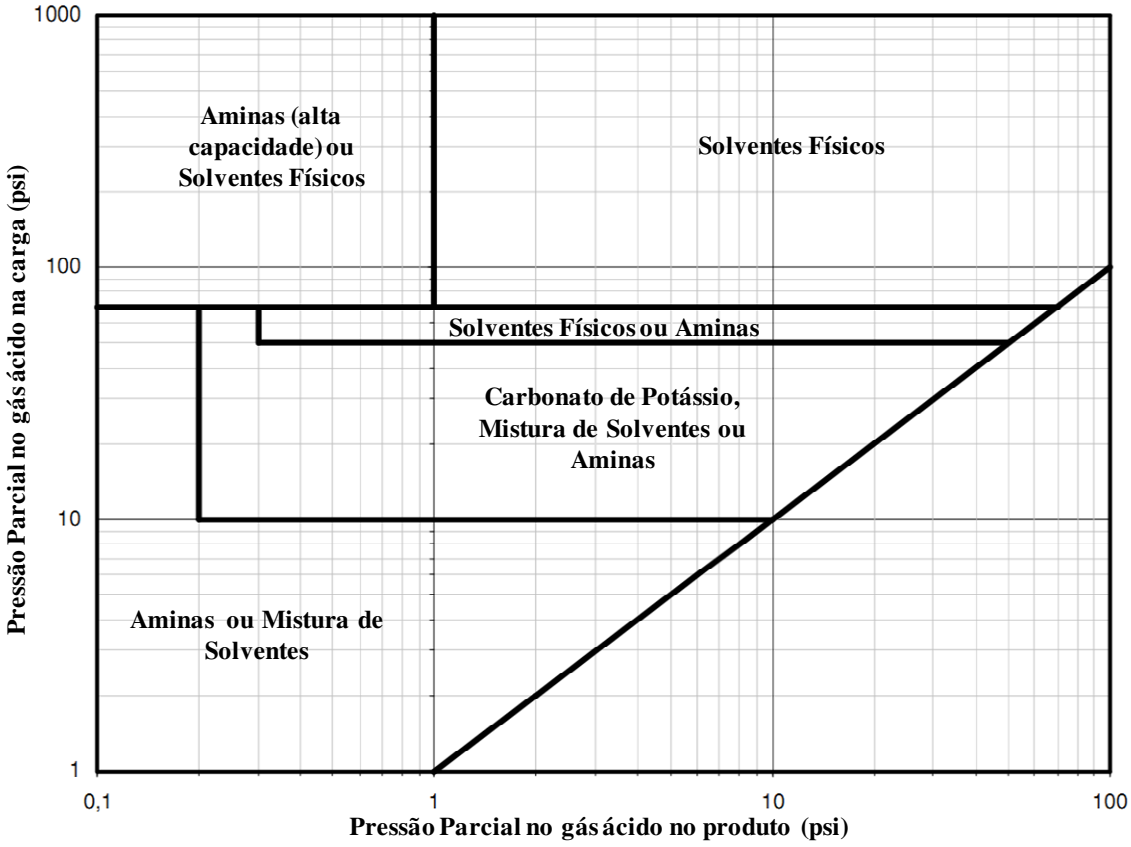


Figura 2.10 – 3º Guia de seleção de processos de adoçamento.
Fonte: adaptado de Bergel e Tierno, 2009.

Os diagramas de seleção citados por Bergel e Tierno (2009) evidenciam algumas orientações de seleção de tecnologias:

- Para baixas quantidades de gases ácidos a remover, os processos não regenerativos são a alternativa recomendada, devido ao baixo custo de instalação desta tecnologia. Para grandes quantidades, o custo operacional do solvente não-regenerável e o problema de gerenciamento de descarte de efluente tornam a aplicação proibitiva;
- A adsorção física se torna economicamente conveniente para baixas concentrações de gases ácidos na carga, e, geralmente, é aplicada para polimento do gás, onde H_2S, mercaptanos ou outros compostos sulfurados devem ser removidos. Seu uso exclusivamente com CO_2 é pouco usual;
- Os solventes físicos apresentam certa desvantagem para baixas pressões parciais de gases ácidos no gás de entrada. Para pressões parciais acima de 50 a 150 psi, esta tecnologia pode se tornar mais atrativa em relação aos solventes químicos;
- Processos baseados em aminas permitem atender especificações restritivas de gases ácidos no gás tratado, e apresentam uma larga faixa de aplicação;

- Membranas são utilizadas para altas concentrações de CO_2 na carga. Entretanto, não parecem adequadas para atingir especificações restritivas de CO_2 (por exemplo, menor que 2 % molar); e
- Alguns processos híbridos podem ser atrativos, como por exemplo, membranas seguidas por aminas. O uso preferencial desses sistemas está geralmente associado a altas concentrações de gás ácido na carga e baixas concentrações requeridas no gás tratado.

Esta análise preliminar, que prioriza algumas tecnologias em detrimento de outras, é insuficiente para uma seleção final. Para tal, é fundamental se incorporar critérios adicionais que considerem as restrições de projeto e uma análise econômica das alternativas pré-selecionadas. Diante das diferenças no mecanismo de separação, da variedade de tecnologias disponíveis, à ampla aplicação industrial, abordam-se, na sequência, os processos de separação de gases ácidos via absorção com aminas e permeação por membranas.

- Absorção química

O processo de absorção química com soluções aquosas de aminas é largamente utilizado em plantas de processamento primário de gás natural para remoção de H_2S e CO_2 e ainda é considerado um estado da arte da tecnologia (PETERS *et al*, 2011). A Figura 2.11 mostra o esquema de uma unidade de remoção de H_2S e CO_2.

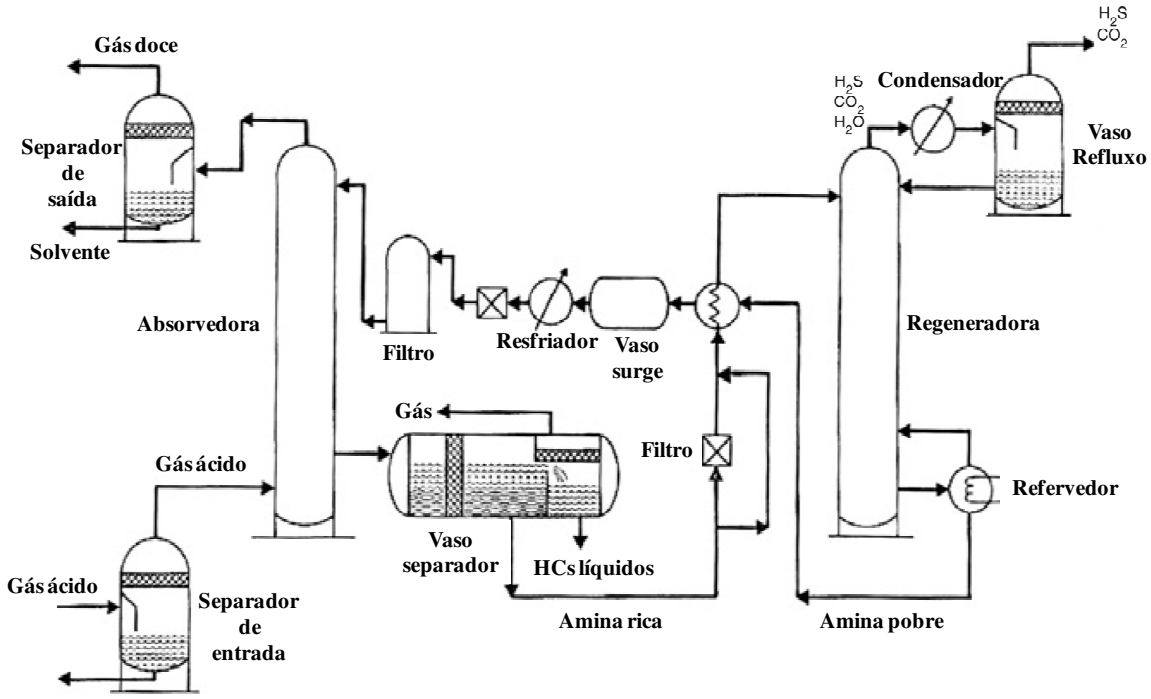


Figura 2.11 – Fluxograma esquemático do processo de separação de H_2S/CO_2 com soluções de aminas. Fonte: adaptado de Mokhatab, Poe e Speight, 2006.

O gás ácido a ser tratado é alimentado em vaso depurador para remoção de líquidos remanescentes e alimenta o fundo de uma coluna absorvedora (pratos ou recheio). O gás flui ascendentemente e entra em contato com a solução de amina, em contracorrente, permitindo a absorção dos gases ácidos. O produto de topo da absorvedora é o gás tratado (gás doce) exibindo baixos teores de H_2S e CO_2. O produto de fundo da absorvedora denomina-se amina rica - uma solução rica em gases ácidos, que é encaminhado para um vaso separador para remover possíveis hidrocarbonetos líquidos. Em seguida, a solução rica é aquecida em um trocador de integração energética, onde a solução de amina rica troca calor com a solução de amina pobre - produto de fundo da coluna de regeneração de solvente. Na coluna regeneradora, a elevação de temperatura permite reverter a reação ocorrida entre a amina e os gases ácidos (na absorção) liberando CO_2 e recuperando o solvente (amina pobre). A corrente gasosa, produto de topo da regeneradora, contém altos teores de H_2S e CO_2. A corrente de amina regenerada (produto de fundo) é recirculada via bomba centrífuga, filtrada e resfriada em um trocador de integração energética e em um resfriador antes de seguir para a coluna de absorção (MOKHATAB; POE; SPEIGHT, 2006).

A escolha apropriada da amina impacta diretamente na performance e no custo do processo. O uso de etanolaminas e propanolaminas exibem certas vantagens econômicas,

destacando-se: (i) caráter básico em solução aquosa; (ii) boa solubilidade em água; (iii) baixa volatilidade; (iv) possibilidade de regeneração da solução absorvente por esgotamento; (v) facilidade de preparação via hidrólise de óxidos de etileno/propileno (BARBOSA, 2010a).

Industrialmente, destacam-se as aminas primárias, monoetanolamina (MEA); as aminas secundárias, dietanolamina (DEA) e diisopropanolamina (DIPA); e aminas terciárias, metildietanolamina (MDEA) (STEWART; ARNOLD, 2011). Dentre as aminas mencionadas, a MDEA é a mais utilizada atualmente por apresentar as seguintes vantagens: alta resistência à degradação, menor demanda energética para regeneração e alta seletividade. Devido à sua baixa taxa de reação com o CO_2, a MDEA tem sido empregada na remoção seletiva de H_2S de correntes gasosas que também contêm CO_2 (BARBOSA, 2010a; YEO *et al*, 2012).

Apesar do processo de absorção química com aminas ser largamente utilizado para o tratamento do gás natural, esta tecnologia está constantemente sujeita a inúmeras dificuldades operacionais, tais como formação de espuma, inundações e alto custo capital e operacional (REZAKAZEMI *et al*, 2011).

O uso de aminas primárias em plantas *offshore* limita-se a teores de CO_2 de até 20 %, exigindo um grande espaço para os módulos, uma vez que a dimensão da planta é diretamente proporcional à quantidade de CO_2 a ser removida (BELTRÃO *et al*, 2009). Portanto, o desenvolvimento de tecnologias compactas para tratar correntes de gás natural com elevado teor CO_2 deve ser explorado, principalmente no contexto *offshore* do pré-sal.

- Permeação por membranas

A separação de CO_2 de gás natural por membranas é um processo relativamente recente e eficiente para tratar correntes com elevado teor de CO_2, trazendo o benefício adicional de ser uma planta mais compacta comparada à de aminas (BELTRÃO *et al*, 2009). A Figura 2.12 ilustra a diferença de tamanho de duas unidades de mesma capacidade utilizando amina e membrana.

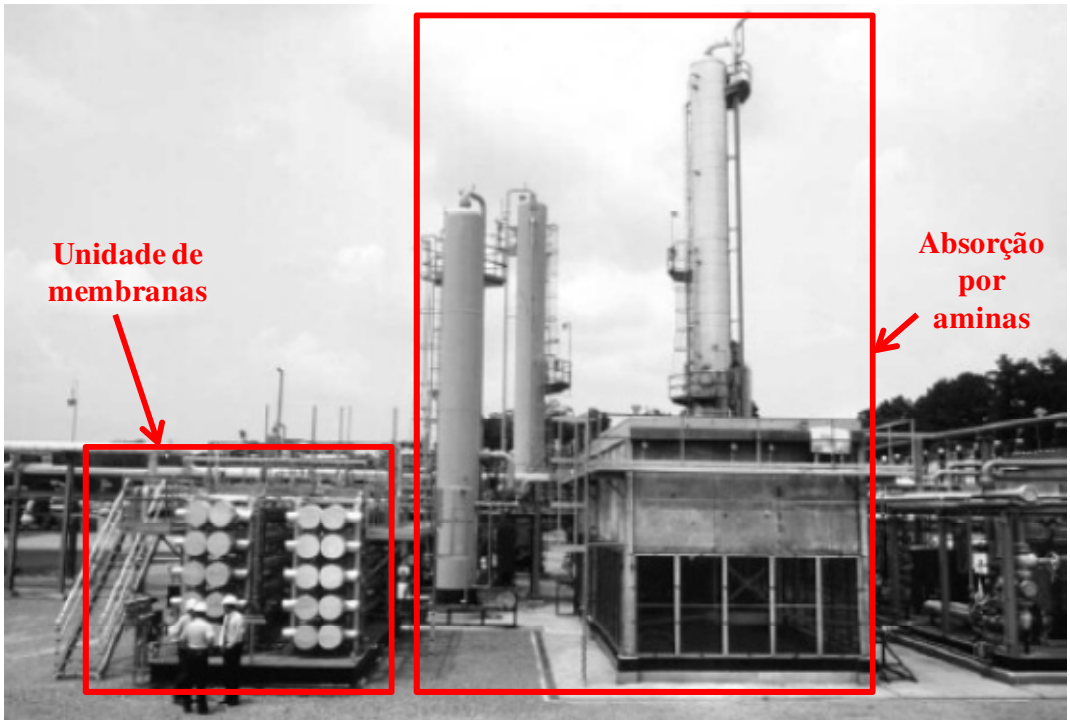


Figura 2.12 – Comparação de tamanho da unidade: membranas *versus* aminas. Fonte: adaptado de Beltrão *et al*, 2009.

As membranas comerciais mais utilizadas atualmente para separação de CO_2 de gás natural são as membranas poliméricas. No entanto, estas apresentam algumas desvantagens tais como baixa permeabilidade e seletividade, bem como insuficiente estabilidade térmica e química. Estes inconvenientes têm motivado pesquisas em busca de alternativas, especialmente por membranas inorgânicas, devido à sua maior estabilidade térmica, elevada resistência mecânica e tempo de vida longo (YEO *et al*, 2012). Contudo, Sholes, Stevens e Kentish (2012) apontam que a grande limitação para o uso de materiais inorgânicos é seu alto custo.

A tecnologia de separação por membranas poliméricas baseia-se no mecanismo de solução-difusão, isto é, o transporte através da membrana é função da velocidade de difusão e da solubilidade da molécula através do material da membrana. Assim, a separação não é apenas dependente do tamanho molecular, mas também depende da interação química entre os gases e o polímero. A Figura 2.13 ilustra uma membrana para separação de CO_2 e CH_4. O material que permeia pela membrana é denominado permeado - corrente rica em CO_2 - e a fração retida, material rententado - corrente pobre em CO_2 (MONTEIRO, 2009; SHOLES; STEVENS; KENTISH, 2012).

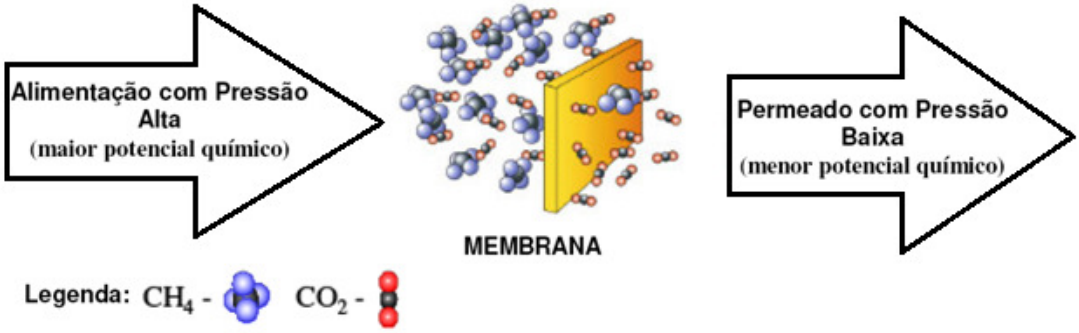


Figura 2.13 – Membrana permeo-seletiva para separação entre CH_4 e CO_2. Fonte: adaptado de Macedo e Nakao, 2008.

Yeo *et al* (2012) apresenta uma revisão sobre as tecnologias de separação de CO_2 do gás natural, comparando a tecnologia de membranas com as tecnologias convencionais. Os autores destacam que as membranas apresentam simplicidade operacional, alta disponibilidade, baixo custo capital e operacional, *skids* compactos e relativamente leves, que conferem características ideais para aplicação *offshore*. Os autores ressaltam, ainda, que o processo é contínuo e não precisa de regeneração, tornando esta tecnologia limpa sob o ponto de vista ambiental.

Dentre as desvantagens, destacam-se a necessidade de alta pressão na alimentação, a exigência de pré-tratamento do gás, a baixa pureza da corrente de CO_2 produzida e a perda de hidrocarbonetos no permeado (ECHT, 2002). Os principais desafios que tornam a membrana comercial atual menos competitiva em comparação com outras tecnologias são a baixa permeabilidade e seletividade, limitação da temperatura operacional próxima à temperatura ambiente e degradação da membrana ao longo do tempo (YEO *et al*, 2012).

As unidades de membranas são modulares, e, portanto, o grau de pureza exigido pelo processo pode ser atingido pelo emprego de sistemas multi-estágios. Para tanto, o permeado do primeiro estágio deve ser novamente comprimido, para ser utilizado como carga do próximo estágio, o que aumenta a demanda energética do processo.

Antes de entrar nas membranas, o gás necessita de pré-tratamento padrão (Figura 2.14) para atender às especificações de controle de ponto de orvalho de água e de hidrocarbonetos. Primeiramente, um filtro coalescente remove gotículas arrastadas e sólidos remanescentes. O gás é então encaminhado através de um leito de carvão ativado para remoção de contaminantes vestigiais, tais como frações de hidrocarbonetos pesados. Em seguida, um filtro de partículas remove qualquer pó de carbono antes que o gás seja aquecido à temperatura de funcionamento desejada (KUMAR *et al*, 2011). O aquecedor é opcional, pois

depende do tipo de membrana empregada. Por fim, o gás natural flui para alimentação da membrana onde o CO_2 permeia.

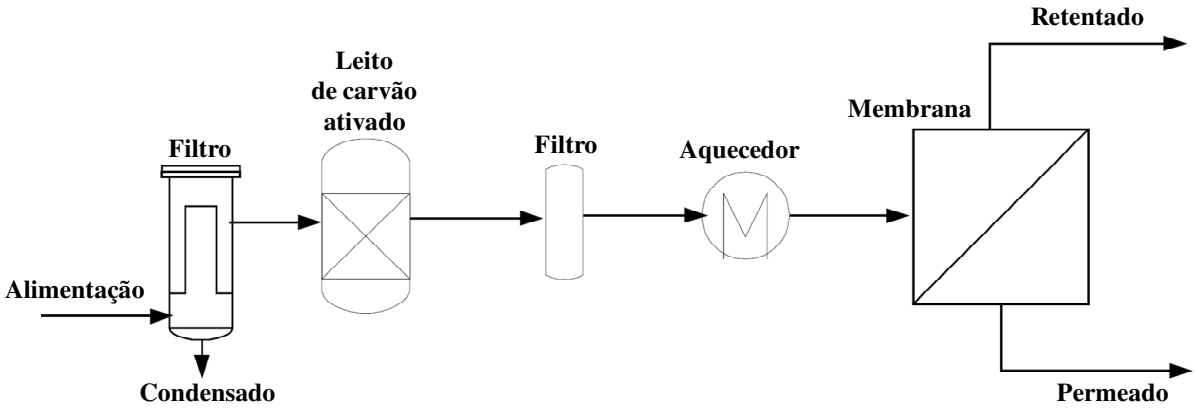


Figura 2.14 – Esquema de módulo de membrana em único estágio. Fonte: adaptado de Kumar *et al*, 2011.

A principal desvantagem dos sistemas em único estágio é a perda de hidrocarboneto no permeado da membrana. Um sistema de dois estágios pode ser empregado a fim de recuperar estes hidrocarbonetos (Figura 2.15).

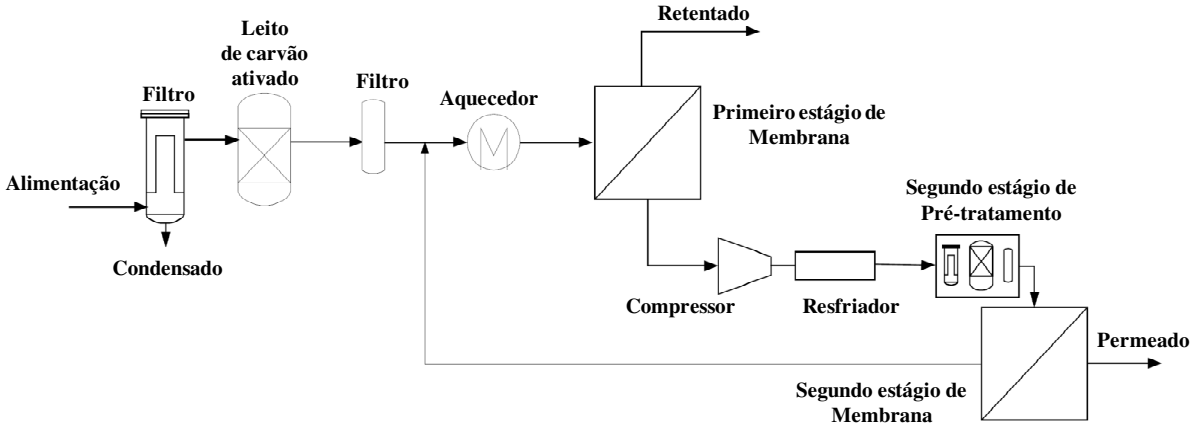


Figura 2.15 – Esquema de módulo de membrana em dois estágios. Fonte: adaptado de Echt, 2002.

PETERS *et al* (2011) comparam, sob o ponto de vista técnico e econômico, a remoção de CO_2 do gás natural empregando absorção com aminas e membranas (um e dois estágios) para atingir, no máximo, 2% molar de CO_2 no gás de exportação. Os autores simulam os

processos em *Aspen Hysys*® para duas composições de entrada com teor de 2,9 e 9,5 % molar de CO_2, denominados casos 1 e 2, respectivamente. Os resultados indicam que para o processo de absorção com aminas o teor de CO_2 no gás doce é de 0,5% molar; enquanto para membrana esse teor é de 2%. A avaliação econômica destaca que o custo de investimento do processo que emprega dois estágios de membrana é maior no caso 1, todavia, o processo com aminas apresenta maior custo para o caso 2. Adicionalmente, o processo com aminas apresenta maior potencial de impacto ambiental, enquanto a membrana destaca-se como um processo mais compacto e menos prejudicial ao meio ambiente.

Ressalta-se que os gases ácidos só devem ser removidos da corrente de gás natural na etapa de condicionamento quando presentes em teores elevados. Os estudos de caso abordados nesta dissertação referem-se às composições de gás natural bruto que contêm baixo teor de CO_2 (menor que 1 % molar) e, portanto, a simulação dos processos de adoçamento não se aplica neste contexto.

2.3.2 Desidratação

O gás natural geralmente contém água, que pode estar na forma líquida ou vapor, proveniente da sua origem e/ou de um pré-tratamento, como por exemplo, a saída do processo de remoção de gases ácidos utilizando soluções aquosas. O teor de saturação é função de três parâmetros: pressão, temperatura e presença de contaminantes. Gases com elevados teores de H_2S e CO_2 apresentam maior tendência a formarem hidratos, pois estes contaminantes são bastante solúveis em água. O teor de água na corrente gasosa deve ser controlado com o objetivo de evitar a formação de hidratos e meio ácido corrosivo decorrente da presença de água livre em contato com gases ácidos que podem estar presentes no gás; e manter a eficiência dos gasodutos, pois a água pode condensar nas linhas causando redução da área de passagem com aumento da perda de carga e consequente redução da vazão de gás (GUO; GHALAMBOR, 2005; MOKHATAB; POE; SPEIGHT, 2006).

Desidratação é o nome dado ao processo de remoção de água do gás natural com a finalidade de especificar o teor de umidade do gás tratado para fins de escoamento para terra, e utilização como *gas-lift* e gás combustível, evitando a formação de hidratos nesses sistemas (CAMPBELL, 2004).

Para determinar o teor de umidade do gás natural utilizam-se modelos termodinâmicos de equações de estado, equações empíricas e diagramas empíricos, destacando-se o diagrama

de McKetta e Wehe (HUFFMASTER, 2004). Neste, obtém-se o teor de água em gás natural saturado sob várias condições de pressão e temperatura.

Atualmente, a preocupação com a formação de hidratos passa a ter maior importância com o desenvolvimento dos campos de produção situados à lâmina d'água profunda, pois as condições de baixa temperatura e alta pressão ficam dentro da curva de formação de hidratos (ERSTAD, 2009).

As principais tecnologias convencionais para desidratação do gás natural são absorção com glicol, adsorção com dessecantes sólidos e condensação. A absorção é o processo mais empregado para atender tanto aos requisitos de condicionamento (*gas-lift*, gás combustível e transferência até a UPGN), quanto às especificações dos gasodutos de transporte de gás natural. Os processos de adsorção – alumina ativada, sílica gel ou peneira molecular – são utilizados para obter teores de água muito baixos (menores que 1 ppm). O terceiro método emprega resfriamento para promover a condensação das moléculas de água combinado com injeção de inibidores de hidrato. Campbell (2004) ressalta que a injeção de inibidores de hidrato é uma medida preventiva, posto que a remoção de água ocorre devido ao processo de condensação (NETUSIL; DITL, 2011; CAMPBELL, 2004).

A injeção de inibidores de hidrato tem melhor efeito quando injetado antes do início da sua formação. O inibidor interage quimicamente com a água livre, diminuindo a temperatura que os hidratos se formam. Cada inibidor tem sua aplicação limitada a certas faixas de temperatura e os mais utilizados são metanol, etanol, monoetilenoglicol (MEG), dietilenoglicol (DEG) e trietilenoglicol (TEG). Os glicóis não são recomendados para utilização a baixa temperatura devido a sua alta viscosidade; enquanto o metanol ou etanol pode ser efetivo a qualquer temperatura (VAZ; MAIA; SANTOS, 2008).

A Figura 2.16 apresenta um guia para seleção de processos de desidratação, destacando as tecnologias convencionais pertinentes para atender a especificação para exportação de gás natural.

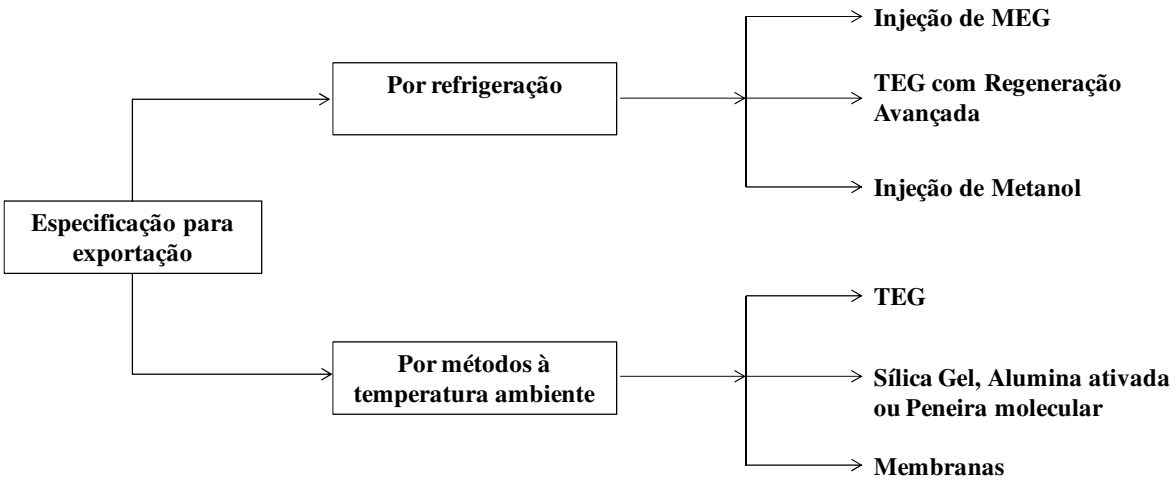


Figura 2.16 – Guia para seleção dos processos de desidratação de gás natural. Fonte: adaptado de Finn e Tomlinson, 2007.

Netusil e Ditl (2011) comparam a demanda energética de três processos de desidratação de gás natural: absorção com trietilenoglicol (TEG), adsorção com dessecantes sólidos e condensação. Os cálculos consideram uma corrente de 10^5 Nm³/h de gás natural a 30 ºC e uma faixa de pressão de 7 – 20 MPa. A especificação do ponto de orvalho de água é - 10 ºC @4 MPa. Os resultados mostram que sob baixas pressões (<13 MPa), o método de condensação exige mais energia (que diminuiu linearmente com a pressão). A 13 MPa a demanda energética para o processo de condensação foi aproximadamente a mesma da adsorção. Quando a pressão do gás natural aumenta, a energia requerida pelo processo de condensação diminui mantendo uma tendência de redução. Sob pressões elevadas (> 16MPa), a demanda energética do método de condensação foi o mais baixo, e manteve-se praticamente constante. A demanda de energia para os métodos de adsorção e absorção apresentam um perfil semelhante (demanda energética diminui com o aumento da pressão do gás natural desidratado), entretanto, a absorção requer menor consumo de energia para toda faixa de pressão.

A aplicação de membranas para desidratação de gás natural ainda é pouco difundida. As informações disponíveis são provenientes de dados experimentais de plantas-piloto que operam em terra. Uma comparação técnica e econômica entre absorção com glicol e um sistema de membranas poliméricas é realizada por Binci; Ciarapica e Giacchetta (2006). Nesta, o CAPEX, OPEX e VPL são quantificados para aplicação *offshore* para uma faixa de vazão de alimentação de gás natural entre 0,5 e 4,5 MMSCMD. Os resultados mostram que os sistemas de membranas para desidratação são os mais econômicos para vazões de

processamento inferiores a 1,6 MMSCMD; enquanto não oferecem nenhuma vantagem econômica em plataformas de grande porte (vazões superiores a 3,25 MMSCMD).

São abordados a seguir os processos largamente empregados para desidratação de gás natural em plantas de processamento primário: absorção com solventes líquidos à base de glicóis e adsorção em leito sólido.

- Absorção com solvente

Dentre as tecnologias convencionais de desidratação de gás natural, a absorção é a mais utilizada (CAMPBELL, 2004). Analogamente ao processo de remoção de gases ácidos por absorção química com aminas, a desidratação utiliza coluna de absorção e coluna de recuperação do solvente. Neste processo, um agente desidratante é utilizado para permitir o contato físico entre as fases. Características como elevada solubilidade em água, baixa volatilidade, baixa viscosidade, alta estabilidade térmica e baixo potencial de corrosão determinam a escolha do glicol como agente desidratante (KIDNAY; PARRISH; McCARTNEY, 2011). As principais propriedades físico-químicas dos agentes desidratantes são indicadas na Tabela 2.6.

Tabela 2.6 – Principais propriedades físico-químicas dos agentes desidratantes

Glicol	Pressão de vapor [kPa @ 25ºC]	Viscosidade [cP @ 25ºC]	Massa molar [kg/kmol]	Temperatura de degradação [ºC]
MEG	16	16,5	62,1	164
DEG	< 1,3	28,2	106,1	164
TEG	< 1,3	37,3	150,2	206

Fonte: Vaz, Maia e Santos, 2008.

O trietilenoglicol (TEG) é o mais recomendado para unidades de condicionamento de gás natural. A redução no ponto de orvalho de uma mistura gasosa aumenta à medida que a concentração de glicol aumenta na solução aquosa. Essa característica das soluções de glicol é especialmente importante em relação ao TEG, pois é possível chegar a uma concentração de 98,7 % em massa com uma temperatura de 204ºC (inferior à sua temperatura de degradação). Entretanto, MEG e DEG possuem temperatura de degradação de 164 ºC, o que permite uma solução de glicol regenerado de no máximo 97 % em massa (CAMPBELL, 2004). Adicionalmente, os custos de investimento e os custos operacionais de plantas que utilizam o

TEG como solvente são menores quando comparados aos demais solventes (PANTOJA, 2009).

O fluxograma típico de uma unidade de desidratação com TEG está representado na Figura 2.17. O gás natural úmido, com elevado ponto de orvalho, entra na coluna absorvedora e recebe em contracorrente a solução de glicol proveniente do sistema de regeneração. O contato entre as fases ocorre através de bandejas ou leito recheado, e conforme a solução vai descendo pela torre, absorve umidade do gás. O gás seco sai pelo topo da torre enquanto a corrente de TEG rico, isto é, contendo água, sai pelo fundo. O TEG rico segue para uma serpentina no topo da torre regeneradora onde serve como fluido frio para condensar vapores de glicol, e posteriormente, é encaminhado para o vaso de *flash* com a finalidade de separar gás dissolvido e condensado da solução de TEG. Um sistema de filtração é utilizado para remover partículas sólidas em suspensão e contaminantes químicos da corrente de TEG rico, que é pré-aquecida para entrar na torre de regeneração. Esta torre opera a baixa pressão e alta temperatura, condições ideais para transformar TEG rico em TEG pobre. O glicol regenerado e quente aquece o TEG rico que entra na regeneradora, e em seguida, é bombeado e resfriado antes de entrar na torre absorvedora, fechando o processo de desidratação (KIDNAY; PARRISH; McCARTNEY, 2011).

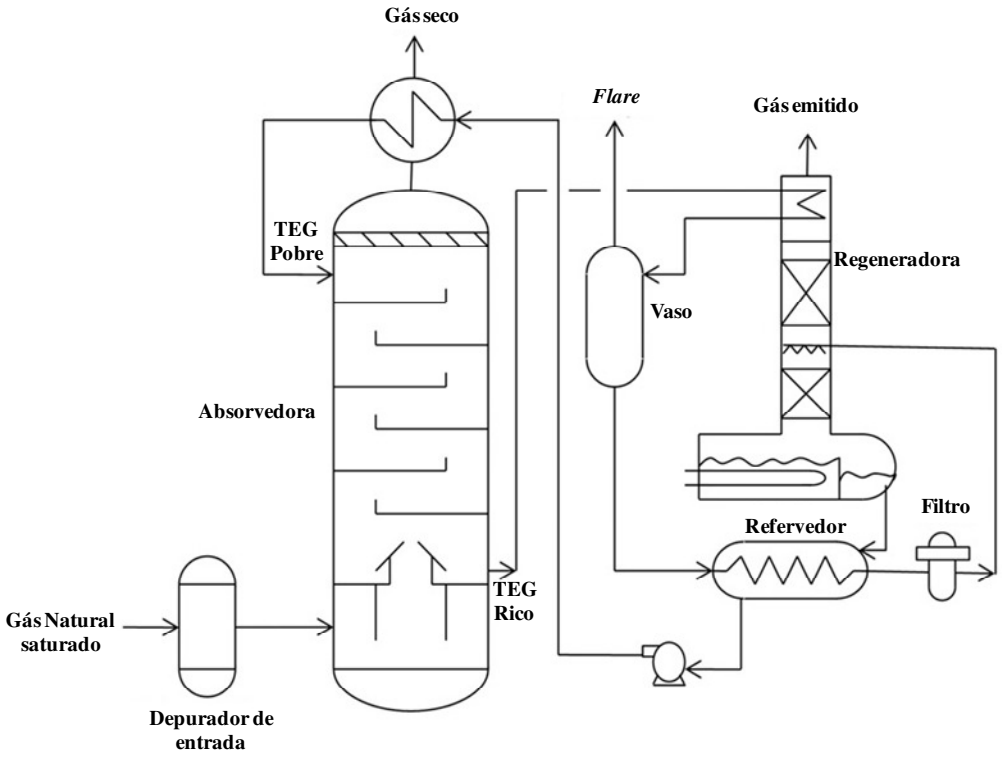


Figura 2.17 – Representação esquemática do processo de desidratação com TEG. Fonte: adaptado de Netusil e Ditl, 2011.

Alguns métodos de regeneração são comumente incorporados em unidades de desidratação para obter um teor de TEG superior a 98,7 % em massa e, com isso, atender a especificação de ponto de orvalho de água. Todos os métodos baseiam-se na redução da pressão parcial da solução de glicol e, consequentemente, aumento da pureza da solução de TEG. O método de regeneração mais comum é a injeção de gás de retificação (*stripping gas*) que, em geral, consiste em parte do gás natural desidratado. Outros processos patenteados – DRIZO® e Coldfinger® – também são utilizados para este fim (Figura 2.18).

O sistema de injeção de gás de retificação pode ser introduzido diretamente no refervedor através de um distribuidor ou no recheio da coluna regeneradora, entre o refervedor e o vaso *surge*. Segundo Campbell (2004) a injeção de gás no recheio da coluna requer menor vazão do gás de retificação.

No método DRIZO®, um solvente é utilizado como agente de retificação na coluna regeneradora. O solvente vaporiza no refervedor, em seguida o vapor do topo da coluna é resfriado e o condensado é separado em um separador trifásico e bombeado para a regeneradora, fechando o ciclo. Esta unidade apresenta a vantagem de não emitir hidrocarbonetos para a atmosfera. A concentração de glicol atingida é de 99,99% p/p (CAMPBELL, 2004).

A terceira alternativa de regeneração, conhecida como Coldfinger®, emprega um refrigerante (muitas vezes o glicol rico) para condensar a mistura TEG-água, que acumula em um dispositivo localizado abaixo do "coldfinger". O líquido do acumulador é periodicamente bombeado e recirculado para a coluna de regeneração. A concentração de TEG regenerado varia de 99,5 a 99,9 % p/p (CAMPBELL, 2004).

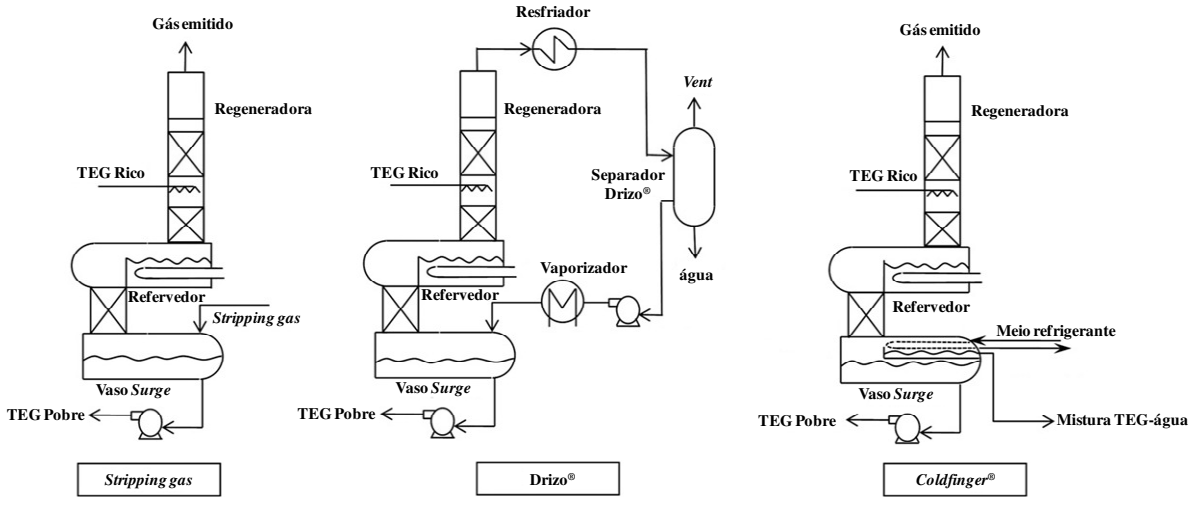


Figura 2.18 – Alternativas para regeneração de TEG.
Fonte: adaptado de Netusil e Ditl, 2011.

Hidrocarbonetos aromáticos são muito solúveis em TEG, e quantidades significativas de aromáticos podem ser absorvidas em TEG nas condições da coluna absorvedora. Isto acarreta um problema ambiental, pois esta corrente é lançada para atmosfera pelo topo da regeneradora (GPSA, 1998). A Agência de Proteção Ambiental norte-americana (EPA, 2006), visando reduzir as emissões atmosféricas de metano, compostos orgânicos voláteis e outros poluentes oriundos de plantas de desidratação de gás natural baseadas em absorção com glicóis, instituiu um programa de incentivo para empresas que utilizassem tecnologias à base de dessecantes sólidos. Análise econômica do processamento de 1 $MMft^3/d$ de gás mostrou que a substituição do processo de absorção com glicol por desidratação com dessecantes sólidos pode economizar até US$9.232 por ano em gás combustível, gás emitido, e custos de operação e manutenção, além de reduzir as emissões de metano em 444.000 ft^3/a (EPA, 2006).

- Adsorção em leito sólido

No processo de adsorção, as moléculas do gás a ser tratado aderem à superfície de um sólido por meio de forças de superfície. As moléculas de água (adsorbato) aglomeram-se e condensam na superfície desses sólidos (adsorvente) quando as forças de superfície superam a energia cinética do adsorbato. Uma vez aderidas na superfície, acontece a etapa de condensação capilar. A pressão de vapor do condensado aderido nos capilares (ou poros) é muito menor do que na superfície, resultando em uma pressão parcial menor que a pressão normal de saturação. Esta diferença é a força motriz do processo, fazendo com que mais adsorbato seja aderido ao adsorvente até que seja alcançado o equilíbrio de pressões parciais na corrente a ser tratada e dentro dos poros (KIDNAY; PARRISH; McCARTNEY, 2011).

O processo de adsorção pode atingir teores de água inferiores a 1 ppmv na corrente de gás seco. O material adsorvente deve apresentar grande área superficial, afinidade pela água, alta taxa de transferência de massa, facilidade de regeneração, baixa perda de carga e alta resistência mecânica (FARAG *et al*, 2011). Os materiais sólidos frequentemente utilizados no tratamento do gás natural são:

(i) sílica gel: é o nome genérico para um sólido granular amorfo fabricado a partir de ácido sulfúrico e silicato de sódio, formado essencialmente por SiO_2;

(ii) alumina ativada: é uma forma hidratada do óxido de alumínio (Al_2O_3);

(iii) peneira molecular: esta categoria envolve uma grande família de zeólitas sintéticas caracterizadas por dimensões de poros extremamente uniformes.

A sílica gel tem como principais vantagens baixas temperaturas de regeneração e alta capacidade de adsorver água, pentanos e hidrocarbonetos pesados, podendo ser empregada simultaneamente para desidratação e controle de ponto de orvalho de hidrocarbonetos. O problema da sílica gel é a sua tendência à fratura quando em contato com água líquida. A alumina, embora mais barata, exige torres maiores, o que aumenta o custo de investimento e a carga térmica. As peneiras moleculares permitem maiores cargas para adsorção, maior resistência à contaminação e ao coque, e alta remoção de impurezas, no entanto, são as mais caras (GANDHIDASAN; FARAYEDHI; MUBARAK, 2001).

Netusil e Ditl (2011) explicam que as propriedades de diferentes adsorventes podem ser combinadas em uma mesma torre de adsorção formando várias camadas. Por exemplo, a conjugação da sílica gel com a alumina é utilizada para desidratação de gás natural. A alumina, por apresentar melhor resistência à água líquida, é colocada como primeira camada em contato com o gás natural úmido e a sílica, por sua vez, é colocada na camada abaixo da alumina a fim de prolongar sua vida útil.

É possível perceber que nenhum dos dessecantes é perfeito para todas as aplicações. A seleção do dessecante adequado deve ser baseada no custo dos equipamentos, vida útil do adsorvente e aplicabilidade para as necessidades do processo.

Nesta dissertação, a peneira molecular é escolhida como dessecante. Especificamente, adota-se o tipo Z4-04 fornecida pela ZEOCHEM® devido a excelente resistência mecânica, melhor distribuição do fluxo, baixa perda de carga, maior capacidade por unidade de volume do leito e maior facilidade de informações, essenciais para o dimensionamento do sistema (ZEOCHEM, 2012).

Durante operação normal do ciclo de adsorção, formam-se três zonas distintas no leito (Figura 2.19): (i) zona de saturação ou de equilíbrio, (ii) zona de transferência de massa (*Mass Transfer Zone* - MTZ), e (iii) zona ativa. Na zona de saturação, o dessecante está em equilíbrio com o gás saturado de entrada. Teoricamente, toda a transferência de massa ocorre na MTZ, onde existe um gradiente de concentração e o conteúdo de água no gás é reduzido para 1 ppm. No decorrer do processo, essa zona move-se em direção à extremidade de saída. Na zona ativa, o dessecante não é utilizado, ou seja, tem a sua capacidade máxima para adsorver água e pode conter apenas quantidade de água residual deixada pelo ciclo de regeneração (CAMPBELL, 2004; GPSA, 1998).

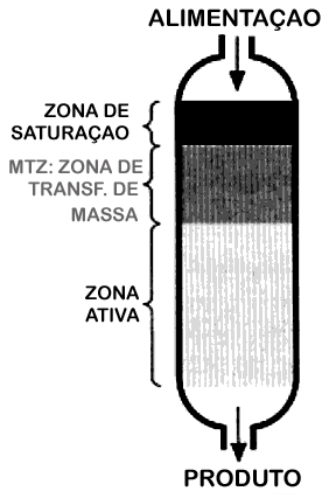


Figura 2.19 – Representação esquemática do leito durante a adsorção. Fonte: Marins, Lages e Palacios, 2008.

A Figura 2.20 mostra um esquema típico de uma unidade de processo, com duas torres e um sistema de regeneração associado. O gás saturado é alimentado no separador de entrada, onde o excesso de água e de líquido é removido. Essa etapa é fundamental uma vez que a presença de fase líquida pode acarretar danos ao leito (fratura das partículas e perda de material). O gás segue para a torre adsorvedora onde ocorre a desidratação.

O processo contínuo requer duas ou mais torres adsorvedoras, pois enquanto uma está adsorvendo água, a outra está regenerando. Quando o leito está fora de operação (regenerando), a água adsorvida é removida por meio de aquecimento de uma fração proveniente do próprio gás seco (5 a 15%), que é aquecido em forno a 200 – 315 ºC. A temperatura de regeneração depende do dessecante utilizado. O ciclo de regeneração completa-se com o resfriamento do leito adsorvente, que também é feito com o gás seco, com *by-pass* do forno. O gás oriundo da regeneração, agora saturado, é resfriado para condensar a água adsorvida. Em seguida, a água é separada e o gás é comprimido para retornar à entrada do processo (CAMPBELL, 2004).

O fluxo de gás durante a adsorção é tipicamente descendente, o que permite maiores velocidades para o gás (e, portanto, menores diâmetros de torre) e evita a fluidização do leito. Na fase de aquecimento, o fluxo de gás de regeneração é ascendente. Desta forma, qualquer resíduo de água remanescente estará no topo do leito e não afetará o ponto de orvalho do efluente quando a adsorção for reiniciada. Na fase de resfriamento do leito, a direção do fluxo é opcional: o fluxo deverá ser ascendente se o gás de regeneração estiver completamente seco e deverá ser descendente caso o gás contenha água, para evitar a contaminação do fundo do leito (GPSA, 1998).

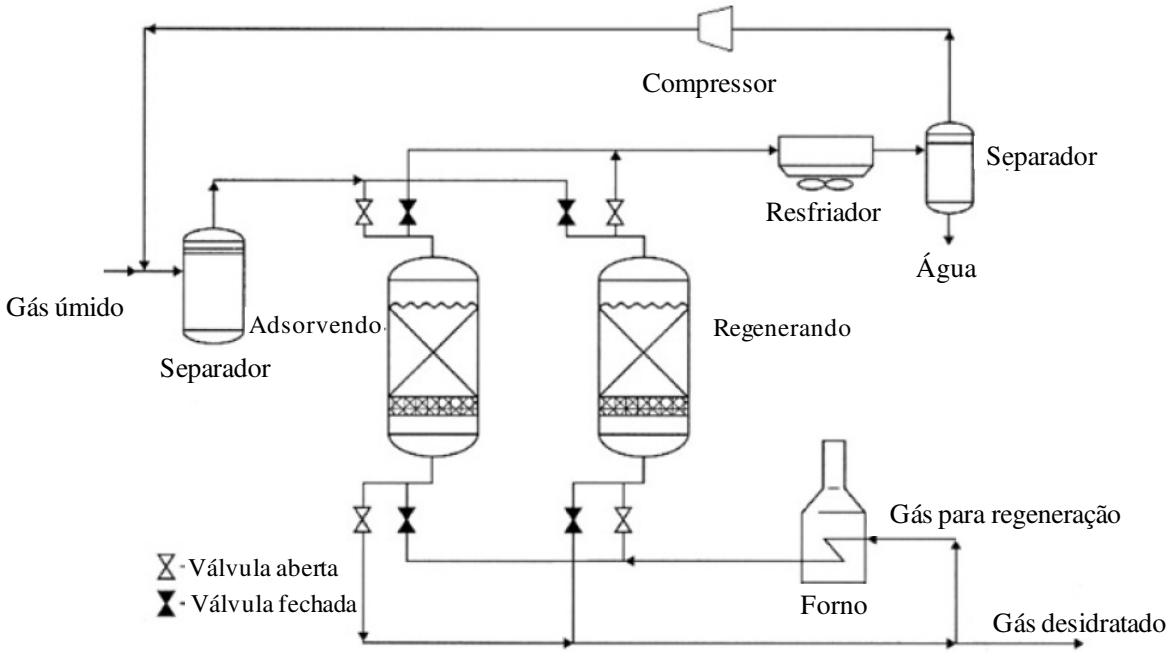


Figura 2.20 – Esquema típico de unidade de desidratação por adsorção. Fonte: adaptado de GPSA, 1998.

As principais vantagens do sistema de desidratação por dessecante sólido são: pontos de orvalho extremamente baixos, maior tolerância a mudanças súbitas de carga (especialmente no *start up*) e possibilidade de recuperação de hidrocarbonetos. Dentre as desvantagens pode-se citar a degeneração do adsorvente, a alta temperatura do gás de regeneração, o maior peso e, em geral, o maior custo de investimento e operacional quando comparado à desidratação com TEG (GUO; GHAMLAMBOR, 2005).

2.3.3 Controle de ponto de orvalho de hidrocarbonetos

A presença de hidrocarbonetos pesados no gás natural aumenta o poder calorífico, pois esta propriedade aumenta com o peso molecular do gás. Isto é particularmente vantajoso em contratos nos quais o preço do gás é dado pelo seu poder calorífico. Hubbard (2009) recomenda que os Líquidos de Gás Natural (LGN) devem ser minimamente removidos, apenas para atender às especificações, já que sua presença aumenta o poder calorífico do mesmo. Adicionalmente, os hidrocarbonetos pesados podem condensar nos gasodutos visto que a temperatura se reduz durante o escoamento. Portanto, para evitar danos aos gasodutos, é necessário controlar o ponto de orvalho de hidrocarbonetos.

O método mais comum para controle de ponto de orvalho de hidrocarbonetos é baseado no resfriamento, condensação e separação dos hidrocarbonetos pesados presentes no gás natural. A refrigeração é proveniente da expansão em válvula Joule-Thomson (JT) ou da refrigeração mecânica (FINN; TOMLINSON, 2007). Para recuperar os hidrocarbonetos pesados do gás natural na etapa de condicionamento, aplica-se, nesta dissertação, o processo JT. Este processo é utilizado para acerto do ponto de orvalho do gás natural com o objetivo de permitir a transferência em escoamento monofásico, eliminando o risco de condensação no interior dos gasodutos.

O processo JT é composto por quatro etapas: compressão, resfriamento, expansão e separação. A compressão seguida do resfriamento é opcional, pois vai depender do nível de pressão disponível e do ajuste de ponto de orvalho que o gás deve ser submetido. A liquefação dos componentes mais pesados ocorre devido ao abaixamento de temperatura proporcionado pela expansão isentálpica (ΔH=0) em uma válvula de controle de pressão. Os condensados são separados em um tambor de *flash* e, geralmente, seguem para estabilização antes de serem enviados para uma UPGN ou refinaria para serem processados. As principais características desse processo são o baixo custo de investimento e o baixo desempenho na liquefação das frações pesadas do gás natural. O esquema do processo JT é apresentado na Figura 2.21.

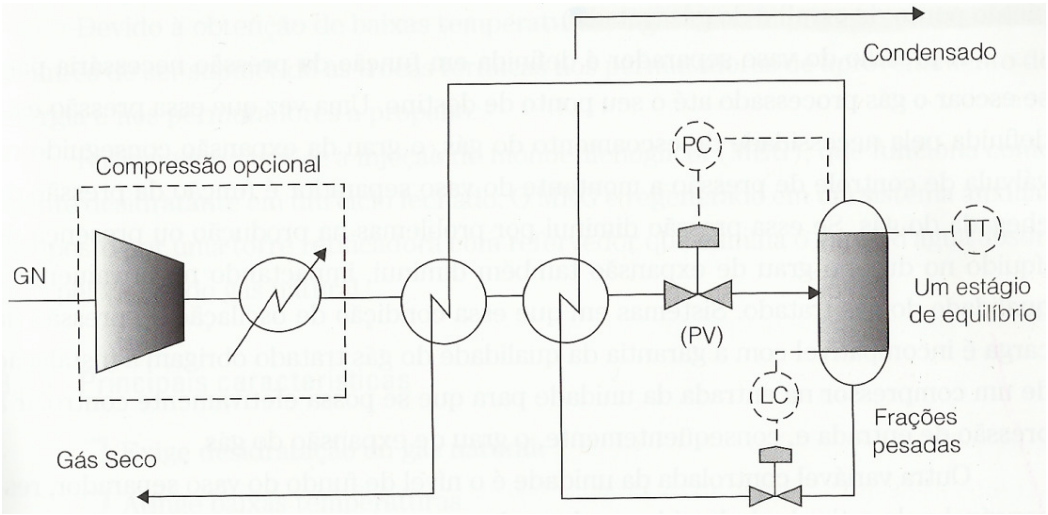


Figura 2.21 – Esquemático do processo Joule-Thomson.
Fonte: Vaz, Maia e Santos, 2008.

A Figura 2.22 exemplifica o comportamento de fases de uma carga de gás em processo isentálpico ao longo da linha A-B, causando queda de pressão e correspondente queda de temperatura.

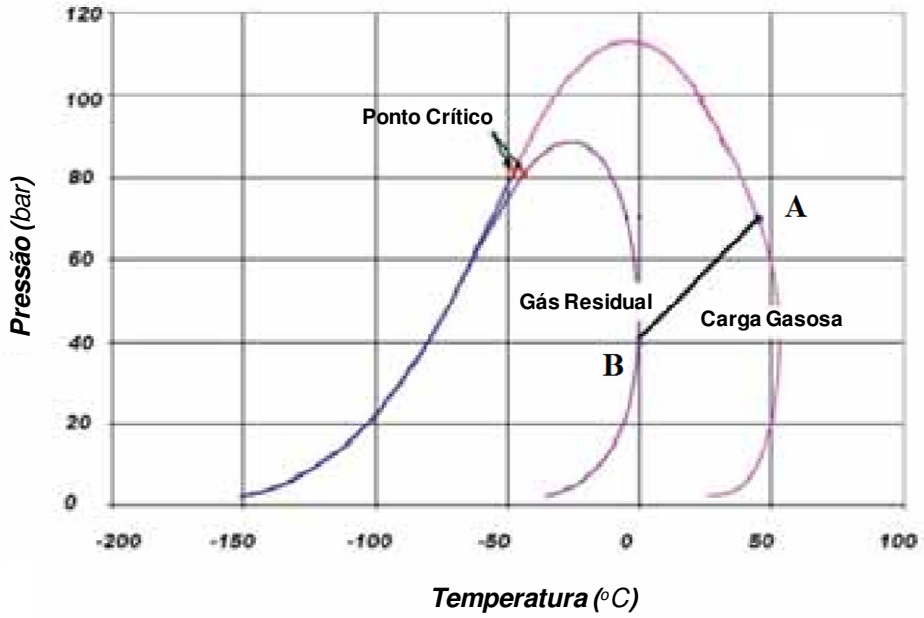


Figura 2.22 – Exemplo de um envelope de fases do processo Joule-Thomson (JT). Fonte: adaptado de Jibrin e Nasr, 2010.

2.4 CONDICIONAMENTO DE GÁS NATURAL *OFFSHORE*

O condicionamento de gás natural em ambiente *offshore*, embora seja conhecido pela indústria de óleo & gás, apresenta desafios no que concerne a integração de tecnologias que tornem o processo global economicamente atrativo (PALANIVEL; MONTY; ECHT, 2010).

Dentre as reservas provadas de gás natural no mundo, mais de 60% estão localizadas em águas profundas (YAN; GU, 2010). No Brasil, os sistemas de produção de gás associado estão concentrados no mar, principalmente na região Sudeste. Adicionalmente, as descobertas do pré-sal indicam a presença maciça de gás natural na região (BELTRÃO *et al*, 2009). Segundo estimativas, o campo de Lula contém 8,3 bilhões de barris de petróleo e gás natural, destacando-se como a maior descoberta de petróleo no hemisfério ocidental nos últimos 30 anos (HONEYWELL, 2012).

Bothamley (2004) analisa várias opções de plantas de processamento primário *offshore* implementadas em diferentes regiões do mundo. Para o tratamento de gás natural *offshore*, o autor recomenda: (i) compressores centrífugos, dado que são mais leves e lidam com altas vazões; (ii) acionadores dos compressores do tipo turbina a gás; (iii) desidratação por absorção a base de glicóis empregando coluna absorvedora com recheio e coluna regeneradora do tipo DRIZO® ou Coldfinger®; (iv) expansão Joule-Thomson, refrigeração mecânica ou turbo-expansão para controle de ponto de orvalho de hidrocarbonetos e extração

de LGN. Segundo o autor, essas unidades não são comuns em instalações de produção *offshore*, mas existem, principalmente no Mar do Norte.

No Brasil, atenção especial é dedicada para exploração e produção dos campos do pré-sal com o objetivo de antecipar soluções diante dos gargalos tecnológicos em busca de um sistema otimizado que utilize tecnologias inovadoras, mas com aplicação prática comprovada (BELTRÃO *et al*, 2009). Um FPSO (*Floating Production, Storage and Offloading*) com o sistema de membrana Separex®, desenvolvido pela UOP, foi comissionado em julho de 2011 no campo de Lula. Este sistema tem capacidade para tratar 5 MMSCMD de gás natural contendo de 8 a 25 % molar de CO_2 para atingir, no máximo, 5 % de CO_2 no gás tratado. Unidades para remoção de H_2S, desidratação e controle de ponto de orvalho de hidrocarbonetos compõem o sistema de processamento primário de gás natural associado, apresentado na Figura 2.23 (PALANIVEL; MONTY; ECHT, 2010; HONEYWELL, 2012).

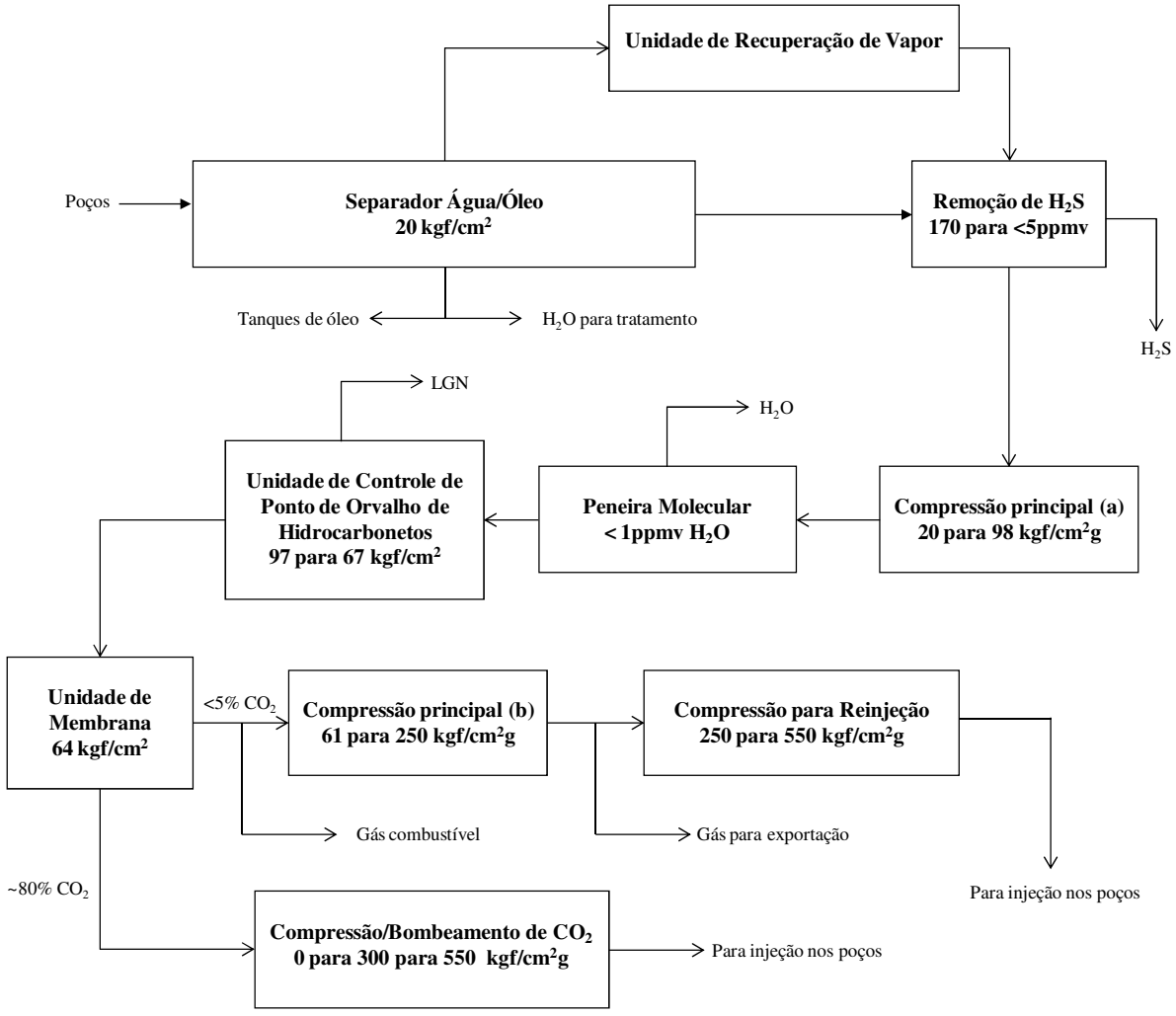


Figura 2.23 – Esquema *topside* do processamento de gás associado no campo de Lula. Fonte: adaptado de Palanivel, Monty e Echt, 2010.

Os fluidos produzidos pelo reservatório são encaminhados para o separador primário que opera a 20 kgf/cm². A corrente gasosa oriunda do separador segue para uma unidade de remoção de H_2S para atingir 5 ppmv de H_2S no gás dessulfurizado por meio de uma reação com adsorvente sólido. O gás natural é comprimido no módulo de compressão principal *(a)*, encaminhado para o sistema de peneira molecular onde é desidratado e o ponto de orvalho de hidrocarbonetos é ajustado em uma unidade com válvula JT. Após esse pré-tratamento, o gás alimenta o primeiro estágio do sistema de membrana Separex® que separa a corrente rica em CO_2 (permeado) do retentado. O permeado do primeiro estágio é comprimido e enviado para o segundo estágio da membrana que produz uma corrente com aproximadamente 80 % de CO_2, que, por fim, é comprimida e bombeada para os poços de injeção. O gás natural contendo, no máximo, 5 % molar de CO_2 é encaminhado para os compressores de exportação e reinjeção.

Ressalta-se que um dos principais problemas encontrados em instalações *offshore* é a falta de espaço para as plantas de condicionamento. Portanto, os novos desafios de exploração e produção *offshore*, especialmente no pré-sal, motiva o desenvolvimento de novas tecnologias para condicionar e exportar o gás produzido a distâncias que chegam a mais de 300 quilômetros da costa.

3 TECNOLOGIA SUPERSÔNICA

O Estado da Arte em separação supersônica é contemplado em Capítulo dedicado.

3.1 SEPARADORES SUPERSÔNICOS

A separação supersônica é uma tecnologia relativamente nova utilizada para condensar e separar água e hidrocarbonetos pesados do gás natural, por meio da combinação das etapas de expansão, separação gás/líquido e recompressão em um dispositivo tubular compacto.

O processo emprega uma seção tubular (bocal) convergente-divergente para acelerar isoentropicamente o gás até velocidades que excedem a velocidade do som (Mach[7] maior que 1). Para acelerar um fluido até uma velocidade supersônica, é necessário um bocal subsônico (seção convergente) seguido por um bocal supersônico (seção divergente). A Figura 3.1 apresenta um esquema do bocal convergente-divergente, também conhecido como *Laval nozzle*. Neste, o fluxo de gás entra na região subsônica, onde a pressão e a temperatura são altas e a velocidade é baixa (Mach menor que 1), passa pela garganta (Mach igual a 1) e segue para região supersônica.

A Figura 3.2 mostra a seção transversal do equipamento supersônico. A corrente gasosa é admitida antes do dispositivo de rotação (seção 1) criando um campo de força centrífuga que alimenta o bocal convergente-divergente onde atinge velocidade supersônica (seção 2). O gás expande e é resfriado devido à transformação de parte da energia potencial em energia cinética na seção a jusante do bocal (seção 3) onde gotículas, contendo principalmente água e hidrocarbonetos pesados, condensam. O líquido é direcionado para a parede do tubo pela força centrífuga e separado do gás em um dispositivo especial de extração (seção 4). Em seguida, o gás seco passa através de um difusor onde a velocidade do escoamento decresce e parte da pressão é recuperada (seção 5) (FEYGIN *et al*, 2006).

[7] Número de Mach é definido como a razão entre a velocidade do escoamento e a velocidade do som (FOX, MCDONALD e PRITCHARD, 2004).

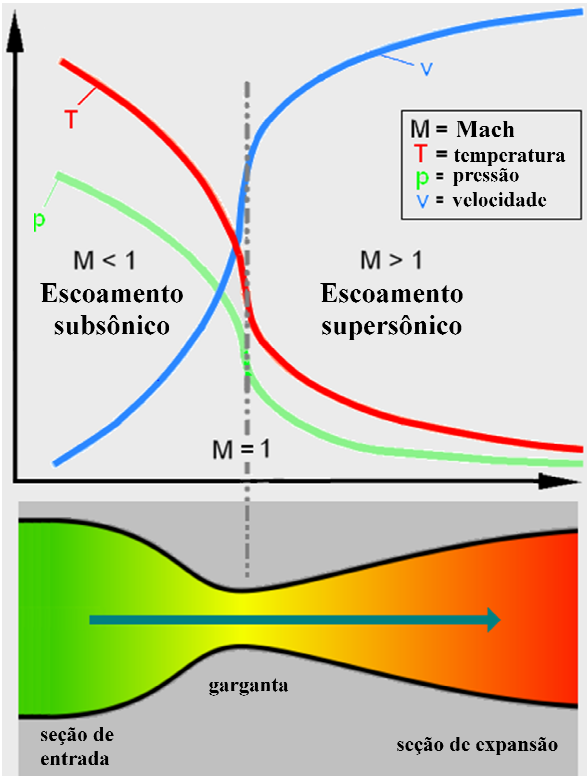


Figura 3.1 – Bocal convergente-divergente. Fonte: adaptado de Beychok, 2010.

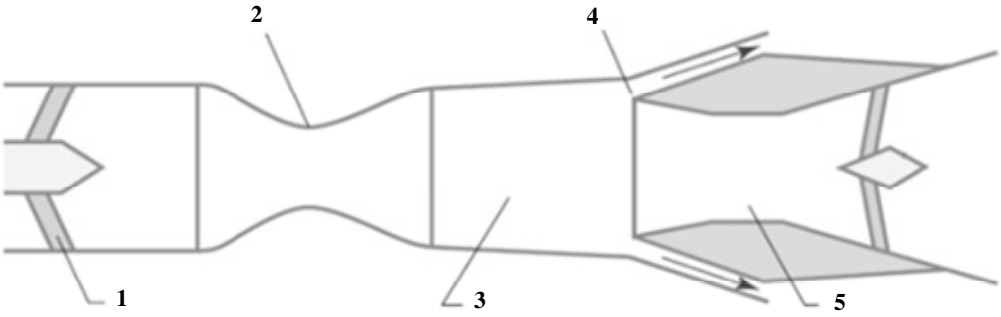


Figura 3.2 – Seção transversal do equipamento supersônico, onde: 1. Dispositivo de rotação, 2. Bocal convergente-divergente, 3. Seção de separação ciclônica, 4. Dispositivo para extração do líquido, 5. Difusor. Fonte: adaptado de Feygin *et al*, 2006.

Fox, Mcdonald e Pritchard (2004) ressaltam que a hipótese de escoamento isoentrópico para escoamentos em aceleração (com gradientes de pressão favoráveis) é uma simplificação considerada realista para o comportamento real do escoamento. Todavia, os autores consideram que, para escoamento em desaceleração, esta simplificação pode ser ilusória. Argumentam que fluidos reais podem sofrer fenômenos não-isoentrópicos, tais como

separação de camada-limite e ondas de choque[8]. Ainda segundo os autores, distúrbios que estão sempre presentes em um escoamento subsônico real propagam-se a montante, perturbando o escoamento sônico na garganta, provocando ondas de choque que se deslocam para a montante, onde elas podem ser descarregadas a partir da entrada do difusor supersônico.

A queda de temperatura entre a entrada e a saída do equipamento supersônico é comparável à de uma válvula Joule-Thomson (JT), mas as temperaturas instantâneas no interior do tubo são muito menores, especialmente no ponto de maior velocidade. A eficiência global do processo depende da eficácia de separação do líquido, que é limitada pelos tempos de residência muito curtos no interior do tubo (CAMPBELL, 2004). Devido a este curto tempo de residência do gás no interior do equipamento supersônico, da ordem de milissegundos, o processo não requer a injeção de inibidores de hidrato (TWISTER, 2010).

Desde 1970, várias patentes com esta tecnologia foram depositadas (US 3528217, US 5306330, US 6372019, US 6513345 B1, EP 1131588 B1, CA 2520800 A1, entre outras) e a quantidade de publicações internacionais vem crescendo, e.g. Parks e Amin (2012), Machado *et al* (2012), Wen; Cao e Yang (2011), Malyshkina (2008), entre outros. Contudo, apenas duas empresas fornecem a tecnologia supersônica, são elas: *Melewar Gas Technologies Sdn Bhd*, cuja tecnologia é conhecida como "3S" (*SuperSonic Separator*) e *Twister BV*, que comercializa o *Twister Supersonic Separator*.

Existem duas estruturas para os separadores supersônicos. A primeira é chamada de "Twister I", no qual o dispositivo de geração de rotação é instalado na porção a jusante do bocal supersônico. A outra é denominada "Twister II" ou "3S", onde o dispositivo que gera rotação do gás está instalado na entrada do bocal (WEN *et al*, 2011). As Figuras 3.3 e 3.4 apresentam o "Twister I" e o "Twister II", respectivamente.

O dispositivo de rotação é responsável pela formação do campo de força centrífuga, e, portanto, sua localização interfere diretamente na separação. No projeto "Twister I", o gás entra em rotação na zona supersônica por meio de uma aleta especial, com dificuldades associadas, como o aparecimento de zonas de separação e ondas de choque. Alfyorov *et al* (2005) explicam que esta abordagem forma uma onda de choque que aquece o gás e cria regiões de fluxo subsônico na área de separação, ocasionando maior perda de carga. Como o fluxo desacelera, a onda de choque produz evaporação parcial das gotas de líquido.

[8] É um fenômeno caracterizado pela variação aproximadamente descontínua das propriedades do fluido em um escoamento supersônico.

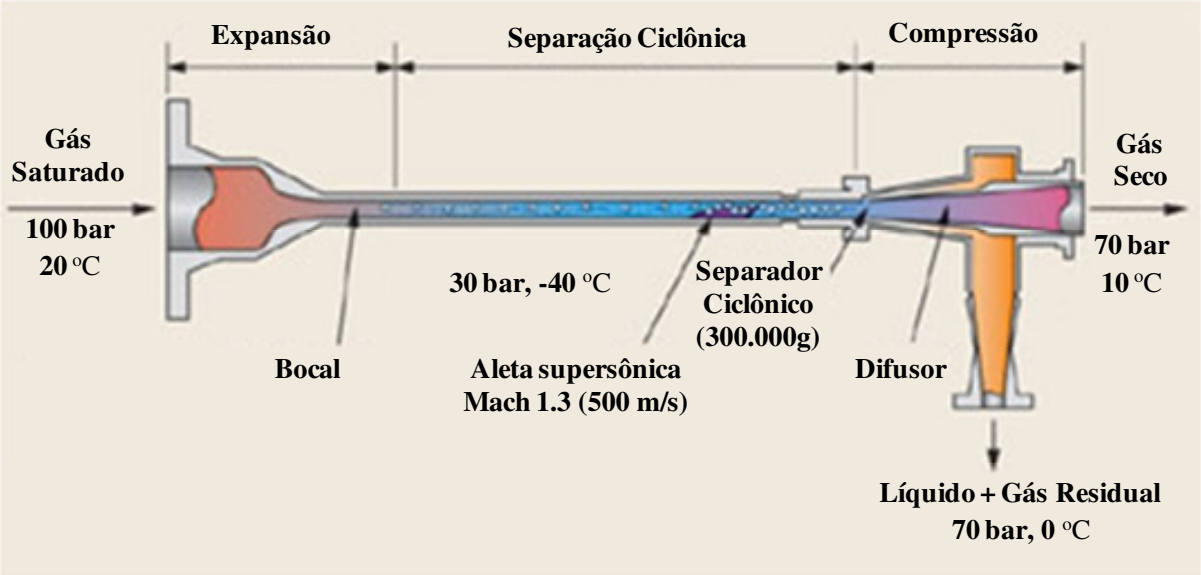


Figura 3.3 – Seção transversal do "Twister I".
Fonte: adaptado de Okimoto e Brouwer, 2002.

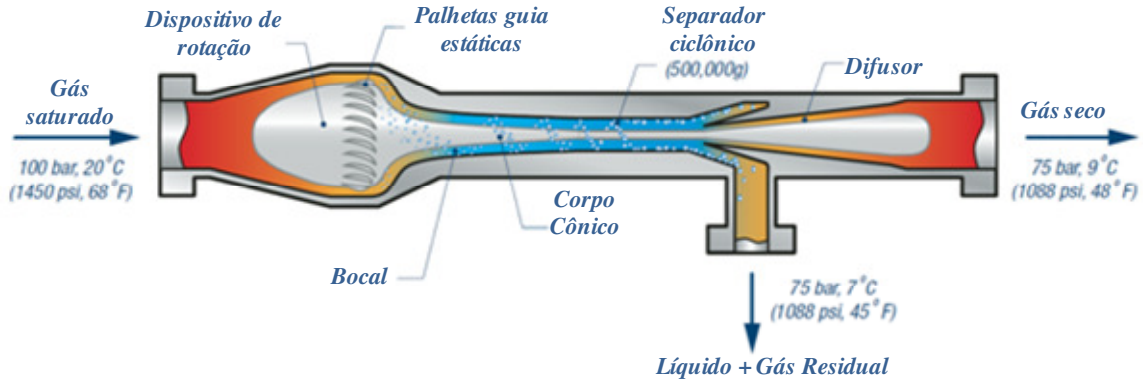


Figura 3.4 – Seção transversal do "Twister II". Fonte: adaptado de Jibrin e Nasr, 2010.

A segunda estrutura, usando um dispositivo de geração de rotação na câmara à frente do bocal, foi independentemente proposto por um grupo de especialistas russos e desenvolvido com a participação da *TransLang Technologies Ltd*. Nesse método, denominado "Twister II", o fluxo de gás entra em rotação na região subsônica, ao invés da região supersônica, semelhante à maneira como é feito no "3S" (ALFYOROV *et al*, 2005; MALYSHKINA, 2008). A Tabela 3.1 apresenta a melhoria gradual da tecnologia Twister®.

Tabela 3.1 – Histórico de melhoria da tecnologia Twister®

Parâmetro	1998	2004	2010
Eficiência (%)	85	98	98
Redução do *dewpoint* (ºC)	15	30	35
Perda de carga (%)	30	25	20

Fonte: Jibrin e Nasr, 2010.

Diferentes tipos de dispositivos, tais como pás ou jatos de gás, são utilizados para atingir a rotação necessária para gerar uma força centrífuga com uma aceleração de aproximadamente 10^6 m/s^2 no bocal supersônico (ALFYOROV *et al*, 2005).

Wen *et al* (2011) apresentam um estudo de simulação computacional sobre o efeito da rotação do gás natural em separadores supersônicos. Os resultados mostram que uma rotação intensa prejudica a expansão no bocal supersônico, entretanto com rotações moderadas, temperatura baixa (-60 ºC) e campo centrífugo forte (10^6 m/s^2), é possível condensar e separar água e hidrocarbonetos pesados do gás natural nestes separadores.

Karimi e Abdi (2009) propõem um processo de desidratação seletiva de gás natural à alta pressão utilizando bocais supersônicos. A passagem do gás por esses dispositivos provoca queda em sua pressão e temperatura, resultando na condensação da água e possivelmente de alguns hidrocarbonetos pesados. O trabalho dos autores visa a predição do comportamento do escoamento e da posição da onda de choque para um bocal supersônico com uma determinada dimensão. Através da conjugação de um simulador de processos comercial (*Aspen Hysys*® 2006) e um ambiente de programação numérica (MATLAB) os autores analisam várias alternativas operacionais para o processo, e concluem que é potencialmente possível desidratar gás natural a pontos de orvalho da água muito baixos utilizando-se bocais supersônicos comerciais. A aplicação deste processo é recomendada em situações onde exista escassez de espaço, como é o caso de plataformas de exploração *offshore*. Um fluxograma esquemático para o processo proposto é apresentado na Figura 3.5.

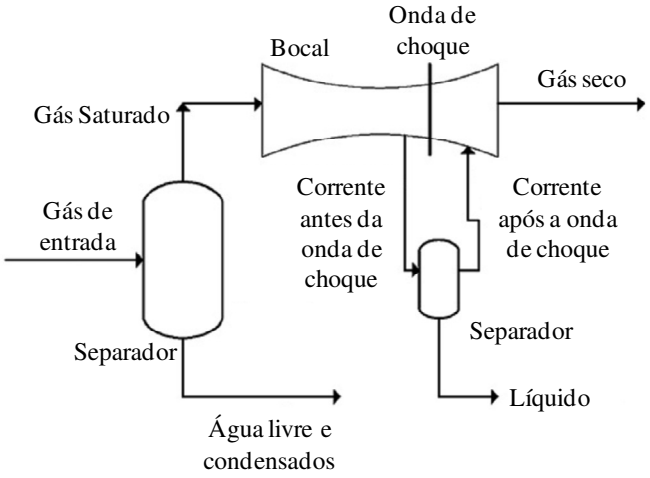


Figura 3.5 – Fluxograma de unidade supersônica de desidratação de gás natural. Fonte: adaptado de Karimi e Abdi, 2009.

Wen *et al* (2012) investigam numericamente a fluidodinâmica do gás natural em três tipos de difusores (cônico, parede curva e segunda garganta) para melhorar a performance de recuperação da pressão nos separadores supersônicos. Os autores reportam que a pressão total e o número de Mach diminuem rapidamente; enquanto a temperatura e a pressão estática aumentam acentuadamente, como resultado da ocorrência da onda de choque na entrada do difusor. O difusor cônico é o mais indicado para um separador supersônico com um alto desempenho de recuperação de pressão.

Uma abordagem sobre a separação supersônica com foco em engenharia de processos é realizada por Machado *et al* (2012). Nesta, fluxogramas de processo são propostos, e equipamentos dimensionados para suporte à análise econômica comparativa de duas tecnologias: (a) processo de desidratação com TEG seguido por válvula JT, e (b) processo supersônico. As principais conclusões do trabalho são que a tecnologia supersônica claramente apresenta um menor número de equipamentos de processo, maior CAPEX devido à maior compressão requerida na entrada do equipamento supersônico e maior VPL por causa da receita extra com a venda de LGN.

Um tubo Twister® projetado para 1 MMSCMD possui aproximadamente 2 metros de comprimento e 200 milímetros de diâmetro (COTTRILL, 2012). A Figura 3.6 ilustra um tubo típico da *Twister BV*. O sistema Twister® pode ser facilmente expandido para lidar com vazões maiores de gás por meio da inclusão de tubos ou módulos adicionais.

Figura 3.6 – Típico tubo Twister®. Fonte: TWISTER, 2010.

Algumas vantagens da tecnologia supersônica em relação às tecnologias convencionais são (FEYGIN *et al*, 2006):

- Menor *footprint* requerido;
- Baixo custo operacional;
- Não emprega produtos químicos, logo, não apresenta impacto ambiental direto;
- Ausência de partes rotativas;
- Não exige manutenção de rotina (alta disponibilidade);
- Capacidade de desempenho superior em relação às configurações de separação convencionais.

Como desvantagens, podem-se citar (CAMPBELL, 2004; MOKHATAB e MEYER, 2009):

- Eficiência de separação à temperatura mínima é limitada pelo curto tempo de retenção e pela aglomeração de gotículas;
- Vazão mínima (*turndown*) limitada por tubo. Vários tubos em paralelo são necessários para obter alto *turndown*;
- Limitada quantidade de dados de desempenho disponíveis;
- Elevada perda de carga devido à expansão no bocal, entretanto novos *designs* estão em desenvolvimento para reduzir esta perda de energia.

Em dezembro de 2003, *Petronas* e *Sarawak Shell Berhad* (SSB) iniciaram com êxito o primeiro sistema comercial Twister® em uma instalação de processamento de gás *offshore* (Figura 3.7) para desidratar 600 MMSCFD de gás não-associado, carga para planta *onshore* de LGN na Malásia. Segundo Okimoto e Brouwer (2002), o sistema possui dois trens em paralelo, cada um contendo seis tubos Twister® montados verticalmente ao redor do vaso de degaseificação à baixa temperatura (*Hydrate Separator*), também desenvolvido e comercializado pela *Twister BV*.

Figura 3.7 – Aplicação comercial da tecnologia Twister® na plataforma B11 Shell/Petronas na Malásia. Fonte: Schinkelshoek e Epsom, 2006.

A Figura 3.8 mostra a instalação de uma planta piloto construída em Calgary concebida para longos períodos de operação do equipamento "3S". A pressão de entrada varia de 50 a 70 bar, e a vazão máxima de gás natural é de 12 kg/s. Pesquisas foram conduzidas e os resultados experimentais confirmaram as conclusões preliminares obtidas em testes de laboratório realizados na Rússia (ALFYOROV *et al*, 2005).

Figura 3.8 – Planta piloto da tecnologia "3S" no Canadá. Fonte: Alfyorov *et al*, 2005.

A primeira aplicação industrial do "3S" entrou em operação com sucesso em setembro de 2004 em uma planta de tratamento de gás natural na Sibéria Ocidental com capacidade para 1,1 MMSCMD, pressão do gás na entrada de 32 bar e temperatura de -30 ºC (ALFYOROV *et al*, 2005; WEN *et al*, 2011).

3.2 APLICAÇÕES

3.2.1 Controle do ponto de orvalho

A tecnologia supersônica promove, simultaneamente, o ajuste do ponto de orvalho de água e hidrocarbonetos. Portanto, a queda de pressão deve ser suficiente para que ambas as especificações sejam atendidas. Em tecnologias convencionais de condicionamento de gás natural esse ajuste é realizado separadamente por uma unidade de desidratação para controle do ponto de orvalho de água seguida por uma válvula JT para o controle do ponto de orvalho de hidrocarbonetos. As etapas dos processos que empregam a tecnologia convencional e supersônica, adotadas nesta dissertação, são apresentadas nos esquemas das Figuras 3.9 e 3.10, respectivamente.

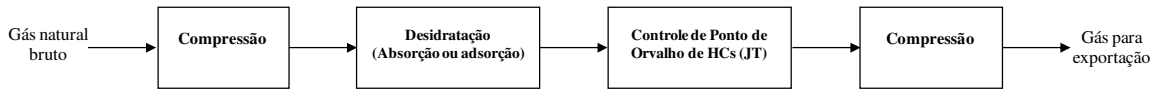


Figura 3.9 – Etapas do processo que emprega tecnologia convencional

Figura 3.10 – Etapas do processo que emprega tecnologia supersônica

Para controle de ponto de orvalho o gás é expandido em torno de 30 % em relação à pressão média de entrada do equipamento supersônico e é recomprimido tipicamente para 75 – 80 % da pressão de entrada. Para extração de LGN, o gás sofre expansão de aproximadamente 20 % da pressão de entrada e recomprime para cerca de 50 – 65 % quando deixa o equipamento (TWISTER, 2010).

Feygin *et al* (2006) apresentam o processo e os parâmetros operacionais típicos de uma unidade de condicionamento de gás natural que substitui a válvula JT pelo equipamento "3S". O gás natural entra na unidade a 18,9 bar, é comprimido para 76,3 bar, resfriado para 48 ºC em um *air cooler* e segue para um trocador de calor de integração energética que resfria o gás para -6 ºC na entrada da válvula JT. A expansão de 75,6 bar (considerando-se a perda de carga do trecho) para 58,8 bar provoca uma queda de temperatura para -15 ºC na saída da válvula e os hidrocarbonetos pesados condensam. O líquido formado é separado no vaso V-1 (conhecido como *Low Temperature Separator*, LTS) e enviado para uma unidade de estabilização e estocagem de condensado. O gás condicionado troca calor com o gás de entrada e segue para o gasoduto. A Figura 3.11 mostra o fluxograma da unidade e a Tabela 3.2 sumariza os dados das correntes.

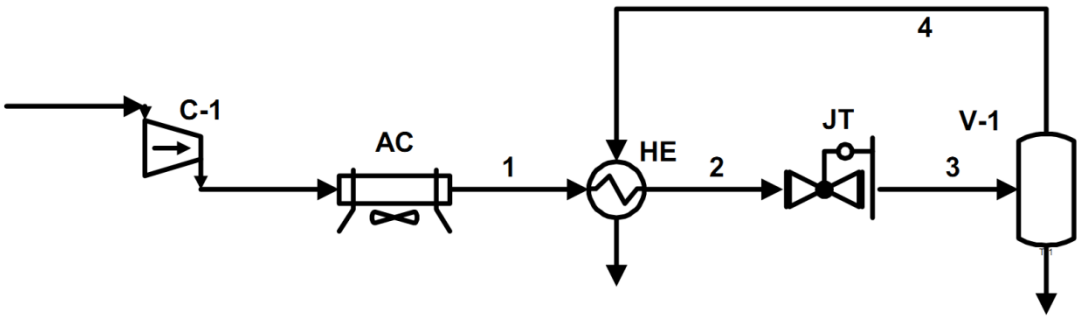


Figura 3.11 – Fluxograma do processo JT-LTS. Fonte: Feygin *et al*, 2006.

Tabela 3.2 – Parâmetros das correntes do processo JT-LTS

Corrente	1	2	3	4
Pressão, bar	76,3	75,6	58,8	58,8
Temperatura, ºC	48	-6	-15	-15
Conteúdo de C_5^+, % massa	2,27	2,27	2,27	1,43

Fonte: Feygin *et al*, 2006.

A unidade de condicionamento utilizando o "3S" em substituição à válvula JT, sob a mesma queda de pressão, é representada na Figura 3.12. Neste esquema, a corrente gasosa entra no equipamento supersônico que apresenta duas correntes de saída, uma contendo gás condicionado (corrente 3) e a outra com líquido e gás residual (corrente 5). O gás separado no vaso V-1 (corrente 6) é misturado com a corrente 3 dando origem ao gás para exportação (corrente 4). Os dados das principais correntes compõe a Tabela 3.3.

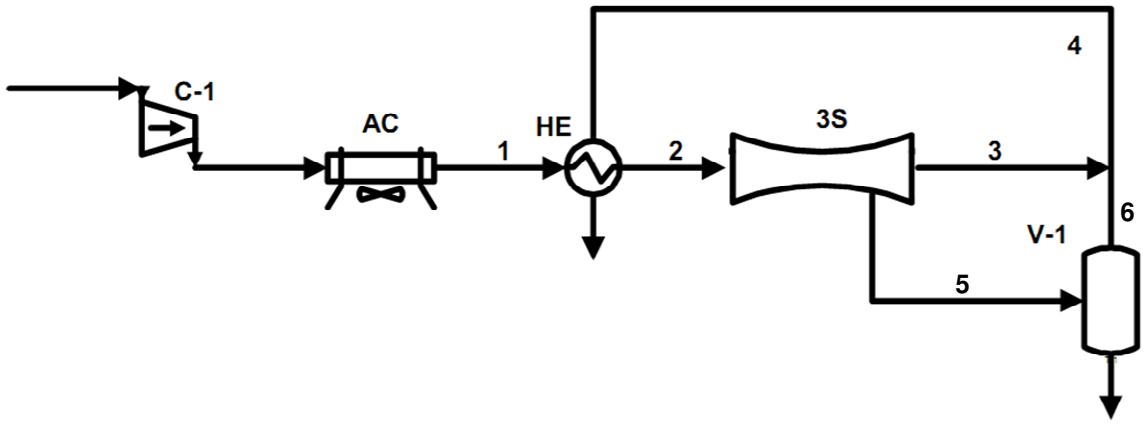


Figura 3.12 – Fluxograma do processo "3S". Fonte: Feygin *et al*, 2006.

Tabela 3.3 – Parâmetros das correntes do processo "3S"

Corrente	1	2	3	4
Pressão, bar	76,3	75,6	58,8	58,8
Temperatura, ºC	48	16,8	11,3	9,93
Conteúdo de C_5^+, % massa	2,27	2,27	0,71	1,15

Fonte: Feygin *et al,* 2006.

Os autores apontam uma melhoria de 33 % na extração de C_5^+ com o emprego do "3S", que equivale a uma redução de 4 ºC no controle do ponto de orvalho de hidrocarbonetos do gás condicionado.

A Figura 3.13 compara a mudança de estado termodinâmico quando o gás natural sofre expansão convencional em uma válvula JT, representada pela linha vermelha, e o processo Twister®, caracterizado pela linha verde do diagrama. Neste exemplo, a mesma corrente de gás de entrada foi empregada para as duas configurações (100 bar e 40 ºC, representada pelo ponto 1) e a mesma queda de pressão é adotada nos dois processos.

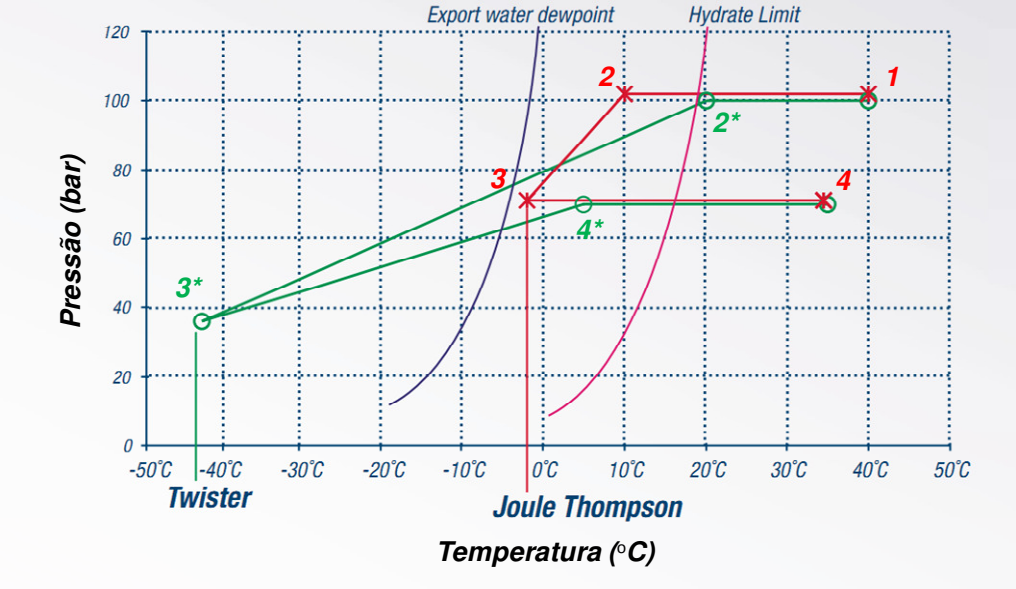


Figura 3.13 – Comparação do Twister® com a válvula JT.
Fonte: adaptado de TWISTER, 2010.

No processo JT, o gás inicialmente no ponto 1 é resfriado a 10 ºC (ponto 2) e se expande isentalpicamente para 70 bar atingindo aproximadamente -2 ºC (ponto 3). Em seguida o gás é aquecido para 35 ºC, representado pelo ponto 4. É possível observar que o resfriamento leva o ponto 2 para dentro da curva de formação de hidrato, e, portanto, faz-se necessária a injeção de produtos químicos a montante da válvula JT ou a desidratação do gás a fim de evitar que os hidratos se formem.

Para o esquema Twister®, o gás também inicia o processo no ponto 1, é resfriado até 20 ºC (ponto 2*) e entra no equipamento supersônico onde sofre expansão e resfriamento para 39 bar e -44 ºC (ponto 3*), ou seja, a redução de temperatura atinge mais de 60 ºC. Posteriormente, a pressão é recuperada para 70 bar (ponto 4*) e o gás é aquecido até a condição final do ponto 4. Normalmente, o desempenho do processo é otimizado pelo

resfriamento do gás de entrada utilizando um trocador de integração energética. Como o Twister® pode condicionar o gás saturado sem a necessidade de injeção de inibidores de hidrato, a temperatura na entrada do equipamento supersônico é limitada para que esteja fora do envelope de formação de hidrato (ponto 2*).

Embora o Twister® possa operar sem a injeção de produtos químicos, seu desempenho pode ser melhorado quando o inibidor de hidrato é empregado. Tipicamente, isso resulta em queda de pressão reduzida e/ou capacidade de atender temperatura de ponto de orvalho mais baixa. Esta opção pode ser válida onde o sistema de injeção química já esteja instalado.

3.2.2 Extração de Líquidos de Gás Natural

A tecnologia supersônica também pode ser utilizada para extrair LGN, correntes líquidas de maior valor energético, e consequentemente maior valor econômico. A separação dos componentes do gás natural em produtos com especificação definida é o objetivo de uma UPGN, onde os processos termodinâmicos comumente empregados para liquefação do LGN são o efeito Joule-Thomson, a refrigeração simples, a absorção refrigerada, a turbo-expansão e os processos combinados (VAZ, MAIA e SANTOS, 2008).

Feygin *et al* (2006) comparam a eficiência de extração de LGN entre o separador supersônico "3S" e a válvula JT sob a mesma queda de pressão. Cada ponto do diagrama da Figura 3.14 corresponde a um resultado experimental para diferentes condições de concentração inicial de hidrocarbonetos pesados, vazão, temperatura e pressão. Os eixos vertical e horizontal representam a eficiência do "3S" e da válvula JT, respectivamente. A eficiência de separação é medida pela diferença na concentração molar de hidrocarbonetos pesados (C_3^+) entre a entrada e a saída da unidade. É notório que existe um intervalo de condições (pontos em destaque amarelo), especialmente quando baixas concentrações iniciais de hidrocarbonetos pesados estão presentes, onde é possível extrair C_3^+ utilizando o "3S" enquanto o mesmo é impossível pela válvula JT.

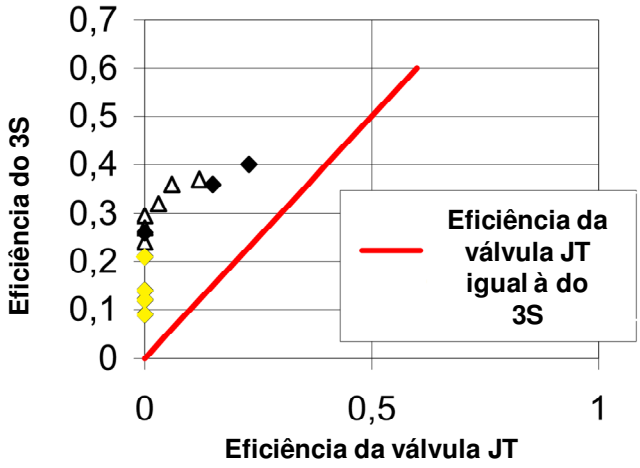


Figura 3.14 – Comparação da eficiência entre "3S" e a válvula JT.
Fonte: adaptado de Feygin *et al*, 2006.

A Figura 3.15 apresenta um desenho esquemático dos processos JT, turbo-expansor e do equipamento "3S". O gás oriundo do poço de produção é resfriado no *air cooler* e no trocador de calor de integração energética (HE) antes de ser alimentado no vaso V-1 que separa a fase líquida formada. Em seguida, a fase gasosa passa por uma válvula JT ou um turbo-expansor onde sofre expansão e a corrente de saída (denominada F no processo JT e F' no processo turbo-expansor) segue para o vaso de baixa temperatura V-2 que separa o condensado. O gás efluente do vaso V-2 troca calor no HE e é denominado *gás para exportação* no processo JT, mas no processo turbo-expansor, o gás é ainda comprimido e resfriado antes de seguir para exportação.

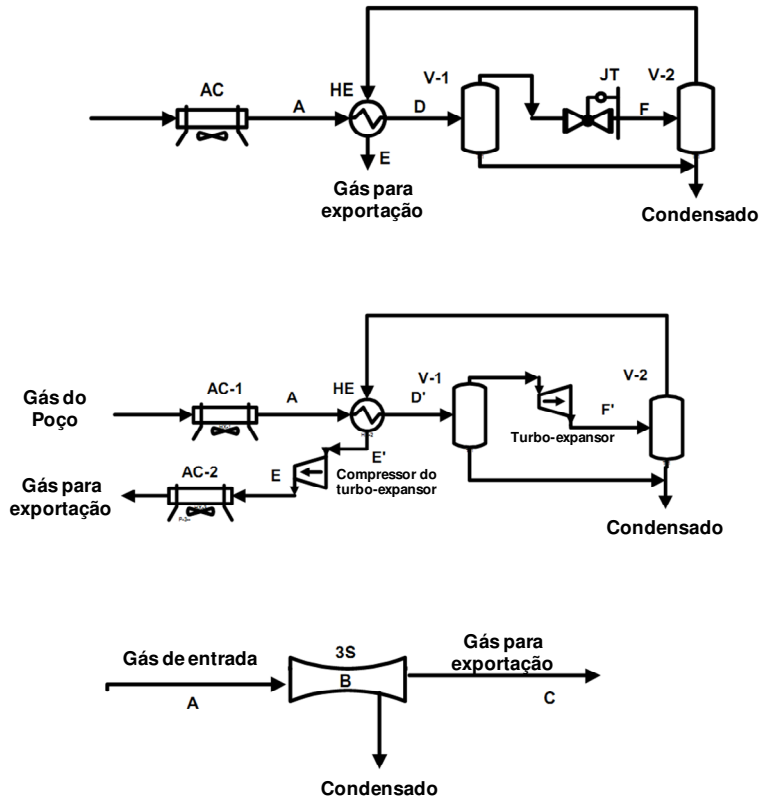


Figura 3.15 – Processo JT, Turbo-expansor e "3S".
Fonte: adaptado de Feygin *et al*, 2006.

A utilização do equipamento "3S" é particularmente interessante para unidades que precisam manter alta pressão (da ordem de 100 bar, ou maior) do gás condicionado na saída, já que um nível de pressão elevado pode ser exigido pela necessidade de transporte a longas distâncias. Isto é importante para um cenário onde o gás condicionado deve ser transportado por um gasoduto submarino para terra e, em seguida, sem tratamento adicional, para o cliente final. Na maioria destes casos, é impossível condicionar o gás natural utilizando a válvula JT ou o turbo-expansor, pois a expansão não é suficiente para atingir a região bifásica no diagrama de fases a altas pressões. Em contrapartida, o "3S" é capaz de promover a condensação, conforme mostrado na Figura 3.16.

O diagrama de fases da Figura 3.16 representa as variações de estado termodinâmico quando o gás passa sucessivamente pelas etapas dos processos da Figura 3.15. As correntes de processo dos esquemas JT, turbo-expansor e "3S", são identificadas com letras maiúsculas para facilitar o entendimento de cada etapa no diagrama. Portanto, o esquema JT é representado pelos pontos A-D-F-E, o esquema com turbo-expansor é identificado pelos pontos A-D'-F'-E'-E, e, por fim, os pontos A-B-C referem-se ao "3S".

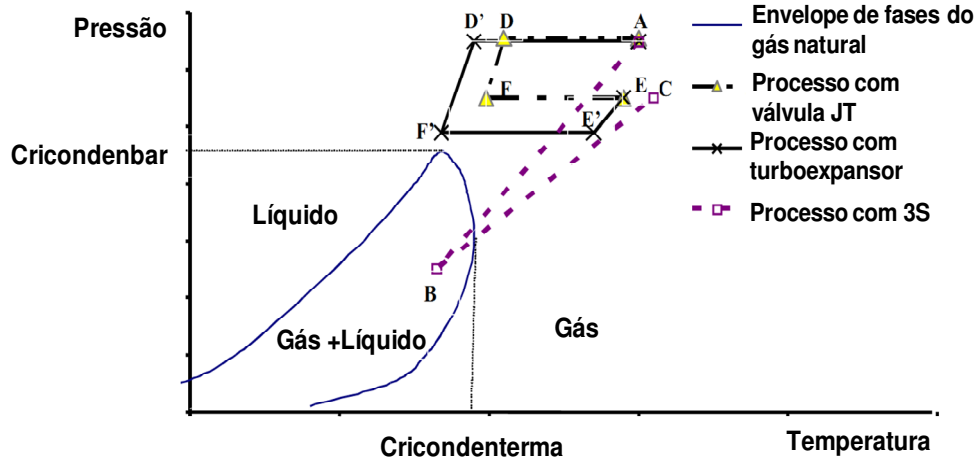


Figura 3.16 – Diagrama de fases dos processos JT, Turbo-expansor e "3S" considerando alta pressão na saída da unidade. Fonte: adaptado de Feygin *et al*, 2006.

Os segmentos A-D e A-D' mostram as etapas de resfriamento do gás e os segmentos F-E e F'-E' o aquecimento no trocador de calor HE. A queda de pressão na válvula JT e no turbo-expansor são representadas pelos segmentos D-F e D'-F', respectivamente. O segmento E'-E diz respeito à compressão do gás no compressor do turbo-expansor. O segmento A-B refere-se à expansão do gás natural no bocal do separador "3S" acompanhada por resfriamento e condensação dos hidrocarbonetos pesados. Por fim, o segmento B-C mostra a compressão do gás no difusor do "3S".

A utilização da tecnologia supersônica tem uma potencial aplicação no processamento primário submarino, visto que este equipamento não emprega produtos químicos, não possui partes rotativas e apresenta alta disponibilidade. Nesta aplicação, o gás proveniente do poço, geralmente a alta pressão, já apresenta uma condição favorável para aplicação desta nova tecnologia. Segundo Feygin *et al* (2006), o controle do ponto de orvalho de água e hidrocarbonetos em ambiente submarino, permitirá transferir a corrente de gás condicionado, eliminando as instalações de superfície e os sistemas de *riser*, reduzindo com isso as dificuldades de garantia de escoamento.

Schinkelshoek e Epsom (2008) comparam o desempenho de recuperação de condensado entre o Twister® e um sistema convencional Joule-Thomson. Os resultados (Figura 3.17) mostram que o equipamento supersônico produziu quantidades maiores de C_3^+ do que a válvula JT para diferentes composições, condições de alimentação, quedas de pressão e especificações de desidratação. Os autores indicam que com uma pressão de alimentação de

100 bar, o aumento foi em torno de 0,8-1,0 tonelada/MMSCF de GLP e 15-20 bbl/MMSCF de LGN.

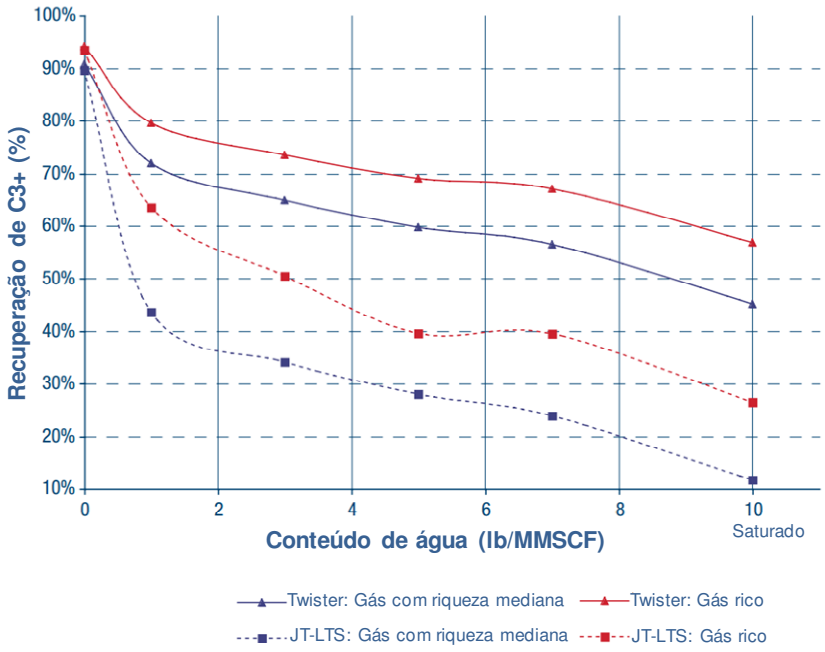


Figura 3.17 – Comparação da recuperação de C_3^+ em função do teor de água entre o Twister® e a válvula JT. Fonte: adaptado de TWISTER, 2010.

3.2.3 Separação de CO_2

Uma aplicação promissora para a tecnologia supersônica é a separação de CO_2. As empresas fornecedoras da tecnologia pretendem desenvolver a separação supersônica para o pré-tratamento de gás natural com alto teor de gases ácidos. A *Twister BV* afirma que a redução de níveis elevados de H_2S e/ou CO_2 é a tendência futura desta tecnologia que apesar de ainda estar em fase conceitual caminha nesta direção (COTTRILL, 2012).

A escolha da tecnologia para remoção de CO_2 depende principalmente do teor de dióxido de carbono na corrente de gás de entrada e da especificação requerida para corrente de saída. É notório que as tecnologias utilizadas para baixos teores de CO_2 não são adequadas se o gás natural produzido apresentar um alto teor deste contaminante. Por exemplo, o uso de aminas, que é o processo normalmente utilizado para remoção de CO_2, estaria no limite da tecnologia para conteúdos de CO_2 acima de 20 % (BELTRÃO *et al*, 2009). Nesse contexto, a tecnologia supersônica poderá ser utilizada futuramente para remoção de CO_2 economizando com isso, um espaço valioso em uma plataforma em comparação com as tecnologias existentes.

Para remoção de CO_2 o equipamento supersônico deve ser projetado de maneira que a queda de pressão ao longo do bocal permita um resfriamento capaz de atingir a região bifásica do envelope de fases e liquefazer o CO_2, significando uma maior queda de pressão no bocal. A temperatura na entrada do tubo também deve ser suficientemente baixa para promover a separação (COTTRILL, 2012).

3.3 MATURIDADE TECNOLÓGICA

O nível de maturidade de uma tecnologia (TRL, do inglês *Technology Readiness Level*) é uma medida utilizada por muitas empresas do mundo e por algumas agências americanas para avaliar a maturidade das tecnologias em evolução antes da sua aplicação. O surgimento do conceito de uma nova tecnologia exige, portanto, um aperfeiçoamento prévio antes de ser incorporada a um sistema, com isto esta discussão se aplica à tecnologia supersônica por se tratar de uma tecnologia relativamente recente.

A primeira escala de TRL foi desenvolvida pela NASA (*National Aeronautics and Space Administration*) em 1974, e envolvia sete níveis. Na década de 90 a NASA adotou uma escala com nove níveis que alcançou bastante aceitação e é empregada atualmente (BANKE, 2012). Definições diferentes são utilizadas por outras agências, embora todas apresentem um conteúdo similar. Outra definição bastante empregada é do Departamento de Defesa (*Departament of Defense*, DoD) dos Estados Unidos. A Tabela 3.4 sintetiza os nove níveis de maturidade tecnológica definidos pelo DoD.

A tecnologia supersônica aplicada para controle de ponto de orvalho é considerada madura e já é empregada comercialmente, sendo, portanto, classificada como TRL 9. Entretanto, a aplicação da tecnologia supersônica para remoção de CO_2 está em fase de pesquisa e desenvolvimento. Algumas investigações teóricas sobre a remoção de CO_2 estão sendo realizadas e os estudos experimentais ainda não foram publicados na literatura. As empresas que desenvolvem a tecnologia supersônica estão investindo em P&D para entender o comportamento termodinâmico do gás natural com alto teor de CO_2 dentro do equipamento supersônico. Em consequência disto, a separação de CO_2 através da tecnologia supersônica pode ser considerada com um nível de maturidade tecnológica 3 (TRL 3, de acordo com a Tabela 3.2).

Panahi (2011) afirma que, a princípio, o equipamento supersônico precisa ser combinado com uma tecnologia convencional para atender a especificação requerida. Logo, a

tecnologia supersônica pode reduzir significativamente o *footprint* dos processos de absorção ou de membranas, reunindo características adequadas para aplicação *offshore*.

Tabela 3.4 – Níveis de maturidade tecnológica

TRL	Descrição
1. Princípios básicos observados e reportados	Este é o menor nível de maturidade. Pesquisas científicas começam a ser transformadas em pesquisa aplicada.
2. Conceito tecnológico e/ou aplicação formulada	A invenção é iniciada. Alguns princípios básicos são observados e aplicações práticas são inventadas. As aplicações são especulativas, e provavelmente não existe prova ou análise detalhada para corroborar a hipótese.
3. Função crítica analítica e experimental e/ou prova do conceito	Pesquisa e desenvolvimento (P&D) é iniciada. Isto inclui estudos matemáticos e laboratoriais para validar fisicamente as previsões analíticas. Nesta etapa, os componentes ainda não estão integrados e não são representativos.
4. Validação do componente e/ou do sistema experimental em ambiente de laboratório	Os componentes básicos da tecnologia são integrados para garantir o funcionamento do sistema.
5. Validação do componente e/ou do sistema experimental em ambiente relevante	A fidelidade tecnológica do sistema experimental aumenta significativamente. Os componentes básicos da tecnologia são integrados com elementos realistas, e então, podem ser testados em ambiente de simulação.
6. Modelo de sistema/subsistema ou demonstração do protótipo em ambiente relevante	Sistema representativo de modelo ou protótipo testado em ambiente relevante. Representa um grande passo em prontidão demonstrada da tecnologia.
7. Demonstração do protótipo do sistema em ambiente operacional	Protótipo próximo ao sistema operacional planejado. Representa um grande passo em relação ao TRL 6, exigindo a demonstração de um protótipo do sistema real em ambiente operacional.
8. Sistema real concluído e qualificado por meio de teste e demonstração	Tecnologia foi provada para trabalhar em sua forma final e sob condições esperadas. Em quase todos os casos, este TRL representa o fim do desenvolvimento do sistema verdadeiro.
9. Sistema real comprovado por meio de operações bem sucedidas	Aplicação real da tecnologia em sua forma final, tais como aquelas encontradas no teste e avaliação operacional.

Fonte: DoD, 2011.

4 AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE PROCESSOS

Para estabelecer uma análise comparativa entre as tecnologias convencionais empregadas no condicionamento do gás natural e a nova operação unitária de separação apresentada no Capítulo 3, realiza-se a avaliação econômica dos processos com metodologia descrita neste Capítulo 4.

4.1 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

As equações de projeto empregadas para o dimensionamento dos principais equipamentos são apresentadas abaixo.

4.1.1 Vasos

O dimensionamento pode ser feito com base na velocidade do gás ou no tempo de retenção de líquido. Ambos os procedimentos são descritos por Campbell (2004) e são detalhados a seguir:

(i) A Equação 4.1, proposta por Sauders & Brown, é utilizada para calcular a velocidade máxima do gás:

$$v = K\sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \qquad \text{Eq. 4.1}$$

sendo:

v = velocidade do gás, [m/s]

ρ_l = densidade do líquido, [kg/m^3]

ρ_g = densidade do gás, [kg/m^3]

K = constante empírica que depende do tipo de eliminador de névoa, [m/s].
O valor de K adotado neste trabalho é 0,25 m/s.

As propriedades das correntes de entrada e saída dos vasos são obtidas com simulador de processos (UniSim Design®, *Honeywell*). Com a velocidade, calcula-se o diâmetro pela Equação 4.2:

$$\boxed{D = \sqrt{\frac{4\,q_g}{\pi\, v\, F_g}}} \qquad \text{Eq. 4.2}$$

em que:

D = diâmetro do vaso, [m]

q_g = vazão de gás, [m^3/s]

F_g = fator geométrico (para separador vertical F_g=1)

Para o cálculo da altura do vaso, a literatura indica a razão típica H/D entre 2,5 e 5. Nesta dissertação, adota-se H/D = 4.

(ii) O tempo de retenção de líquido é uma forma indireta de determinar o volume de um separador. Uma boa separação requer um tempo suficiente para obter uma condição de equilíbrio entre a fase líquida e gasosa à temperatura e pressão de separação. O volume necessário para separação pode ser determinado a partir da seguinte equação:

$$\boxed{V_L = \frac{(q_L)(t)}{1440}} \qquad \text{Eq. 4.3}$$

sendo:

V_L = volume de líquido requerido, [m^3]

q_L = capacidade de líquido, [m^3/d]

t = tempo de retenção, [min]

A faixa de tempo de retenção típica para separação líquido-vapor de hidrocarbonetos é de 1 a 3 minutos. Para o vaso de expansão com TEG o tempo de retenção indicado é de 30 minutos (LEITE, 2010). A partir do volume e da razão H/D é possível dimensionar o vaso. É importante ressaltar que o custo dos internos dos vasos não é levado em consideração neste estudo.

Segundo Macintyre (1997), a pressão de projeto de vasos em função da pressão de operação é estabelecida segundo o seguinte critério, adotado nesta dissertação:

1) Para pressão de operação de 0 bar a 14,7 bar, a pressão de projeto é igual ao somatório da pressão de operação, mais 1,4 bar, mais a pressão correspondente à altura da coluna de líquido no vaso, considerando valor mínimo de 1,72 bar para a mesma.
2) Para pressão de operação acima de 14,7 bar, a pressão de projeto é a pressão de operação mais 10% da pressão de operação mais a pressão correspondente à altura da coluna de líquida no interior do vaso, considerando valor mínimo de 1,72 bar para a mesma.

4.1.2 Trocadores de calor

Para trocadores casco e tubos, a área é calculada pelo método LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) a partir das seguintes equações:

$$\boxed{Q = \dot{m}_q Cp_q\left(T_{qe} - T_{qs}\right) = \dot{m}_f Cp_f\left(T_{fs} - T_{fe}\right)} \qquad \text{Eq. 4.4}$$

$$\boxed{Q = UA\Delta T_{ln}} \qquad \text{Eq. 4.5}$$

Sendo: $\Delta T_{ln} = \frac{[(T_{qe}-T_{fs})-(T_{qs}-T_{fe})]}{ln\frac{(T_{qe}-T_{fs})}{(T_{qs}-T_{fe})}}$ (configuração contracorrente)

em que:

$\dot{m}$ = vazão mássica do fluido quente ou do fluido frio, [kg/h]

Cp = capacidade calorífica do fluido quente ou do fluido frio, [kJ/kg ºC]

T = temperatura de entrada ou saída do fluido quente ou do fluido frio, [ºC]

U = coeficiente global de transferência de calor, [W/m^2.K]

A = área de troca térmica, [m^2]

Os valores típicos para U são apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Valores típicos para o coeficiente global de troca térmica

U ($W/m^2.K$)	Mín.	Máx.	Média
Resfriadores a água			
Gás (até 35 bar)	200	285	242,5
Gás (35-70 bar)	285	455	370,0
Gás (acima de 70 bar)	455	570	512,5
Gerais			
Gás-Gás (até 35 bar)	285	395	340,0
Gás-Gás (até 70 bar)	310	425	367,5
Gás-*Chiller* a propano	340	510	425,0
Fornos	250	300	275,0

Fonte: Campbell, 2004.

Vaz, Maia e Santos (2008) citam que o refervedor da coluna regeneradora de processo de desidratação com TEG trabalha com resistências elétricas quando a temperatura é mantida em torno de 204ºC. Para manter esta temperatura, é necessário que a temperatura da parede do refervedor seja maior que este valor, o que pode levar à degradação do TEG. Para evitar que isso aconteça, a taxa de transferência é limitada para 12,5 kW/m^2. Essa taxa, por sua vez, irá definir a área de transferência de calor (CAMPBELL, 2004).

4.1.3 Compressores e bombas

A potência requerida para cada máquina é calculada utilizando um simulador de processos. O tipo de compressor é definido pela vazão aspirada e pela pressão de descarga, conforme a Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Faixas de utilização de compressores

Tipo de compressor	Vazão aspirada[m^3/min]	Pressão de descarga[bar]	Razão de compressão máxima ($P_{descarga}/P_{entrada}$)
Alternativo	Até 250	2500 ou mais	4,0 (por cilindro)
Palhetas	2 a 80	9	4,0 (por carcaça)
Parafusos	10 a 700	45	4,0 (por carcaça)
Centrífugos	50 a 2800	700	10,0 (por carcaça de múltiplos estágios)
Axiais	1500 a 25000	10	6,0 (por carcaça de múltiplos estágios)

Fonte: Leite, 2010.

4.1.4 Colunas

As colunas utilizadas no processo de desidratação com TEG podem ser de pratos valvulados, recheios randômicos ou recheio estruturado. As torres com pratos valvulados são mais comuns em plataformas fixas, contendo, normalmente, de 6 a 8 pratos. Em plataformas flutuantes, as torres com bandejas são contra-indicadas, e, portanto, são utilizadas torres recheadas, visto que as mesmas não são prejudicadas pelo balanço da plataforma, requerem uma menor vazão de líquido, permitem maiores velocidades do gás e apresentam menor diâmetro e peso (VAZ, MAIA e SANTOS, 2008). Assim, neste trabalho, adota-se recheio estruturado para a torre absorvedora e recheio randômico para torre regeneradora. Os detalhes do dimensionamento são apresentados a seguir:

a) Absorvedora

Para se calcular o diâmetro de absorvedora, Campbell (2004) recomenda o seguinte método para torres recheadas:

1. Calcular a velocidade do gás de acordo com a Equação 4.6:

$$\boxed{v = \frac{F_S}{\sqrt{\rho_g}}} \qquad \text{Eq. 4.6}$$

sendo:

v = velocidade superficial do gás, [m/s]

ρ_g = densidade do gás, [kg/m^3] (obtida do UniSim Design®)

F_S = parâmetro de dimensionamento (para recheio estruturado F_S=3 em unidade SI)

2. Calcular o diâmetro a partir da Equação 4.7:

$$\boxed{D = \sqrt{\frac{4\,q_g}{\pi\,v}}} \qquad \text{Eq. 4.7}$$

onde:

D = diâmetro da torre absorvedora, [m]

q_g = vazão de gás, [m^3/s] (obtida do UniSim Design®)

O método HETP (*Height Equivalent to a Theoretical Plate*) é o mais empregado para determinar a altura do recheio da absorvedora (Equação 4.8). A faixa típica do HETP para coluna absorvedora de TEG é de 1,6 a 2,0 metros, o valor médio é adotado neste trabalho.

$$\boxed{H_r = (N^0 est)(HETP)} \qquad \text{Eq. 4.8}$$

onde:

H_r = altura do recheio, [m]

$N^0 est$ = número de estágios teóricos

Campbell (2004) indica a altura típica do recheio da absorvedora entre 2,5 – 4,0 metros e sugere adicionar-se aproximadamente 3 metros à altura do recheio para permitir a distribuição do gás e do glicol na parte superior e inferior da coluna.

b) Regeneradora

É dimensionada com base nas correlações padrão de dimensionamento de torres recheadas. Uma vez que a vazão de gás está relacionada com a taxa de circulação de glicol, muitas correlações foram desenvolvidas para estimar o diâmetro da coluna como função da taxa de circulação de TEG. A correlação mostrada a seguir é baseada em um recheio randômico de 25 mm (*slotted ring packing*) (CAMPBELL, 2004).

$$\boxed{d = (A)(q_{TEG})^{0,5}} \qquad \text{Eq. 4.9}$$

sendo:

d = diâmetro da coluna, [m]

q_{TEG} = taxa de circulação de TEG, [m^3/h]

A = constante empírica (A= 210 para 1 in de anéis *Pall*)

Para o cálculo da altura do recheio da regeneradora, adota-se H/D =4 e, para altura total, considera-se a soma de 3 metros à altura do recheio.

4.1.5 Peneira molecular

Campbell (2004) recomenda o seguinte método para dimensionar o leito de adsorção:

1. Calcular a velocidade do gás de acordo com a Equação 4.10:

$$v_g = \frac{A}{\sqrt{\rho_g}} \qquad \text{Eq. 4.10}$$

sendo:

v_g = velocidade superficial do gás, [m/min]

ρ_g = densidade do gás, [kg/m^3] (obtida do UniSim Design®)

A = constante (para esferas 1/8 in, A=67 em unidade SI)

2. Calcular o diâmetro pela Equação 4.11:

$$D = \sqrt{\frac{4\,q_g}{\pi\,v_g}} \qquad \text{Eq. 4.11}$$

onde:

D = diâmetro, [m]

q_g = vazão de gás, [m^3/min] (obtida do UniSim Design®)

3. Calcular a altura do leito de adsorção:

$$h_B = \frac{400\,m_w}{\pi\,x\,\rho_B d^2} \qquad \text{Eq. 4.12}$$

sendo:

h_B = altura do leito, [m]

m_w = carga de água por ciclo, [kg]

x: capacidade útil do dessecante, [%] (Para peneira molecular do tipo 4A esse valor varia de 7 a 14%. Adota-se x=10% neste estudo)

ρ_B: densidade do dessecante, [kg/m³] (Para o dessecante adotado no presente trabalho, ρ_B= 726 kg/m³. Fonte: ZEOCHEM, 2012)

d: diâmetro, [m]

A altura total do vaso de adsorção é a altura do leito mais a altura do suporte do leito e espaço suficiente para assegurar uma boa distribuição do fluxo no topo do leito. Esta altura adicional é tipicamente 1 a 1,5 metros.

4.2 CÁLCULO DO CAPEX

O CAPEX (*Capital Expenditure*) corresponde ao custo associado para construção de uma nova planta ou a modificações em uma planta existente. A estimativa do custo capital de uma planta pode ser feita com base no fluxograma de processo (*Process Flow Diagram*, PFD). De acordo com Turton *et al* (2009), esta estimativa inclui o dimensionamento dos principais equipamentos do processo (bombas, compressores e turbinas, colunas e vasos, fornos e trocadores de calor) e o custo total dos equipamentos é calculado para encontrar o custo capital estimado.

Nesta dissertação, a estimativa do custo capital das plantas é feita a partir do fluxograma de processo. Embora a acurácia esperada pela estimativa esteja entre +40% e -25%, este tipo de estudo preliminar é útil para a comparação entre tecnologias alternativas.

É essencial considerar o efeito do tempo no custo do equipamento. Para atualizar o custo para o ano atual a seguinte equação é utilizada:

$$\boxed{C_2 = C_1 \left(\frac{I_2}{I_1}\right)} \qquad \text{Eq. 4.13}$$

onde:

C_1: custo do equipamento baseado em um tempo conhecido

C_2: custo do equipamento baseado em um tempo desejado

I_1: índice de custo em um tempo conhecido

I_2: índice de custo no tempo desejado

Existem vários índices utilizados na indústria química para ajustar o efeito da inflação, sendo os mais utilizados o *Marshall and Swift Equipment Cost Index* e o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). O valor publicado para o CEPCI referente ao ano de 2010 - 550,8 - é empregado neste trabalho (CHEMICAL ENGINEERING, 2011).

O custo de uma planta de processo deve levar em consideração o custo dos equipamentos e várias outras despesas, detalhadas na Tabela 4.3. O custo capital das plantas é estimado utilizando a *técnica dos módulos*, introduzida por Guthrie no final de 1960. Segundo

Turton *et al* (2009), esta é a melhor técnica para fazer estimativas preliminares de custos. O custo de um módulo de equipamento corresponde ao custo do equipamento em condições base, avaliado em um ano base, e então corrigido para as condições operacionais reais e atualizado para o ano atual. Estas correções são feitas através da multiplicação do valor base por fatores que dependem do tipo de equipamento específico, pressão do sistema, e material de construção.

Tabela 4.3 – Fatores que afetam o custo capital

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

Fonte: Turton *et al*, 2009.

A Equação 4.14 é utilizada para calcular o custo do módulo de cada um dos seguintes equipamentos: compressores, *drives*, turbinas e torres recheadas. O custo do módulo considera a soma dos custos diretos e indiretos indicados na Tabela 4.3.

$$\boxed{C_{BM} = C_p^0 F_{BM}} \qquad \text{Eq. 4.14}$$

sendo:

C_{BM}: custo do módulo do equipamento (custos diretos e indiretos)

C_p^0: custo do equipamento nas condições base (ou seja, equipamento fabricado de aço carbono operando a pressão próxima à pressão ambiente)

F_{BM}: fator de custo do módulo

O custo do equipamento nas condições base (C_p^0) é dado pela Equação 4.15:

$$\boxed{log_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 log_{10}(A) + K_3 [log_{10}(A)]^2} \qquad \text{Eq. 4.15}$$

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

O fator de custo do módulo, F_{BM}, é um fator multiplicativo que contabiliza os itens da Tabela 4.3, além do material específico para construção e pressão operacional. Esse fator é tabelado e apresentado em Turton *et al* (2009).

O cálculo do custo do módulo para vasos, trocadores de calor e bombas é dado pela Equação 4.16:

$$\boxed{C_{BM} = C_p^0 (B_1 + B_2 F_M F_p)} \qquad \text{Eq. 4.16}$$

sendo:

C_{BM}: custo do módulo do equipamento (custos diretos e indiretos)

C_p^0: custo do equipamento nas condições base (Eq. 4.15)

B_1 e B_2: constantes tabeladas (TURTON *et al*, 2009)

F_M: fator que considera diferentes materiais de construção (tabelado em Turton *et al*, 2009)

F_p: fator de pressão

O custo do equipamento aumenta com o aumento da pressão, e, portanto, o fator de pressão (F_p) leva em consideração a mudança da pressão operacional do equipamento. O fator de pressão dos vasos é dado pela Equação 4.17, e para os demais equipamentos utiliza-se a Equação 4.18.

$$F_{p,vaso} = \frac{\frac{(P+1)D}{2[850-0.6(P+1)]}+0.00315}{0.0063}$$ para espessura > 0.0063m e P>-0.5 barg Eq. 4.17

$$log_{10}F_p = C_1 + C_2 log_{10}P + C_3 (log_{10}P)^2$$ Eq. 4.18

onde:

P: pressão, [barg]

D: diâmetro, [m]

C_1, C_2, C_3: parâmetros tabelados (TURTON *et al*, 2009)

O procedimento para o cálculo do custo dos equipamentos descrito anteriormente foi programado por Turton *et al* (2009) em uma planilha MS Excel, que permite ao usuário inserir dados interativamente e obter a estimativa de custo mais rápido que o tempo exigido pelos cálculos manuais e com menor possibilidade de erro. A planilha CAPCOST (*Capital Cost Estimation Software*) calcula o custo do módulo para cada equipamento (C_{BM}) que pode ser ajustado para inflação ao inserir o valor atual do CEPCI.

O custo dos módulos total (Equação 4.19) é dado pela soma do C_{BM} de cada equipamento multiplicado por um fator de 1,18, que diz respeito a 15% de custos de contingência e 3% de custos com taxas (item 3 da Tabela 4.3). O custo de contingência varia de acordo com a confiabilidade dos dados de custo. Segundo Turton *et al* (2009), os valores de 15% e 3% são apropriados para sistemas bem conhecidos.

$$C_{TM} = 1{,}18 \sum_{i=1}^{n} C_{BM,i}$$ Eq. 4.19

onde n representa o número total de equipamentos.

Turton *et al* (2009) sugerem que o CAPEX de uma planta inteiramente nova seja acrescido de 50 % do valor dos módulos nas condições base para levar em consideração os custos com desenvolvimento do local, edifícios auxiliares, *off-sites* e utilidades (item 4 da Tabela 4.3). Portanto, o CAPEX das plantas é calculado pela Equação 4.20.

$$\boxed{CAPEX = C_{TM} + 0{,}50 \sum_{i=1}^{n} C_{BM,i}^{0}} \quad \text{Eq. 4.20}$$

4.3 CÁLCULO DO OPEX

O OPEX (*Operational Expenditure*) corresponde ao custo associado à operação diária de uma planta de processo. O custo operacional é uma função dos custos diretos de produção, custos fixos de produção e gastos gerais, detalhados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Fatores que afetam o custo operacional

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

Fonte: Turton *et al* (2009).

O OPEX é dado pela Equação 4.21 (TURTON *et al*, 2009):

$$\boxed{OPEX = F1 * CAPEX + F2 * C_{OL} + F3 * (C_{RM} + C_{WT} + C_{UT})} \quad \text{Eq. 4.21}$$

onde $F1$, $F2$ e $F3$ são fatores de custo. Os fatores utilizados para cada caso são apresentados no ANEXO 2.

Neste trabalho, o custo com tratamento de efluentes não foi levado em consideração, e, portanto, C_{WT}=0. Os demais custos da Equação 4.21 são detalhados nos itens a seguir:

- **Custo de mão de obra (C_{OL})**

O C_{OL} é estimado de acordo com o número de equipamentos, que determina o número de operadores necessário. O salário base considerado é US$ 45.300/ano (BARBOSA, 2010b). O número de operadores (N_{OP}) é dado pela Equação 4.22, que considera três turnos por dia (TURTON *et al*, 2009):

$$N_{OP} = 4{,}5 * (6{,}29 + 31{,}7P^2 + 0{,}23N_{eq})^{0{,}5} \qquad \text{Eq. 4.22}$$

sendo:

P: número de etapas de processamento que envolve a manipulação de sólidos particulados (como nenhum dos casos abordados nesta dissertação envolve a manipulação de sólidos, P=0)

N_{eq}: número total de equipamentos da planta (considerando apenas os seguintes equipamentos: compressores, trocadores de calor e torres).

- **Custo de matéria prima**

O preço do gás natural é uma função do seu poder calorífico superior. Neste estudo, adota-se US$ 4,22/GJ como preço de venda do gás natural condicionado (MACHADO *et al*, 2012). No entanto, para o gás natural bruto (antes de ser processado), este valor não é aplicável. Um valor mais realista para o gás natural bruto é dado pelo custo de fornecimento (*supply cost*), definido pelo *Canadian National Energy Board* como "o custo para produzir um GJ de gás natural ao longo do tempo de vida de um poço" (NEB, 2008). A diferença entre o custo de fornecimento de gás natural e o preço de venda, conhecida como margem de preço, determina a viabilidade econômica do poço em questão. O custo de fornecimento adotado neste trabalho é US$ 2,11/GJ, isto é, metade do preço de venda do gás natural (MACHADO *et al*, 2012).

Utiliza-se produto químico na tecnologia convencional de desidratação com glicol. O seguinte preço para o TEG é adotado: US$ 1450/t (ALIBABA, 2011). O preço adotado para o adsorvente sólido utilizado no sistema de peneira molecular é informado no *website* da Zeochem®: US$ 3,10/kg (ZEOCHEM, 2012).

- **Custo de Utilidades**

Os custos considerados para as utilidades são:

(i) Água de resfriamento: US$ 0,0148/t (TURTON *et al*, 2009);

(ii) Combustível: considera-se que os fornos queimam gás natural e o preço deste combustível é US$ 2,11/GJ;

(iii) Eletricidade: gerada na planta por unidade de geração de turbina a gás. O preço da eletricidade é dado pelo preço do gás fornecido, considerando uma eficiência média de 30%.

- **Disponibilidade**

Considera-se que as plantas que empregam tecnologias convencionais operam continuamente, com duas semanas de parada para manutenção por ano. Isto equivale a 8424 horas/ano. O valor de disponibilidade é ajustado para o caso supersônico considerando um mínimo de 98%, com base em dados reais de operação do Twister®. A tecnologia Twister® alcançou +98% de disponibilidade com o sistema operacional Twister *offshore* na Malásia Oriental que opera desde dezembro de 2003, e *onshore* com a Shell/NNPC na Nigéria que vem operando continuamente desde abril de 2009. Portanto, considera-se uma disponibilidade de 8585 horas/ano para tecnologia supersônica.

4.4 AVALIAÇÃO DE LUCRATIVIDADE

Uma avaliação realista da lucratividade exige, além de custos de capital e operacionais, informações sobre receitas, capital de giro, depreciação, impostos, taxas de desconto, etc. Turton *et al* (2009) indicam que, quando se comparam alternativas de investimento mutuamente exclusivas, a alternativa com maior valor presente líquido (VPL) deve ser escolhida. O VPL representa a diferença entre o valor presente das entradas líquidas de caixa descontadas ao custo capital da empresa e o valor das saídas de caixa realizadas no momento zero (investimento inicial).

A avaliação do VPL exige que o fluxo de caixa da planta seja calculado.

A Tabela 4.5 fornece a definição das equações utilizadas para avaliar o fluxo de caixa e o lucro produzido de um projeto.

Tabela 4.5 – Componentes do fluxo de caixa

Termo	**Descrição**	**Fórmula**
Custos	OPEX + depreciação	= OPEX + d
Impostos	(Receita – Custos)*taxa	= (R–OPEX–d)*t
Lucro Líquido	Receita – Custos – Impostos	= (R–OPEX–d)*(1–t)
Fluxo de caixa	Lucro Líquido + depreciação	= (R–OPEX–d)*(1–t) + d

Fonte: Turton *et al* (2009).

Os fluxos de caixa descontados são calculados para 20 anos de vida útil do projeto (MACHADO *et al*, 2012). O período de construção adotado é de 2 anos. O capital total de investimento fixo é representado pelo CAPEX, e considera-se que é distribuído durante o período de construção (60% no ano 1 e 40% no ano 2). Apesar da importância, o custo com espaço (*footprint*) não é quantificado. Isto deve ter um impacto direto na lucratividade de cada projeto, especialmente em unidades *offshore*, mas como o objetivo é comparar alternativas, é pouco provável que o efeito desta simplificação tenha impacto sobre o resultado da comparação.

O cálculo da depreciação é baseado no sistema modificado de recuperação acelerada de custos (MACRS, *Modified Accelerated Cost Recovery System*), usando uma convenção de meio ano, e considerando um período de recuperação de 5 anos (TURTON *et al*, 2009). A taxa de risco e a taxa de tributação são 10% e 45%, respectivamente.

A receita é calculada pela soma da venda da corrente de gás condicionado e da corrente de LGN. Dado que o foco desta dissertação é avaliar as tecnologias em ambiente *offshore*, considera-se que o LGN é somado à produção de óleo cru. Portanto, a corrente de LGN é valorada como óleo para fins de avaliação econômica do presente estudo.

Os VPLs resultantes são, obviamente, afetados pelas premissas e simplificações adotadas, no entanto, a diferença entre o valor presente líquido (VPL) das alternativas consideradas é adequada para fins de comparação do presente estudo. A Tabela 4.6 resume as premissas econômicas adotadas neste estudo.

Tabela 4.6 – Premissas econômicas adotadas

Variável econômica	Valor adotado	Referência
CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*)	550,8	CHEMICAL ENGINEERING, 2011
Custo de mão-de-obra	US$ 45.300/ano	Barbosa, 2010b
Preço do gás natural condicionado	US$ 4,22/GJ	Machado *et al*, 2012
Preço do gás natural bruto	US$ 2,11/GJ	Machado *et al*, 2012
Preço do TEG	US$ 1450/t	ALIBABA, 2011
Preço do adsorvente sólido	US$ 3,10/kg	ZEOCHEM, 2012
Preço da água de resfriamento	US$ 0,0148/t	Turton *et al*, 2009
Disponibilidade das plantas com tecnologia convencional	8424 h/ano	Proposto no presente trabalho
Disponibilidade das plantas com tecnologia supersônica	8585 h/ano	Proposto no presente trabalho
Tempo de vida do projeto	20 anos	Machado *et al*, 2012
Parcelamento do investimento (CAPEX)	Ano 1: 60% Ano 2: 40%	Turton *et al*, 2009
Taxa de risco	10%	Barbosa, 2010b
Taxa de tributação	45%	Turton *et al*, 2009
Preço do LGN (valorado como óleo cru)	US$ 96/bbl (Agosto/2012)	FED PRIME RATE, 2012

5 ESTUDOS DE CASO DE CONDICIONAMENTO DE GÁS NATURAL: SÍNTESE DE PROCESSO, SIMULAÇÃO E DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS

Os processos utilizados em unidades de condicionamento de gás natural são escolhidos com base tanto na composição do gás quanto na especificação requerida. Para permitir uma comparação técnica e econômica das tecnologias convencionais com a supersônica, torna-se necessária a síntese e simulação de fluxogramas de processo, e o dimensionamento de equipamentos para posterior análise econômica comparativa. Para tal, dois estudos de caso são tratados, constituindo os Casos A e B. Para cada caso, é proposto um fluxograma com tecnologia convencional e um fluxograma alternativo empregando separador supersônico. Os CASOS são:

a) CASO A: emprega gás pobre com composição típica do estado de São Paulo, conforme indicada na Tabela 2.2 (VAZ, MAIA E SANTOS, 2008). O CASO A – Tecnologia Convencional envolve compressão do gás bruto seguida de etapa de desidratação com TEG para controle de ponto de orvalho de água, enquanto no CASO A – Tecnologia Supersônica o gás após compressão é enviado para separação supersônica;
b) CASO B: trata gás rico do campo de Marlim com composição proposta por Monteiro (2009). O CASO B – Tecnologia Convencional é um processo de adsorção para desidratação de gás natural seguido por válvula JT para controle do ponto de orvalho de hidrocarbonetos. O CASO B – Tecnologia Supersônica o gás sofre remoção simultânea de água e hidrocarbonetos em separador supersônico.

As premissas adotadas para os casos avaliados no presente trabalho são detalhadas a seguir:

- A pressão de entrada adotada dos processos é de 9 bar, pois considera-se que a corrente de gás é oriunda de um separador primário de produção (não simulado) que opera sob esta pressão (VAZ; MAIA; SANTOS, 2008);
- A temperatura de entrada dos processos é calculada com as especificações de pressão de 9 bar e fração vaporizada (corrente totalmente vaporizada). Isto é, adota-se $\beta=V/F=1$;

- Segundo Mokhatab, Poe e Speight (2006), os contratos de venda de gás natural geralmente devem cumprir o teor máximo de água de 7 lb/MMSCF, que corresponde a 147 ppmv de água no gás. Essa especificação é adotada nos casos simulados;
- A especificação para pressão de exportação do gás é assumida em 200 bar (SILVA *et al*, 2007);
- Nos trocadores de resfriamento de gás, as temperaturas de entrada e de saída da água de resfriamento são assumidas como de 30°C e 45°C, respectivamente. A corrente de processo (gás) é resfriada a 40°C;
- Adota-se temperatura mínima de *approach* de 10°C nos resfriadores a água e *chillers* de propano, e de 4°C para trocadores gás-gás;
- Os compressores são acionados por turbina a gás. O mesmo acionador é utilizado em um sistema de compressão multiestágios;
- A potência requerida pelas plantas é promovida por uma unidade de geração de energia por turbina a gás. Esta unidade não está incluída nas simulações. Considera-se eficiência de 30% para o cálculo da quantidade de gás necessária à geração de energia;
- O sistema de compressão multiestágios inclui vasos de *knock-out* e *intercoolers*. O número de estágios de compressão foi calculado de modo a atender ao limite máximo de temperatura das correntes de descarga de 150°C, adotado como premissa. A razão de compressão (RC) para *n* estágios é calculada com a Equação 5.1.

$$\boldsymbol{RC = \left(\frac{P_n}{P_1}\right)^{1/n}} \qquad \text{Eq. 5.1}$$

- Equação de estado: Peng Robinson;
- O módulo que representa o equipamento supersônico utilizado nas simulações em ambiente UniSim Design® foi fornecido pela empresa *Twister BV*;
- O vaso V-104 (LTS) utilizado na simulação dos processos que empregam tecnologia supersônica é considerado, por simplificação, um vaso comum; i.e., sem dispositivo especial para evitar a formação de hidratos.

5.1 CASO A – GÁS POBRE

O CASO A – Tecnologia Convencional refere-se a uma unidade de absorção com TEG para desidratação. A composição e a vazão do gás de entrada são apresentadas na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Dados da carga do CASO A

Vazão (MMSCMD)	5,00
Componente	**% mol**
CO_2	0,23
C1	87,98
C2	6,27
C3	2,86
iC4	0,46
nC4	0,70
iC5	0,14
nC5	0,13
C6+	0,07
N_2	1,16

O fluxograma de processo para a Tecnologia Convencional é mostrado na Figura 5.1. Neste esquema, a absorção de água por TEG é utilizada para atingir a especificação técnica de projeto de 7 lb/MMSCF (147 ppmv). Posteriormente, o gás natural é comprimido para ser transferido para o continente ou utilizado em *gas-lift*.

O gás natural bruto oriundo de qualquer formação é saturado com vapor d'água, e, para simular esta condição, a corrente de gás com a composição da Tabela 5.1 é saturada com água no vaso V-100. Destaca-se que este é apenas um artifício utilizado nas simulações a fim de obter a corrente de gás natural saturada com vapor d'água na entrada do processo.

O gás natural produzido encontra-se a uma pressão inferior àquela adequada ao uso, e, portanto, segue para um sistema de compressão multiestágios. Para este estudo são empregados compressores centrífugos, cujo processo de compressão é adiabático, ou seja, o aumento de pressão eleva a temperatura do gás. Portanto, o número de estágios é calculado para elevar a pressão do gás de 9 bar até 70 bar (pressão utilizada na etapa de absorção) de forma a atender o limite máximo de temperatura na corrente de descarga em cada estágio de compressão. A compressão final da corrente de gás condicionado é realizada em um estágio. A Tabela 5.2 apresenta a quantidade de compressores, a razão de compressão por estágio, as pressões de sucção e descarga, bem como a temperatura na descarga.

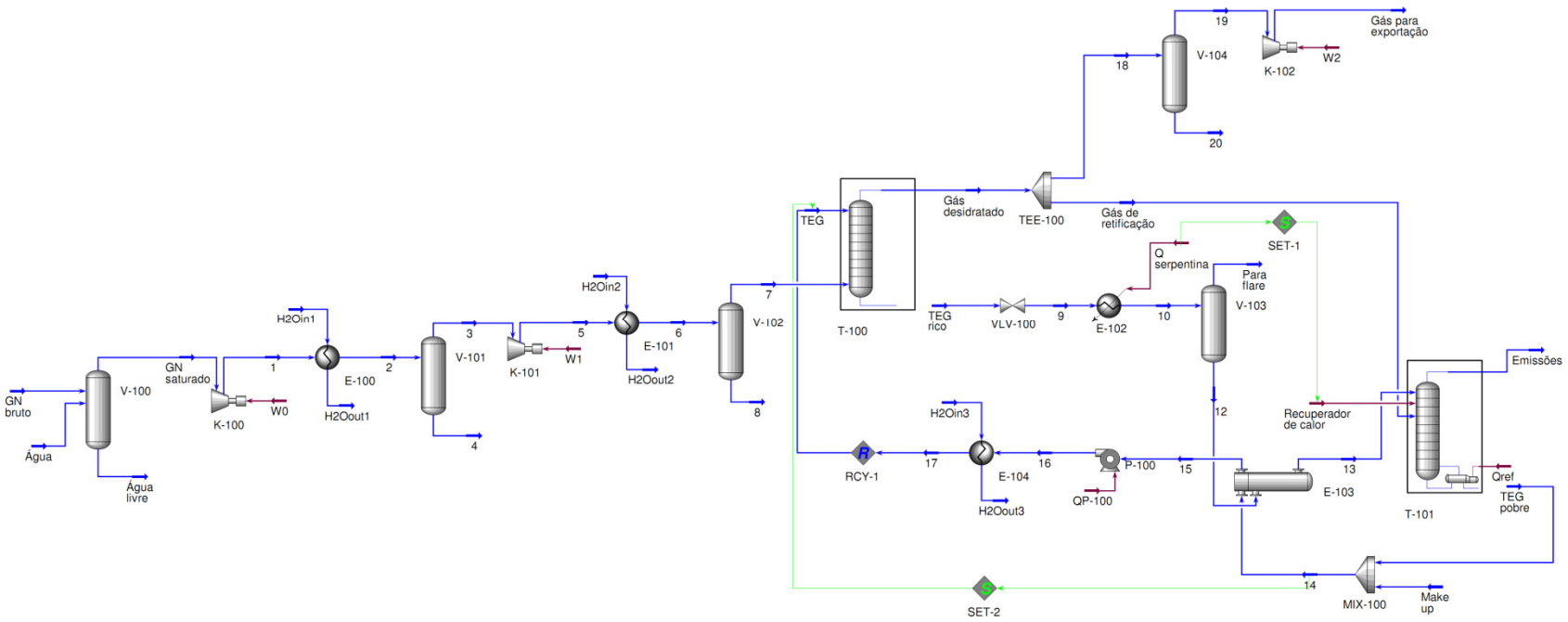


Figura 5.1 – Fluxograma de processo para o CASO A – Tecnologia Convencional: desidratação com TEG para controle de ponto de orvalho de água

Tabela 5.2 – Condições operacionais dos compressores do CASO A – Tecnologia Convencional

Pressão de absorção[1] (bar)	Compressor	Pressão de sucção (bar)	Pressão de descarga (bar)	Temp. na descarga (ºC)	Razão de compressão
70	K-100	9,0	25,2	135,8	2,8
	K-101	24,7	70,5	138,2	2,8
	K-102	70,0	200,0	139,3	2,8

[1] Fonte: Satyro, Schoeggl e Yarranton, 2011.

A corrente de gás natural saturado a 40ºC e 70 bar é carga (pelo estágio de fundo) da absorvedora (T-100) e entra em contato com a solução de TEG em contracorrente, que absorve água. A solução rica em TEG é recuperada no fundo da coluna (T-100) e segue para a etapa de regeneração (coluna T-101). O gás seco é o produto de topo da absorvedora com o teor de água especificado. O gás desidratado segue para o compressor K-102 para atingir a pressão adotada para o gasoduto de transferência do gás natural (200 bar).

A solução rica em TEG que sai do fundo da absorvedora tem gás diluído e para liberá-lo, a corrente é despressurizada a 5 bar (na VLV-100) e aquecida na serpentina que passa através do topo da coluna regeneradora de TEG (para simular esta etapa do processo, utiliza-se o aquecedor E-102 e a função lógica "SET-1" atribui o valor numérico do fluxo de calor à corrente de topo da regeneradora). A solução é carga para o vaso V-103, onde o gás é separado e enviado para o *flare*. A corrente rica em água (*TEG rico*) é aquecida no trocador de integração *TEG rico-TEG pobre* (E-103) e é alimentada no topo da coluna T-101 a 136ºC. O refervedor da regeneradora opera a 204ºC, e recebe o fluxo do gás de retificação (parte do gás natural desidratado) a fim de melhorar a recuperação de TEG na corrente de fundo. Como resultado, a solução pobre em TEG tem pureza de 99,3% p/p. A perda de TEG é compensada por uma corrente de *make-up* de 11 kg/h, que é calculada pelo bloco lógico SET-2. A solução pobre em água (corrente *TEG pobre*) é resfriada para 153ºC no trocador E-103, bombeada a uma pressão de 70 bar e entra em um trocador auxiliar (E-104), que usa água para resfriar o TEG para 40ºC. Nesta pressão e temperatura, a corrente pobre em água (*TEG pobre*) entra no topo da absorvedora, fechando o sistema de desidratação.

A planta apresenta emissões diretas para atmosfera: o produto de topo da regeneradora. A saída é uma mistura de vapor d'água (65,7%), hidrocarbonetos (33,2%), CO_2 (0,2%), N_2 (0,5%) e TEG (0,4%). A simulação não considera a presença de compostos orgânicos voláteis

na carga, mas na prática, esses componentes são emitidos para atmosfera causando um passivo ambiental.

Os resultados dos balanços de massa e de energia obtidos para o fluxograma de processo (Figura 5.1), apresentados no ANEXO 3, são usados no dimensionamento dos principais equipamentos segundo a metodologia descrita no item 4.1 desta dissertação. A memória de cálculo para o dimensionamento das colunas absorvedora (T-100) e regeneradora (T-101) compõe o ANEXO 4. A Tabela 5.3 apresenta a lista de equipamentos com o respectivo dimensionamento utilizado para o cálculo do CAPEX (Capítulo 6).

Tabela 5.3 – Lista dos principais equipamentos do CASO A – Tecnologia Convencional

Nome	Equipamento	Tipo	Dimensões	Material de construção
K-100	Compressor	Centrífugo	Potência: 9608 kW	Aço carbono
K-101	Compressor	Centrífugo	Potência: 9398 kW	Aço carbono
K-102	Compressor	Centrífugo	Potência: 8850 kW	Aço carbono
D-100	Acionador do K-100/101	Turbina a gás	Potência: 19006 kW	Aço carbono
D-102	Acionador do K-102	Turbina a gás	Potência: 8850 kW	Aço carbono
P-100	Bomba	Deslocamento positivo	Potência: 10 kW	Aço carbono
V-101	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 1,31m, Altura: 5,24m, P de projeto: 29,46 bar	Aço carbono
V-102	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 1,00m, Altura: 3,97m, P de projeto: 80,27 bar	Aço carbono
V-103	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 0,50m, Altura: 2,60m, P de projeto: 8,25 bar	Aço carbono
V-104	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 0,50m, Altura: 2,60m, P de projeto: 80,27 bar	Aço carbono
E-100	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 1248m², P casco: 25,2 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
E-101	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 870m², P casco: 70,5 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
E-103	Trocador TEG/TEG	Casco-Tubos	Área: 6m², P casco: 1,0 bar, P tubo: 5,0 bar	Aço carbono
E-104	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 23m², P casco: 70,5 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
T-100	Coluna de absorção	Recheio (Aço inox)	Diâmetro: 1,59m, Altura do recheio: 3,6m, Altura total: 6,6m, P de projeto: 78,75 bar	Aço carbono
T-101	Coluna de regeneração	Recheio (Cerâmica)	Diâmetro: 0,43m, Altura do recheio: 1,71m, Altura total: 4,71m, P de projeto: 4,15 bar	Aço carbono

O fluxograma de processo proposto para tecnologia supersônica é apresentado na Figura 5.2. O gás natural bruto é saturado com vapor d'água no vaso V-100 (mesmo artifício de simulação empregado na tecnologia convencional) e segue para um sistema de compressão multiestágios. A Tabela 5.4 apresenta a quantidade de compressores, a razão de compressão por estágio, a pressão de sucção, descarga e a temperatura na descarga de cada compressor.

Tabela 5.4 – Condições operacionais dos compressores do CASO A – Tecnologia Supersônica

Pressão do equipamento supersônico[1] (bar)	Compressor	Pressão de sucção (bar)	Pressão de descarga (bar)	Temp. na descarga (ºC)	Razão de compressão
80	K-100	9,00	27,16	143,0	3,0
	K-101	26,66	82,00	145,7	3,0
	K-102	52,15	102,20	93,9	2,0
	K-103	101,70	200,00	101,0	2,0

[1] Fonte: *Twister BV*

O gás natural comprimido troca calor com o gás de exportação no E-102 atingindo uma temperatura de 10 ºC (temperatura mínima de entrada deste módulo supersônico). O vaso V-103 separa a água formada e a corrente gasosa segue para o equipamento supersônico que condensa e separa simultaneamente água e hidrocarbonetos pesados do gás natural. A corrente conhecida como *saída primária* (corrente **12**) está a aproximadamente 1,3 ºC e 54,17 bar e corresponde ao gás seco. Na *saída secundária* (corrente **14**), a temperatura é -8 ºC e a pressão 52,65 bar. Esta corrente contém principalmente água e hidrocarbonetos pesados, e gás recuperado no vaso V-104 (corrente **15**), é combinada à *saída primária* do separador supersônico. Como as pressões na *saída primária* e na corrente oriunda do V-104 são distintas, o bloco lógico SET-1 é empregado para equalizá-las antes de seguirem no misturador MIX-100. A junção dessas correntes corresponde ao gás natural (corrente **16**) que troca calor com o gás de entrada. O gás especificado segue para o sistema de compressão para atingir a pressão adotada para o gasoduto de transferência do gás natural (200 bar). O LGN separado no V-104 deve ser escoado para o sistema de estabilização de condensado (não simulado). O dimensionamento dos principais equipamentos é listado na Tabela 5.5 e os dados das correntes de massa e energia são apresentados no ANEXO 3.

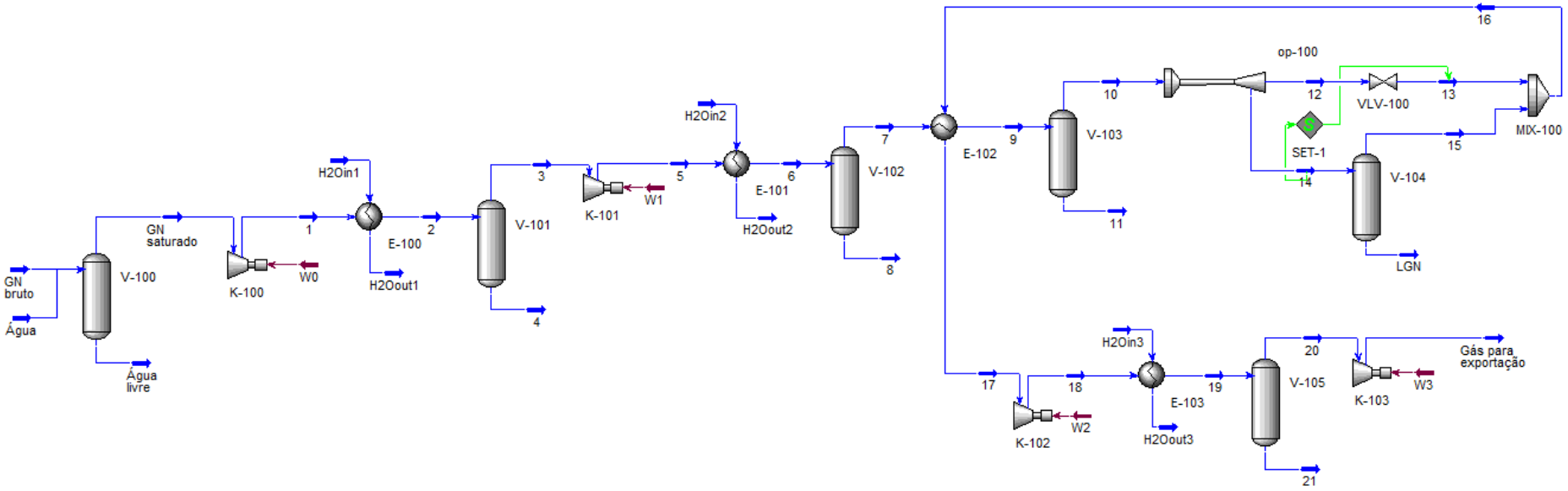


Figura 5.2 – Fluxograma de processo para o CASO A – Tecnologia Supersônica: separador supersônico para controle de ponto de orvalho de água e de hidrocarbonetos

Tabela 5.5 – Lista dos principais equipamentos do CASO A – Tecnologia Supersônica

Nome	Equipamento	Tipo	Dimensões	Material de construção
K-100	Compressor	Centrífugo	Potência: 10380 kW	Aço carbono
K-101	Compressor	Centrífugo	Potência: 10110 kW	Aço carbono
K-102	Compressor	Centrífugo	Potência: 5221 kW	Aço carbono
K-103	Compressor	Centrífugo	Potência: 5169 kW	Aço carbono
D-100	Acionador do K-100/101	Turbina a gás	Potência: 20490 kW	Aço carbono
D-102	Acionadordo K-102/103	Turbina a gás	Potência: 10390 kW	Aço carbono
V-101	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 1,28m, Altura: 5,14m, P de projeto: 31,04 bar	Aço carbono
V-102	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 0,95m, Altura: 3,81m, P de projeto: 91,37 bar	Aço carbono
V-103	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 0,91m, Altura: 3,63m, P de projeto: 90,82 bar	Aço carbono
V-104	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 0,72m, Altura: 2,88m, P de projeto: 59,95 bar	Aço carbono
V-105	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 0,50m, Altura: 2,60m, P de projeto: 113,58 bar	Aço carbono
E-100	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 1288m², P casco: 27,2 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
E-101	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 653m², P casco: 82,0 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
E-102	Trocador gás/gás	Casco-Tubos	Área: 993m², P casco: 52,6 bar, P tubo: 81,5 bar	Aço carbono
E-103	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 523m², P casco: 102,0 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
OP-100	Equipamento supersônico	-	Faixa de P (bar): 80 a 90 Faixa de T (ºC): -31 a 10	Aço carbono

Os principais resultados das simulações do CASO A são resumidos na Tabela 5.6. A especificação de 147 ppmv de água no gás de exportação é adotada como premissa e no processo CASO A – Tecnologia Convencional, a vazão de circulação de TEG foi definida para atender esse valor. Já o gás de exportação do CASO A – Tecnologia Supersônica, apresenta como benefício um teor de água bem inferior quando comparado ao da desidratação com TEG.

O CASO A – Tecnologia Convencional, não gera Líquidos de Gás Natural quando submetido à queda de pressão na válvula JT, e, portanto, a vazão de LGN é nula. A explicação é dada pelo diagrama de fases da Figura 5.3, pois este ΔP não é suficiente para a corrente

gasosa atingir a região bifásica do diagrama. Por outro lado, é possível extrair C_3^+ utilizando o equipamento supersônico obtendo-se 125 m³/d de LGN.

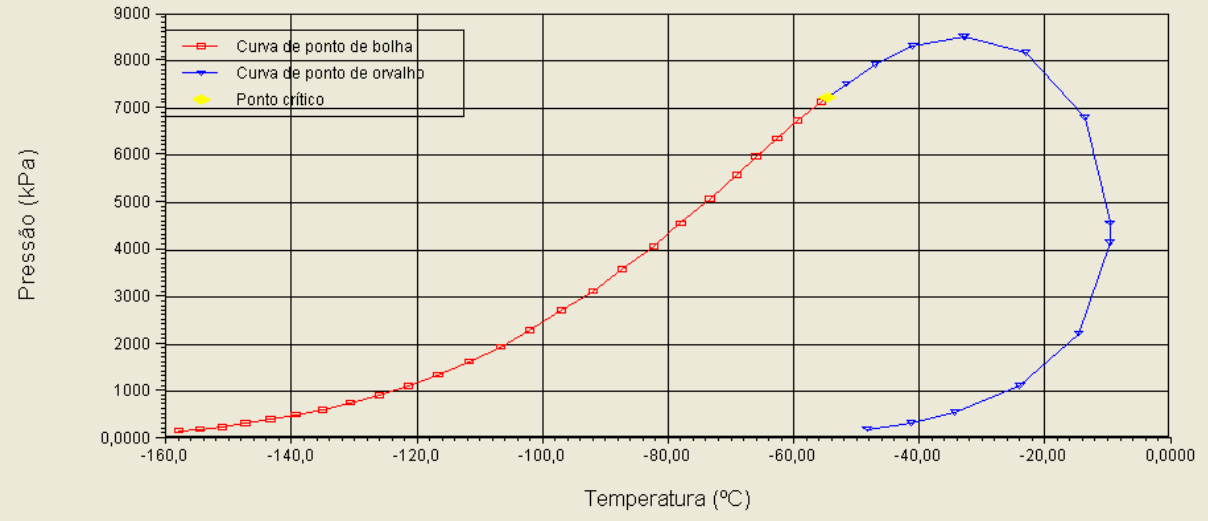


Figura 5.3 – Diagrama de fases para corrente de gás desidratado do CASO A – Tecnologia Convencional. Fonte: Elaboração própria via UniSim Design®.

Tabela 5.6 – Comparação dos resultados das simulações: CASO A

Resultado	Unidade	Tecnologia convencional	Tecnologia supersônica
Teor de água no gás para exportação	ppmv	145	62
Poder calorífico* do gás para exportação	MJ/m³	42,1	41,4
Vazão de gás para exportação	MMSCMD	4,98	4,92
Vazão de LGN	m³/d	0	125

*Poder calorífico superior.

5.2 CASO B – GÁS RICO

O caso B refere-se a uma unidade de processamento primário de gás natural para ajuste de ponto de orvalho de água e de hidrocarbonetos. A composição e vazão do gás de entrada são apresentadas na Tabela 5.7. As condições de entrada são 54 ºC e 9 bar. A simulação do processo convencional e supersônico é detalhada a seguir.

Tabela 5.7 – Dados da carga do CASO B

Vazão (MMSCMD)	5,00
Componente	**% mol**
CO_2	0,43
C1	78,74
C2	5,66
C3	3,97
iC4	1,44
nC4	3,06
iC5	1,09
nC5	1,84
C6	1,80
C7+	1,70
N_2	0,27

Para simular o processo de desidratação por adsorção em leito sólido utiliza-se a operação unitária *component splitter* disponível no UniSim Design®. Essa ferramenta é utilizada, pois o simulador não possui um modelo específico (e rigoroso) de processo de adsorção. O *component splitter* simula uma separação ideal onde se especificam o número de correntes de saída (n), a fração de separação entre o topo e o fundo, a temperatura e a pressão de "n-1" correntes. O processo CASO B – Tecnologia Convencional apresentado na Figura 5.4 é baseado no fluxograma sugerido por GPSA (1998).

O dimensionamento da unidade é baseado nas equações de projeto propostas por Campbell (2004). Assume-se que a planta possui dois leitos enquanto um está adsorvendo água, o outro está regenerando. Neste processo, o gás natural bruto é saturado com água no vaso V-100 e, posteriormente, é comprimido em dois estágios de 9 bar a 61 bar. A Tabela 5.8 resume as condições operacionais dos compressores.

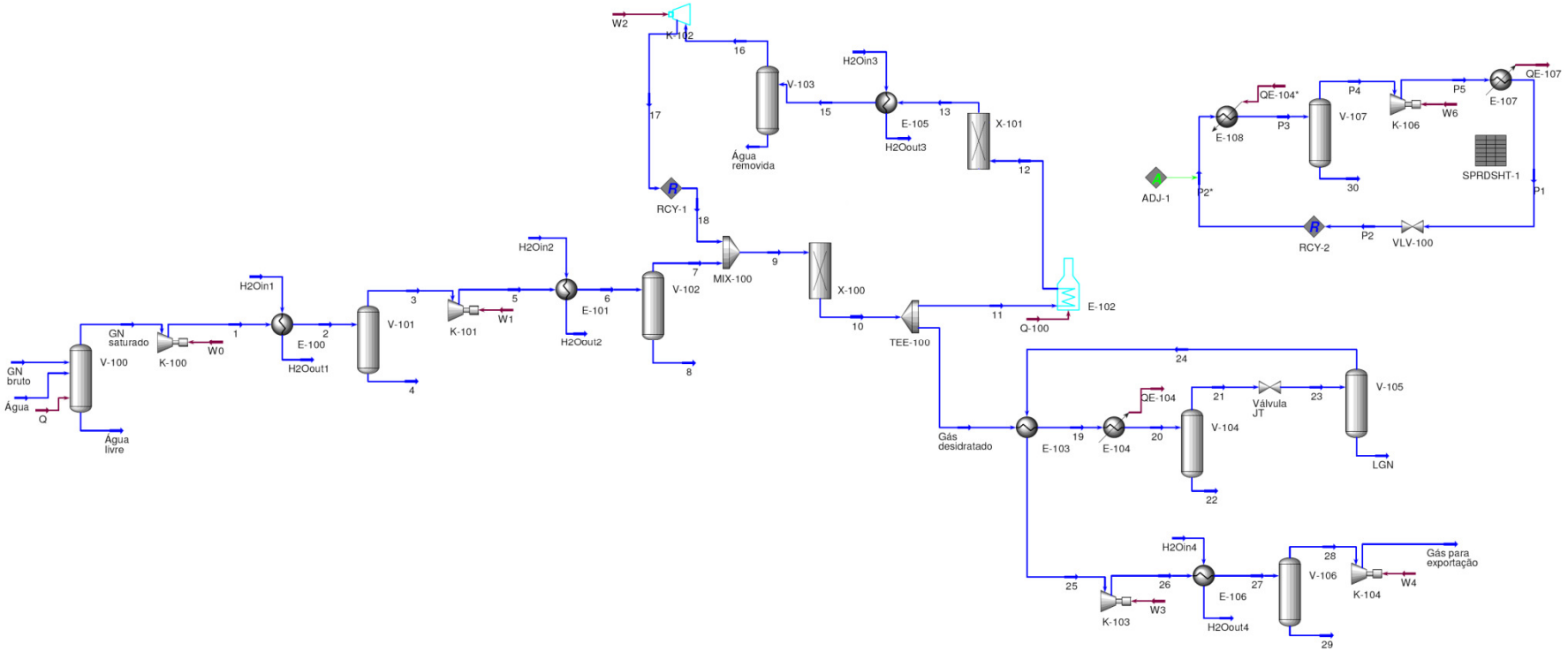


Figura 5.4 – Fluxograma de processo para o CASO B – Tecnologia Convencional: adsorção com dessecante sólido e válvula JT

Tabela 5.8 – Condições operacionais dos compressores do CASO B – Tecnologia Convencional

Pressão da coluna de adsorção[1] (bar)	Compressor	Pressão de sucção (bar)	Pressão de descarga (bar)	Temp. na descarga (ºC)	Razão de compressão
60	K-100	9,00	23,4	126,6	2,6
	K-101	22,90	61,0	122,3	2,6
	K-103	31,33	79,26	113,2	2,5
	K-104	79,26	200,0	123,6	2,5

[1] Fonte: Campbell, 2004.

Gás natural comprimido entra no topo da torre de adsorção (X-100) onde o dessecante sólido seletivamente adsorve água da corrente gasosa. Gás desidratado, com teor de água inferior a 1 ppmv, é retirado pelo fundo da X-100 onde 10% da vazão é encaminhada para o sistema de regeneração. O gás de regeneração é aquecido a 280ºC no forno E-102 e segue para o fundo do leito saturado de água que está em processo de regeneração (X-101). À medida que a temperatura no interior do leito é aumentada, a água é capturada dos poros do dessecante se transformando em vapor que é removido com o gás natural. O gás quente e úmido efluente do topo da torre X-101 segue para um resfriador (E-105) que condensa a água que é separada no vaso V-103. O gás de topo desse vaso é recirculado para o processo através do compressor K-102. O ciclo de regeneração da X-101 completa-se com o resfriamento do leito que também é feito por parte do gás desidratado, com o forno desviado. Dessa maneira, o processo é conduzido de forma alternada e periódica, com cada leito passando por etapas sucessivas de adsorção e dessorção. A duração desses ciclos pode variar consideravelmente. Zeochem® (2012) informa que um ciclo típico para processos de adsorção com dois leitos do adsorvente Z4-04 é de 16 horas, sendo: 8 horas para adsorção, 5 horas de aquecimento, 3 horas para resfriamento e realinhamento ao processo.

O gás desidratado segue para o trocador de integração energética E-103, sofrendo resfriamento adicional no *chiller* E-104 para atingir 10 ºC. Esse valor foi definido para permitir uma mesma base de comparação entre a temperatura na entrada da válvula JT e a temperatura na entrada do equipamento supersônico. A corrente de saída do *chiller* alimenta o vaso V-104 que separa a fase líquida. O gás segue para a válvula JT onde o ponto de orvalho de hidrocarbonetos é ajustado através da expansão isentálpica provocada pela queda de

temperatura. O líquido condensado, LGN, é separado no vaso V-105 que é a seguir escoado para o sistema de estabilização de condensado (não simulado). O gás condicionado é comprimido no sistema multiestágios composto pelo K-103 e K-104 para ser transferido para o continente ou utilizado em *gas-lift*.

A planta possui um ciclo de refrigeração a propano de um estágio para resfriar o gás a 10ºC. Considerando uma temperatura de *approach* de 10 ºC, a temperatura mínima a ser atingida no ciclo é de 0ºC. Para tanto, a temperatura de descarga do condensador (E-107) é definida para 40ºC e a pressão de descarga do compressor (K-106) é ajustada para 14,23 bar. A válvula VLV-100 é utilizada para resfriar o propano a 0ºC, provocando uma queda de pressão de aproximadamente 9 bar. A vazão de propano é determinada pelo bloco de lógica *Adjust* (ADJ-1), que calcula a vazão necessária para que a carga térmica do evaporador (E-108) seja igual à do *chiller* (E-104). O propano segue para o vaso de *knock-out* e a corrente P4 alimenta do compressor, fechando o ciclo de refrigeração.

O dimensionamento dos principais equipamentos é realizado e os dados de balanços de massa e energia são apresentados no ANEXO 3. A memória de cálculo para altura do leito e dimensionamento dos vasos de adsorção é apresentada no ANEXO 4. A Tabela 5.9 apresenta a lista de equipamentos.

Tabela 5.9 – Lista dos principais equipamentos do CASO B – Tecnologia Convencional

Nome	Equipamento	Tipo	Dimensões	Material de construção
K-100	Compressor	Centrífugo	Potência: 8974 kW	Aço carbono
K-101	Compressor	Centrífugo	Potência: 7959 kW	Aço carbono
K-102	Compressor	Alternativo	Potência: 12 kW	Aço carbono
K-103	Compressor	Centrífugo	Potência: 6639kW	Aço carbono
K-104	Compressor	Centrífugo	Potência: 6446kW	Aço carbono
D-100	Acionadordo K-100/101	Turbina a gás	Potência: 16933 kW	Aço carbono
D-103	Acionador do K-103/104	Turbina a gás	Potência: 13085kW	Aço carbono
V-101	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 1,34m, Altura: 5,35m, P de projeto: 26,90 bar	Aço carbono
V-102	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 1,00m, Altura: 4,00m, P de projeto: 68,26 bar	Aço carbono
V-103	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 0,50m, Altura: 2,60m, P de projeto: 68,26 bar	Aço carbono
V-104	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 1,13m, Altura: 4,52m, P de projeto: 67,17 bar	Aço carbono
V-105	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 1,26m, Altura: 5,05m, P de projeto: 36,18 bar	Aço carbono
V-106	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 0,50m, Altura: 2,60m, P de projeto: 88,25 bar	Aço carbono
E-100	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 1997m², P casco: 23,4 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
E-101	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 872m², P casco: 61,0 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
E-102	Forno	Cilíndrico	Carga térmica: 3423 kW	Aço carbono
E-103	Trocador gás/gás	Casco-Tubos	Área: 380m², P casco: 60,0 bar, P tubo: 31,3bar	Aço carbono
E-104	*Chiller*	Propano	-	Aço carbono
E-105	Trocador gás/água	Resfriador	Área: 145 m², P casco: 60,0 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
E-106	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 704m², P casco: 79,3 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
X-100	Leito de adsorção	Peneira molecular (Z4-04)	Diâmetro: 2,80m, Altura: 5,40m, P de projeto: 69 bar	Aço carbono
X-101	Leito de adsorção	Peneira molecular (Z4-04)	Diâmetro: 2,80m, Altura: 5,40m, P de projeto: 69 bar	Aço carbono
-	Válvula	Joule-Thomson	ΔP = 28,17 bar	Aço carbono

O fluxograma proposto do CASO B – Tecnologia Supersônica é apresentado na Figura 5.5.

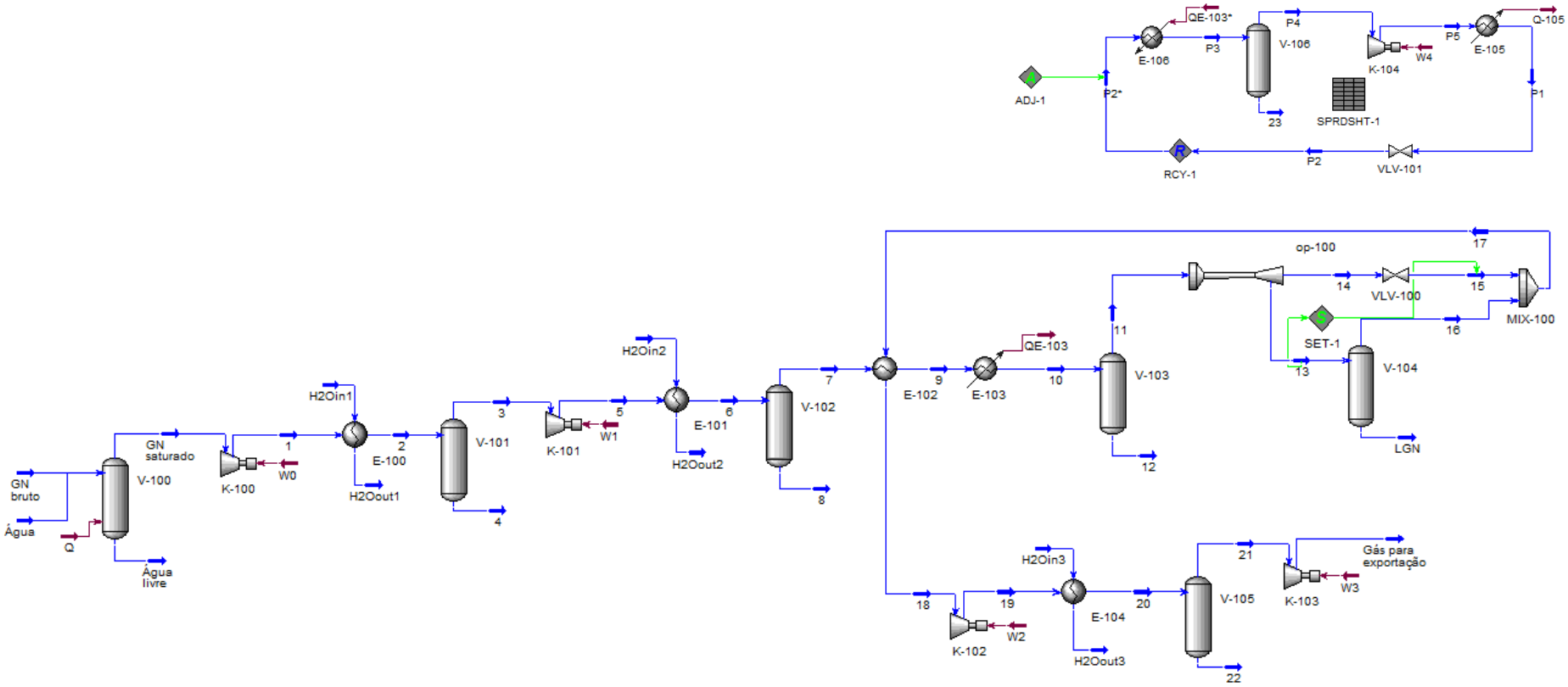


Figura 5.5 – Fluxograma de processo para o CASO B – Tecnologia Supersônica: separador supersônico para controle de ponto de orvalho de água e de hidrocarbonetos

O gás natural bruto é saturado com vapor d'água no vaso V-100 e segue para um sistema de compressão multiestágios. A Tabela 5.10 lista as condições operacionais dos compressores.

Tabela 5.10 – Condições operacionais dos compressores do CASO B – Tecnologia Supersônica

Pressão do equipamento supersônico[1] (bar)	Compressor	Pressão de sucção (bar)	Pressão de descarga (bar)	Temp. na descarga (ºC)	Razão de compressão
80	K-100	9,00	27,16	138,3	3,0
	K-101	26,66	82,00	136,0	3,0
	K-102	51,83	101,90	98,5	2,0
	K-103	101,40	200,00	100,7	2,0

[1] Fonte: *Twister BV*

O gás natural comprimido (corrente **7**) é resfriado a 10 ºC em dois estágios, sendo o primeiro através de um trocador gás-gás (E-102) e o segundo por um *chiller* de propano (E-103). Essa é a temperatura máxima permitida na entrada do módulo usado para simulação do equipamento supersônico, e, portanto, utiliza-se um ciclo de propano similar ao do CASO B Tecnologia Convencional para atingir 10 ºC.

A corrente de saída do *chiller* entra no vaso V-103 que separa a fase líquida do gás que entra no equipamento supersônico onde água e hidrocarbonetos pesados são separados do gás natural. A *saída primária* (corrente **14**) sai a aproximadamente 6 ºC e 53,89 bar e corresponde ao gás com teor de água especificado. Na *saída secundária* (corrente **13**), as condições de temperatura e pressão são: -4 ºC e 52,33 bar. Esta corrente contém principalmente água, hidrocarbonetos pesados e gás que é recuperado no vaso V-104. A válvula VLV-100 equaliza a pressão das correntes **15** e **16** que se unem e formam o gás de exportação (corrente **17**) que é direcionado para o sistema de compressão para atingir 200 bar, pressão adotada para o gasoduto de transferência do gás natural. O LGN separado no V-104 deve ser escoado para o sistema de estabilização de condensado (não simulado). O dimensionamento dos principais equipamentos é listado na Tabela 5.11. E o ANEXO 3 exibe os dados dos balanços de massa e de energia.

Tabela 5.11 – Lista dos principais equipamentos do CASO B – Tecnologia Supersônica

Nome	Equipamento	Tipo	Dimensões	Material de construção
K-100	Compressor	Centrífugo	Potência: 10490 kW	Aço carbono
K-101	Compressor	Centrífugo	Potência: 9110 kW	Aço carbono
K-102	Compressor	Centrífugo	Potência: 4467 kW	Aço carbono
K-103	Compressor	Centrífugo	Potência: 4318 kW	Aço carbono
D-100	Acionador do K-100/101	Turbina a gás	Potência: 19600 kW	Aço carbono
D-102	Acionador do K-102/103	Turbina a gás	Potência: 8785 kW	Aço carbono
V-101	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 1,46m, Altura: 5,83m, P de projeto: 31,07 bar	Aço carbono
V-102	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 1,15m, Altura: 4,59m, P de projeto: 91,37 bar	Aço carbono
V-103	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 1,06m, Altura: 4,24m, P de projeto: 90,27 bar	Aço carbono
V-104	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 0,66m, Altura: 2,63m, P de projeto: 59,28 bar	Aço carbono
V-105	Vaso de *flash*	Vertical	Diâmetro: 0,50m, Altura: 2,60m, P de projeto: 113,30 bar	Aço carbono
E-100	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 1617m², P casco: 27,2 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
E-101	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 674m², P casco: 82,0 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
E-102	Trocador gás/gás	Casco-Tubos	Área: 750m², P casco: 52,3 bar, P tubo: 81,5 bar	Aço carbono
E-103	*Chiller*	Propano	-	Aço carbono
E-104	Trocador gás/água	Casco-Tubos	Área: 453m², P casco: 101,9 bar, P tubo: 4,0 bar	Aço carbono
OP-100	Equipamento supersônico	-	Faixa de P (bar): 80 a 90 Faixa de T (ºC): -31 a 10	Aço carbono

A Tabela 5.12 apresenta os principais resultados das simulações do CASO B. O processo convencional de desidratação por perneiras moleculares é capaz de atingir ponto de orvalho de água extremamente baixo, e, por isso, o teor de água no gás de exportação é 1 ppmv. A tecnologia supersônica atinge 89 ppmv de água no gás natural, que está abaixo do valor da especificação adotada no presente trabalho, mas não é tão rigorosa quanto à unidade de peneira molecular.

A combinação das duas tecnologias destaca-se como uma alternativa conveniente quando um determinado processo exige uma especificação mais restrita para o conteúdo de água no gás natural, pois a água pode ser parcialmente removida pelo equipamento supersônico e a separação ser completada por uma unidade de peneira molecular *downstream*. A pré-remoção de água permite que período de adsorção seja maior, acarretando menor custo e maior flexibilidade na operação da unidade de peneira molecular.

Para realizar uma comparação igualitária, a mesma queda de pressão promovida no equipamento supersônico foi adotada na válvula JT (ΔP=28,17 bar). A recuperação de LGN no processo supersônico é de 415 m³/d; enquanto no caso convencional é de 206 m³/d. Como consequência da maior recuperação de LGN, o esquema supersônico apresenta poder calorífico do gás e vazão inferiores.

Tabela 5.12 – Comparação dos resultados das simulações: CASO B

Resultado	**Unidade**	**Tecnologia convencional**	**Tecnologia supersônica**
Teor de água no gás para exportação	ppmv	1	89
Poder calorífico* do gás para exportação	MJ/m³	43,2	41,9
Vazão de gás para exportação	MMSCMD	4,32	4,12
Vazão de LGN	m³/d	206	415

*Poder calorífico superior.

6 ANÁLISE ECONÔMICA DOS ESTUDOS DE CASO

A simulação das alternativas descritas no Capítulo 5 permite uma comparação técnica dos processos e apresenta o dimensionamento dos principais equipamentos presentes nos fluxogramas propostos. Neste Capítulo, os Estudos de Caso são submetidos à análise de viabilidade econômica com o objetivo de se comparar as tecnologias convencionais com a tecnologia de separação supersônica e indicar a rota economicamente mais atrativa para o condicionamento do gás natural.

Para realizar a análise econômica dos Estudos de Caso, emprega-se o método VPL que consiste em determinar o valor presente de pagamentos futuros descontados a uma taxa de juros apropriada, menos o custo do investimento inicial. Por considerar o valor do dinheiro no tempo, o VPL é considerado uma técnica sofisticada para análise de orçamentos de capital (TURTON *et al*, 2009). A fórmula matemático-financeira é dada pela Equação 6.1.

$$\boxed{VPL = \sum_{t=1}^{n} \frac{FC_t}{(1+i)^t} - I_0} \qquad \text{Eq. 6.1}$$

onde:

FC_t: fluxo de caixa (indicado na Tabela 4.5);

I_0: investimento inicial (denominado neste trabalho como CAPEX);

i: taxa de desconto;

t: tempo de desconto de cada entrada de caixa;

n: tempo de desconto do último fluxo de caixa (neste trabalho adota-se n = 20 anos).

O custo capital (CAPEX), custo operacional (OPEX) e o fluxo de caixa para 20 anos de operação das unidades são calculados conforme a metodologia descrita no Capítulo 4. A Tabela 6.1 condensa os principais resultados do Caso A indicando a soma dos custos dos principais equipamentos e o CAPEX para as duas tecnologias. Os equipamentos rotativos são os itens de maior CAPEX do sistema. O CASO A – Tecnologia Supersônica apresenta maior CAPEX quando comparada ao CASO A – Tecnologia Convencional, especialmente porque o sistema requer maior compressão. No esquema convencional o gás natural é comprimido de 9 bar para 70 bar, pressão da coluna absorvedora, e em seguida é levado de 70 bar para 200 bar pelo compressor de exportação. Portanto, esse processo não apresenta uma perda de carga referente à unidade de controle de ponto de orvalho de hidrocarbonetos, pois a carga de

gás pobre não é capaz de extrair LGN quando submetido ao ΔP de uma válvula JT. Em contrapartida, o equipamento supersônico apresenta uma queda de pressão de aproximadamente 28 bar que acarreta em maior compressão requerida para este esquema.

Tabela 6.1 – Custo dos módulos dos equipamentos e CAPEX: CASO A

Custo do Módulo (US$)	Tecnologia Convencional	Tecnologia Supersônica
Compressores e bomba	22.431.674	24.734.832
Acionadores do Compressor	50.656.638	54.392.516
Trocadores de calor	1.547.007	1.554.830
Vasos	319.904	488.493
Colunas	1.486.916	-
Equipamento supersônico[1]	-	3.430.000
CAPEX (US$)	**127.397.704**	**141.870.399**

[1] Fonte: Machado *et al*, 2012.

O OPEX do esquema convencional é superior ao esquema supersônico para o Estudo de Caso A (Tabela 6.2), que, a princípio, pode parecer contraditório, pois o custo com matéria prima e utilidades para o processo que emprega tecnologia supersônica é maior. Entretanto, os fatores de custo utilizados no cálculo do OPEX (Eq. 4.21) são menores para o esquema supersônico, pois se baseia no fato que o equipamento supersônico não emprega produtos químicos; requer menor manutenção e reparo uma vez que não possui partes rotativas; e exige menor trabalho de supervisão de operadores. Os fatores utilizados para cada caso são apresentados no ANEXO 2.

Tabela 6.2 – Custo operacional (OPEX): CASO A

Custo (US$/ano)	Tecnologia Convencional	Tecnologia Supersônica
Mão de obra	634.200	634.200
Matéria prima	148.082.551	150.412.089
Utilidades	1.975.020	2.239.121
OPEX (US$/ano)	**202.455.225**	**197.918.629**

O cálculo da receita considera a soma da venda da corrente de gás para exportação e da corrente de LGN. A receita do gás exportado é função do seu poder calorífico, do preço de

venda e da disponibilidade de produção da planta. A receita da corrente de LGN, por sua vez, é calculada com base na vazão encontrada para cada caso multiplicada pelo respectivo preço do óleo cru apresentado na Tabela 4.6 do Capítulo 4.

Os resultados apresentados na Tabela 6.3 comparam as receitas para o Estudo de Caso A. A maior vazão e poder calorífico do gás para exportação do esquema convencional conferem a esse processo uma receita superior. Entretanto, o esquema convencional não gera Líquidos de Gás Natural, e, portanto, sua receita é nula. Em contrapartida, a recuperação de LGN do esquema supersônico produz uma receita de aproximadamente 27 milhões de dólares que resulta uma maior receita global para a tecnologia supersônica.

Tabela 6.3 – Comparação da receita: CASO A

Receita (US$/ano)	**Tecnologia Convencional**	**Tecnologia Supersônica**
Gás para exportação	267.061.444	263.323.327
Líquidos de Gás Natural (LGN)	0	27.089.844
Total (US$/ano)	**267.061.444**	**290.413.171**

Para projetos mutuamente excludentes, deverá ser escolhido o de maior VPL, portanto, de acordo com a Tabela 6.4, o processo que emprega a tecnologia supersônica é mais atrativo. O fluxo de caixa para a tecnologia convencional e supersônica do CASO A são mostrados nas Figuras 6.1 e 6.2, respectivamente. Observa-se que nos dois primeiros anos o fluxo de caixa é negativo, pois corresponde ao período de investimento fixo e construção das plantas. A partir do terceiro ano, a receita com a venda dos produtos é considerada, e com isso, o fluxo de caixa acumulativo descontado aumenta.

Tabela 6.4 – Valor Presente Líquido: CASO A

Tecnologia	**VPL no 20º ano (milhões US$)**
Convencional	166
Supersônica	261

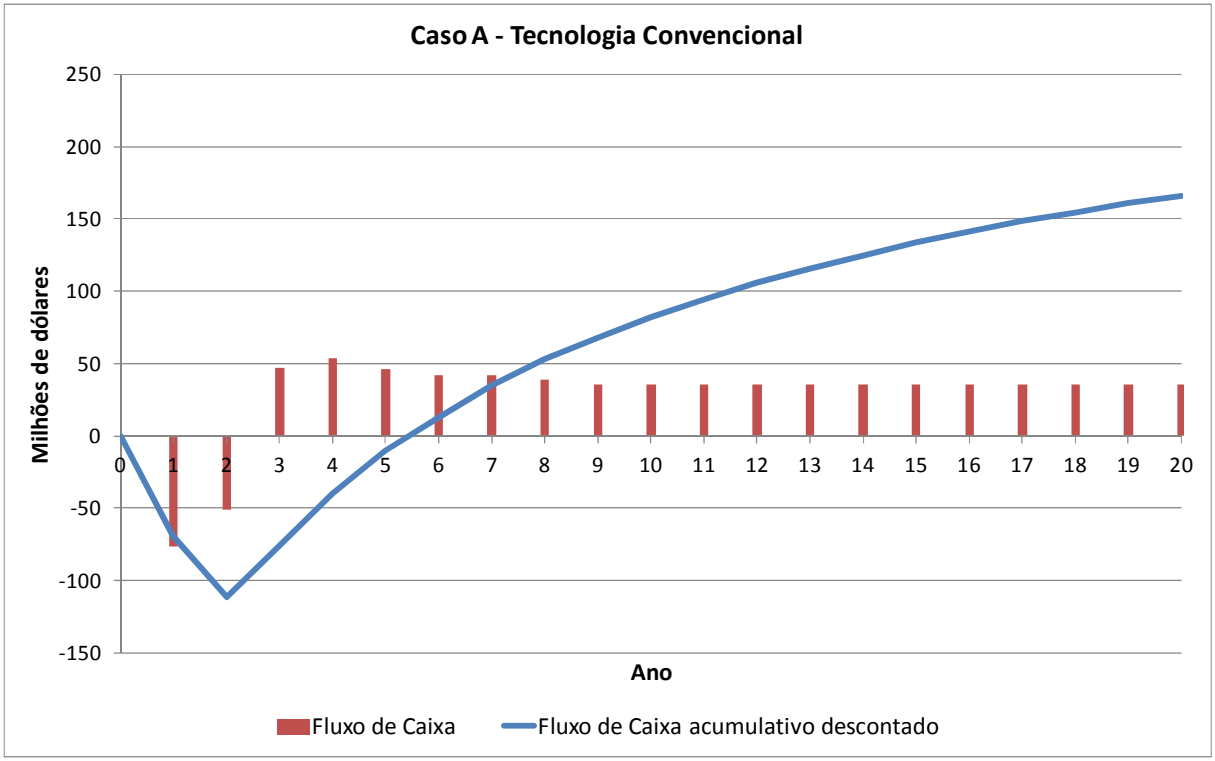


Figura 6.1 – Fluxo de caixa para CASO A – Tecnologia Convencional

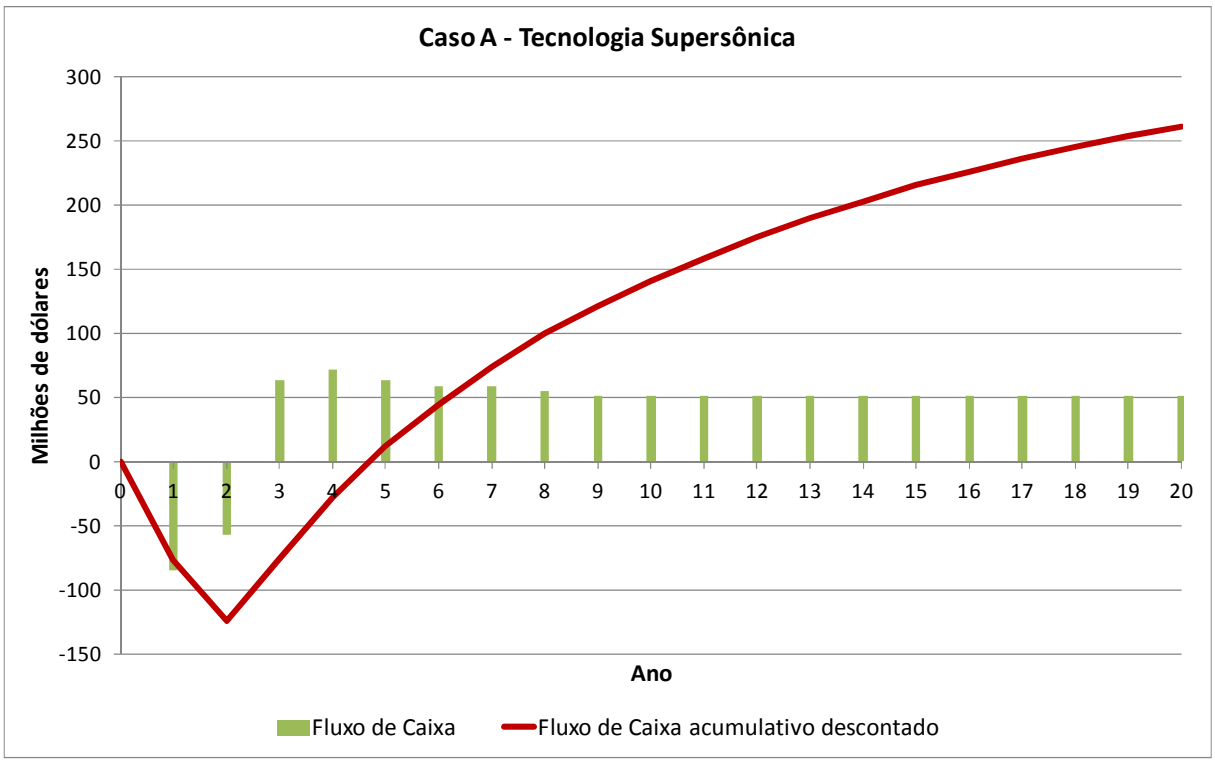


Figura 6.2 – Fluxo de caixa para CASO A – Tecnologia Supersônica

Para simplificar a comparação entre as tecnologias, os resultados obtidos também são apresentados em base incremental (Figura 6.3), cujo cálculo considera a diferença entre o VPL da tecnologia supersônica em relação à tecnologia convencional (considerada como base). Este gráfico traduz, comparativamente, a vantagem de uma tecnologia frente à outra, e, portanto, para este Estudo de Caso o processo supersônico é economicamente superior.

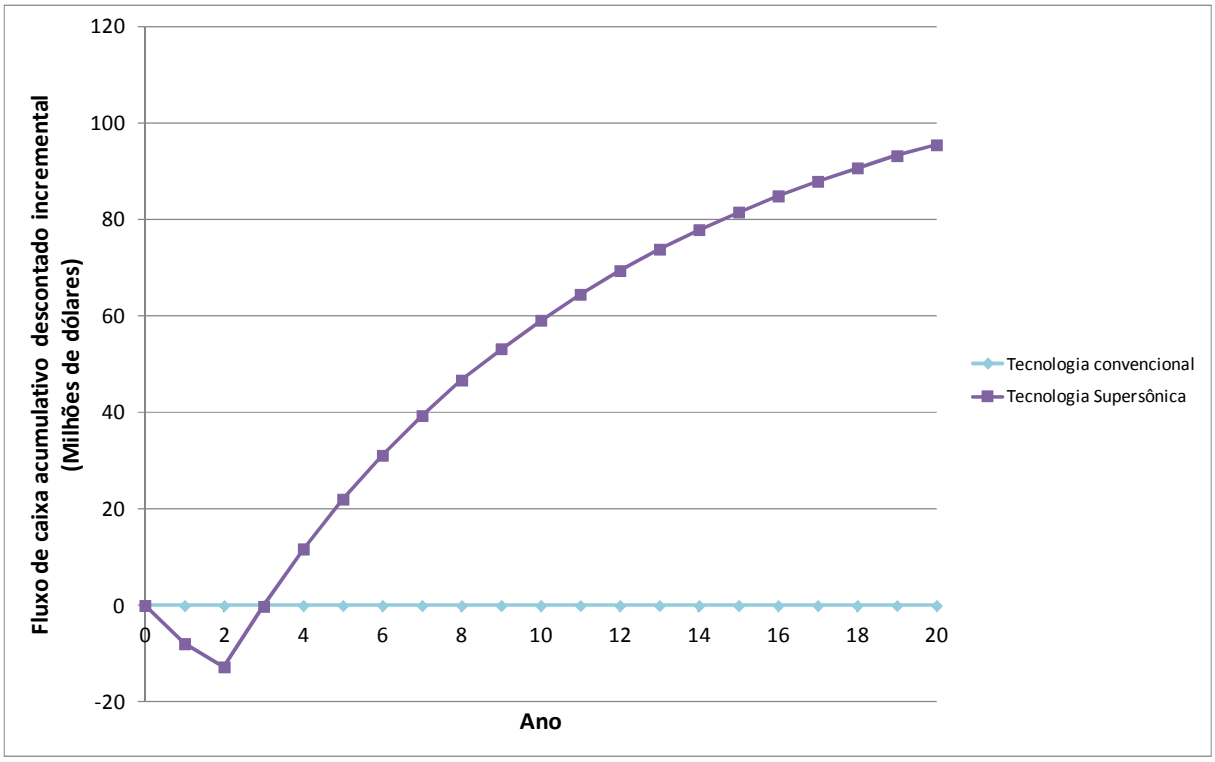


Figura 6.3 – Fluxo de caixa acumulativo descontado incremental para o CASO A

A mesma metodologia de cálculo para CAPEX, OPEX, receita e fluxo de caixa foi empregada para o Estudo de Caso B. O CAPEX do esquema convencional é superior ao supersônico, pois os trocadores de calor são mais caros e principalmente porque a potência total requerida pelos compressores é maior nesta configuração.

Tabela 6.5 – Custo dos módulos dos equipamentos e CAPEX: CASO B

Custo do Módulo (US$)	Tecnologia Convencional	Tecnologia Supersônica
Compressores	24.245.019	23.368.318
Acionadores do Compressor	57.925.109	50.611.326
Trocadores de calor	3.624.111	1.556.480
Vasos	621.219	671.881
Vasos da peneira molecular	5.902.334	-
Válvula JT[1]	115.000	-
Ciclo de propano[2]	10.000.000	10.000.000
Equipamento supersônico[3]	-	3.430.000
CAPEX (US$)	**168.985.638**	**150.261.187**

[1,3]Fonte: Machado *et al*, 2010.
[2]Fonte: Santos, 2011.

O esquema supersônico apresenta maior custo com matéria prima devido a maior disponibilidade anual da planta. Todavia, o custo com utilidades é ligeiramente superior para o processo que emprega tecnologia convencional. A combinação destes custos com os fatores utilizados para calcular o OPEX (Eq. 4.21) resulta em um maior custo operacional anual para o esquema convencional, conforme mostra a Tabela 6.6.

Tabela 6.6 – Custo operacional (OPEX): CASO B

Custo (US$/ano)	Tecnologia Convencional	Tecnologia Supersônica
Mão de obra	634.200	634.200
Matéria prima	151.855.457	154.557.567
Utilidades	2.323.095	2.067.451
OPEX (US$/ano)	**214.589.533**	**203.513.404**

A tecnologia supersônica é capaz de extrair uma quantidade maior de LGN do gás natural, que acarreta uma receita cerca de 57 milhões maior em relação ao esquema convencional que utiliza a válvula JT. Em contrapartida, a vazão e o poder calorífico do gás para exportação é menor para tecnologia supersônica, e, por isso, a receita com a venda do gás é inferior. Como resultado final (Tabela 6.7), a receita obtida pela soma da venda da corrente de gás e da corrente de LGN é aproximadamente 16 % maior para o esquema supersônico. O

VPL do 20º ano de operação é superior para a tecnologia supersônica (Tabela 6.8), e, portanto, este projeto pode ser considerado mais atrativo. O fluxo de caixa para a tecnologia convencional e supersônica do CASO B são apresentados nas Figuras 6.4 e 6.5, respectivamente.

Tabela 6.7 – Comparação da receita: CASO B

Receita (US$/ano)	Tecnologia Convencional	Tecnologia Supersônica
Gás para exportação	235.363.515	221.840.290
Líquidos de Gás Natural (LGN)	32.162.312	89.725.597
Total (US$/ano)	**267.525.828**	**311.565.887**

Tabela 6.8 – Valor Presente Líquido: CASO B

Tecnologia	VPL no 20º ano (milhões US$)
Convencional	98
Supersônica	314

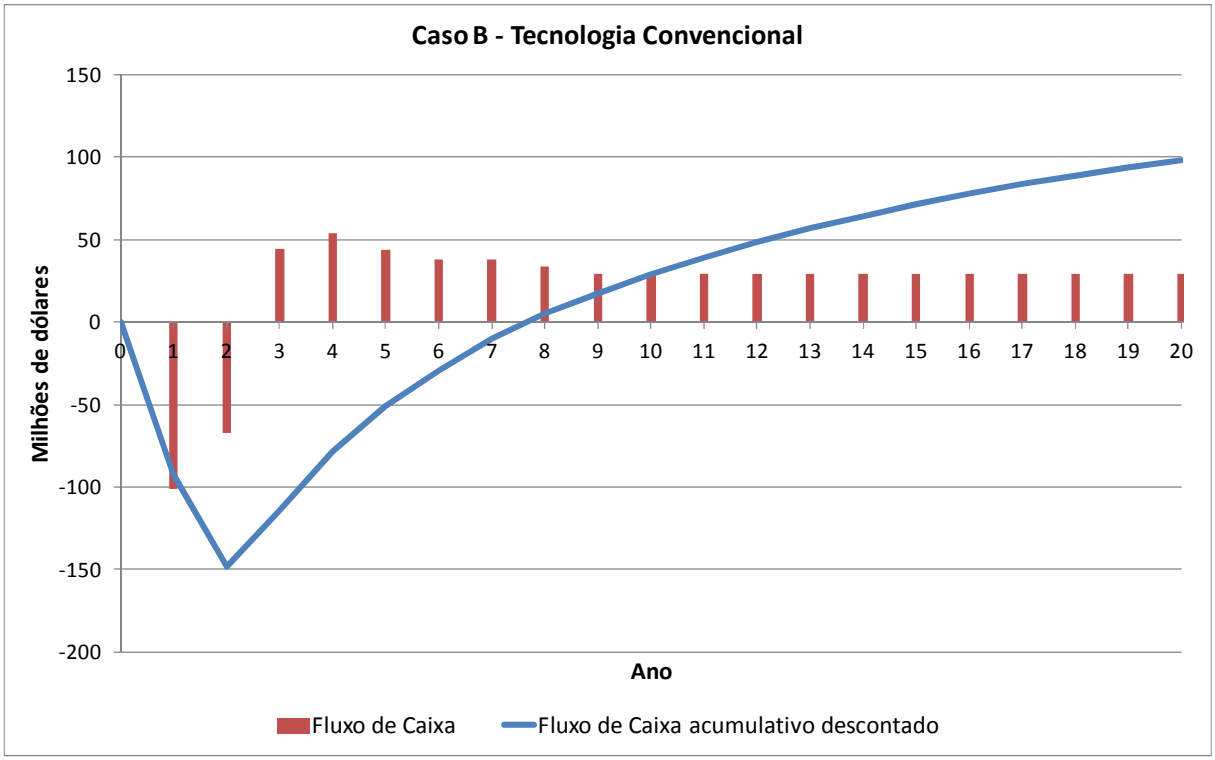


Figura 6.4 – Fluxo de caixa para CASO B – Tecnologia Convencional

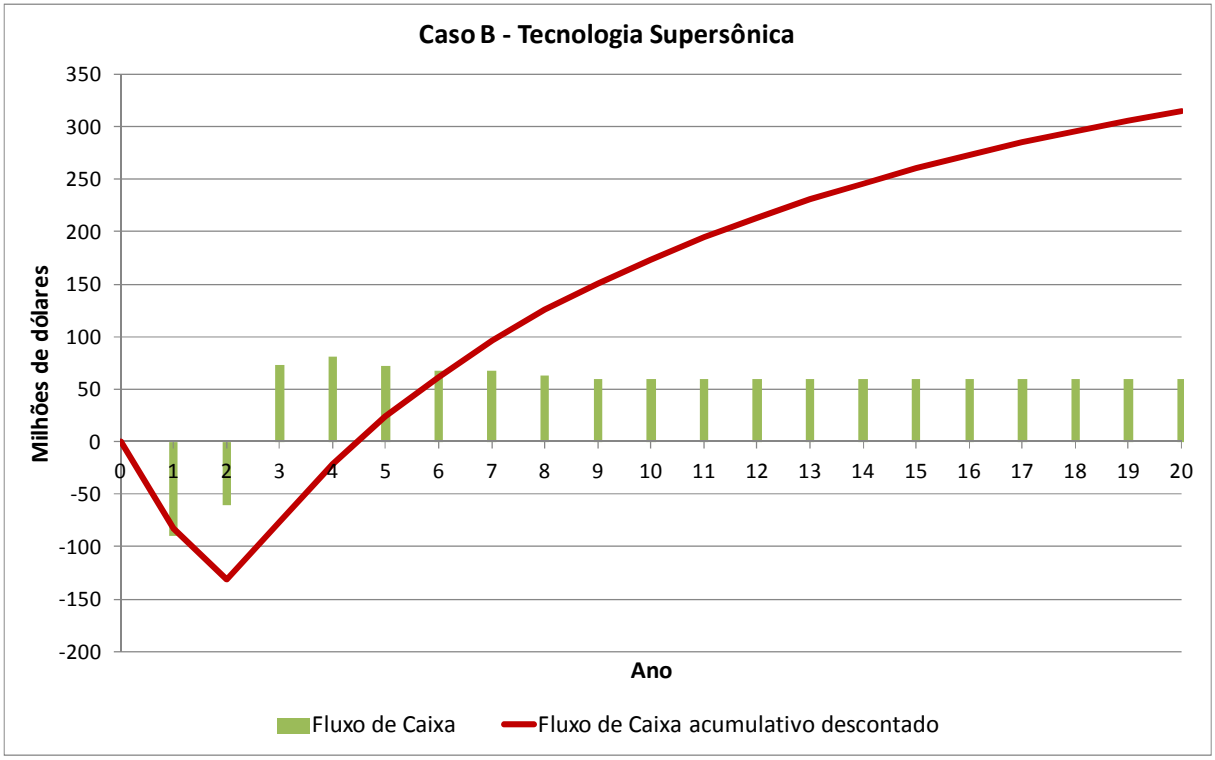


Figura 6.5 – Fluxo de caixa para CASO B – Tecnologia Supersônica

A diferença entre o VPL das tecnologias é empregada para fins de comparação do presente estudo, sendo a tecnologia convencional considerada como Caso Base. Conforme apresentado na Figura 6.6, o processo que emprega tecnologia supersônica é mais atrativo que o convencional para este Estudo de Caso.

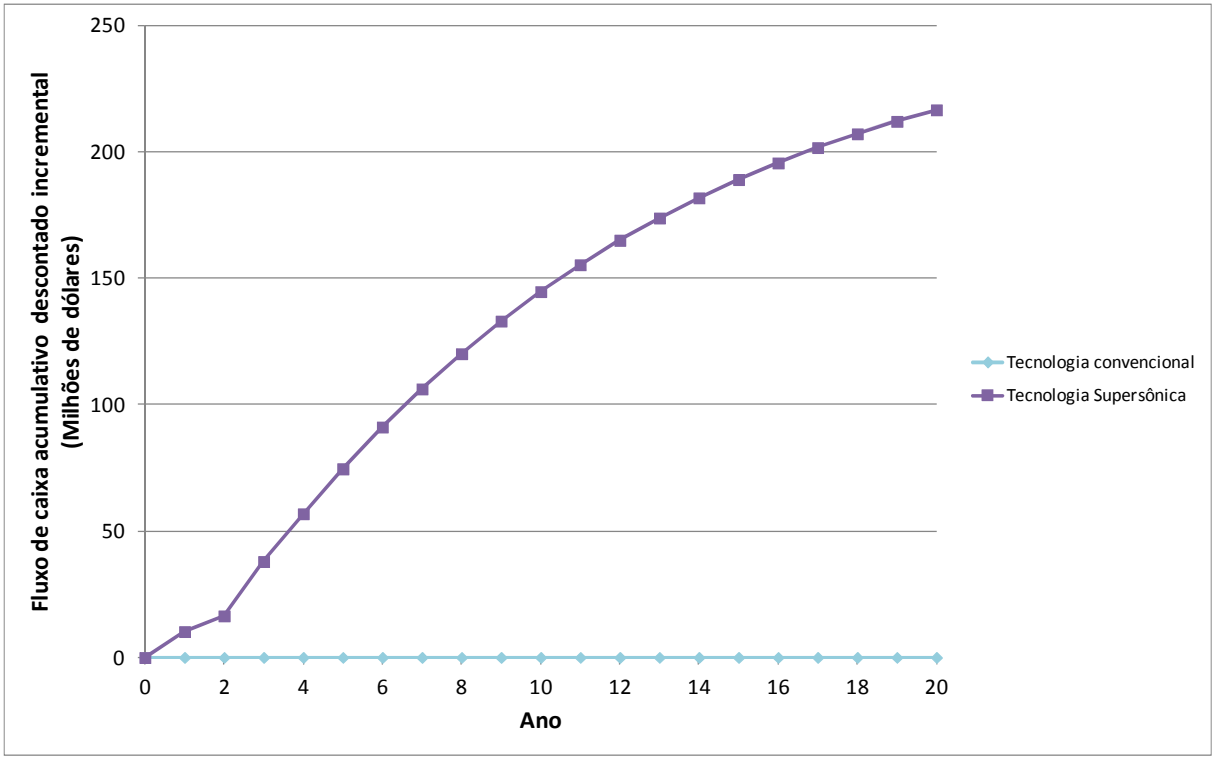


Figura 6.6 – Fluxo de caixa acumulativo descontado incremental para o CASO B

7 CONCLUSÕES

Ao longo desta dissertação foram estudadas tecnologias convencionais e uma nova operação unitária de separação para condicionamento de gás natural, a tecnologia supersônica. Estas tecnologias foram comparadas sob o ponto de vista técnico e econômico. A metodologia adotada consistiu em simular os processos no simulador comercial UniSim Design®, dimensionar os equipamentos e avaliar a lucratividade das plantas.

A análise técnica baseou-se na simulação dos fluxogramas de processo em ambiente UniSim Design® e no dimensionamento dos equipamentos a partir de dados da literatura. Abordaram-se dois estudos de caso, sendo o CASO A referente à carga de gás pobre que emprega uma unidade de absorção com TEG para desidratação do gás natural; e o CASO B compõe o gás rico que utiliza o processo de desidratação por adsorção em leito sólido e a válvula JT para controle de ponto de orvalho de água e hidrocarbonetos, respectivamente. Ambos os processos convencionais são comparados com os que empregam a tecnologia supersônica.

Os resultados econômicos foram avaliados em termos do Valor Presente Líquido (VPL) das plantas de processo, que foram, obviamente, afetados pelas premissas e simplificações adotadas. No entanto, a diferença entre o VPL das tecnologias é considerada adequada para fins de comparação do presente trabalho.

Para o cenário econômico avaliado, o Estudo de Caso A indicou maior CAPEX, menor OPEX e maior receita para a tecnologia supersônica, resultando em maior viabilidade econômica com superioridade de 57 % para o VPL do vigésimo ano de operação. O Estudo de Caso B revelou menor CAPEX, OPEX e maior receita para tecnologia supersônica, o que torna a separação supersônica mais atrativa com VPL do vigésimo ano 221 % superior.

Ressalta-se que, a tecnologia convencional do CASO A não é capaz de extrair LGN do gás natural sendo sua receita originada apenas da venda de gás, em contrapartida, a expansão do gás a velocidades supersônicas torna possível a remoção de líquidos. No CASO B, a recuperação adicional de LGN do esquema supersônico é mais vantajosa, uma vez que a receita extra do aumento da vazão de LGN compensa a redução de receita da venda de gás natural, resultante da diminuição da vazão e do poder calorífico superior.

Ainda que o VPL seja um indicador comumente empregado para análise de viabilidade econômica os resultados obtidos não devem ser unicamente utilizados na tomada de decisão. Devem-se considerar outros fatores técnicos que influenciam as condições de operação, como

por exemplo, a pressão de entrada dos processos que poderia reduzir a demanda energética requerida para compressão na tecnologia supersônica. Adicionalmente, fatores econômicos como a demanda para líquidos de gás natural e o seu respectivo preço de venda podem embasar a decisão na escolha da tecnologia mais adequada.

Outra variável a ser destacada é que o equipamento supersônico requer um *layout* mais compacto diminuindo o espaço e o peso para implantação em plataformas *offshore*.

É notório que os novos desafios da exploração de óleo e gás no Brasil exigem uma nova abordagem que suplante os gargalos tecnológicos atuais. Diante deste cenário, a tecnologia supersônica se posiciona como uma alternativa viável e promissora.

Como recomendações futuras, sugere-se:

(i) Quantificar o "*footprint*" e o peso dos equipamentos em ambiente *offshore* e avaliar seu impacto na avaliação econômica;
(ii) Realizar uma análise de sensibilidade para condições operacionais e cenários econômicos alternativos;
(iii) Simular dinamicamente o fluxograma de processo para avaliar as variações na vazão de entrada (*turdown*) e seu impacto na eficiência da tecnologia supersônica;
(iv) Avaliar correntes de gás natural com alto teor de CO_2;
(v) Avaliar a aplicação da tecnologia supersônica em ambiente submarino.

REFERÊNCIAS

ALFEROV, V. I. *et al*. **Method and apparatus for the separation of components of gas mixtures and liquefaction of a gas**. U.S. Patent: 6372019, 16 abril 2002.

ALFEROV, V. I. *et al*. **Method and apparatus for liquefying a gas**. EP Patent: 1131588 B1, 25 fev. 2004.

ALFEROV, V. I. *et al*. **Systems and methods for low temperature gas separation**. CA Patent: 2520800 A1, 24 março 2006.

ALFRADIQUE, M. F. **Cálculo de equilíbrio de fases em alta pressão aplicado à indústria do petróleo**. Tese (Doutorado). Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2006.

ALFYOROV, V. *et al*. Supersonic nozzle efficiently separates natural gas components. **Oil & Gas Journal**, p. 53-58, 2005.

ALIBABA. **TEG DEG MEG**. Disponível em: <http://www.alibaba.com/product-free/106947801/TEG_DEG_MEG.html>. Acesso em: 04 maio 2011.

ANEEL, Agência Nacional de Energia Elétrica. **Gás Natural**. Disponível em: <http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/atlas/pdf/09-Gas_Natural%282%29.pdf>. Acesso em: 30 maio 2011.

ANP, Agência Nacional do Petróleo. **Lei Nº 9.478**, 06 agosto de 1997. Disponível em: <http://nxt.anp.gov.br/NXT/gateway.dll/leg/leis/1997/lei%209.478%20-%201997.xml?f=templates$fn=default.htm&sync=1&vid=anp:10.1048/enu>. Acesso em: 30 maio 2011.

ANP, Agência Nacional do Petróleo. **Portaria Nº104**, 08 de julho de 2002. Disponível em: <http://www.cogen.com.br/legislacao/gas/2002/PO_ANP_104_08072002.pdf>. Acesso em: 28 maio 2011.

ANP, Agência Nacional do Petróleo. **Portaria Nº16**, 17 de junho de 2008. Disponível em: <http://nxt.anp.gov.br/NXT/gateway.dll/leg/resolucoes_anp/2008/junho/ranp%2016%20-%202008.xml?f=templates$fn=document-frame.htm$3.0$q=$x=$nc=4315>. Acesso em: 28 maio 2011.

ASPEN TECHNOLOGY INC. **Hysys simulation basis manual**. Cambridge: Aspentech, 2005. 525 p.

BANKE, J. **Technology Readiness Levels Demystified**, 2012. Disponível em: <http://www.nasa.gov/topics/aeronautics/features/trl_demystified.html>. Acesso em: 11 fev. 2012.

BARBOSA, L. C. **Captura de CO_2 e H_2S com soluções aquosas de alcanolaminas via destilação reativa**. Tese (Doutorado). Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2010a.

BARBOSA, M. C. **Produção de LGN a partir de correntes de CO_2 para recuperação avançada de petróleo**. Dissertação (Mestrado em Ciências). Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2010b.

BEGAZO, C. D. T. **Avaliação de um ciclo de liquefação usando a tecnologia de refrigerante misto para plantas de pequena escala de GNL**. Dissertação (Mestrado em Engenharia). Universidade de São Paulo, 2008.

BELTRÃO, R. L. C. *et al*. Challenges and New Technologies for the Development of the Pre-Salt Cluster, Santos Basin, Brasil. In: **Offshore Technology Conference**, Houston, 2009.

BERGEL, M.; TIERNO, I. **Sweetening Technologies – A look at the whole picture**. Petrotech, 2009.

BETTING, M. et al. **Nozzle for supersonic gas flow and an inertia separator**. U.S. Patent: 6513345 B1. 4 fev. 2003.

BEYCHOK, M. **De Laval Nozzle**, 2010. Disponível em: <http://en.citizendium.org/wiki/File:De_Laval_nozzle_2.png>. Acesso em: 19 dez. 2011.

BINCI, F; CIARAPICA, F. E; GIACCHETTA, G. Natural gas dehydration in offshore rigs: Comparison between traditional glycol plants and innovative membrane systems. In: **VitualPRO, the online Journal of Industrial Processes Engineering**, n. 55, 2006.

BOTHAMLEY, M. Offshore Processing Options for Oil Platforms. In: **SPE Annual Technical Conference**, Houston, 2004.

CAMPBELL, J. M. **Gas Conditioning and Processing:** The Basic Principles. 8. ed. Norman: John M Campbell & Company, 2004. 2 v.

CAMPBELL, J. M. **Gas Conditioning and Processing:** The Equipment Modules. 8. ed. Norman: John M Campbell & Company, 2004. 2 v.

CHEMICAL ENGINEERING. **Economic Indicators**, 2011. Disponível em: <http://accessintelligence.imirus.com/Mpowered/book/vchei1/i10/p82>. Acesso em: 09 nov. 2011.

COTTRILL, A. Tunu deal is the next leap ahead for Twister. **Upstream**, p.98-99, 2012.

DoD, Department of Defense (USA). **Technology Readiness Assessment (TRA)**, 2011.

ECHT, W. Hybrid Systems: Combining Technologies Leads to More Efficient Gas Conditioning. In: **Laurance Reid Gas Conditioning Conference**, 2002.

EPA, Environmental Protection Agency (USA). **Replacing glycol dehydrators with desiccant dehydrators**. Washington, 2006. 14 p.

ERSTAD, K. **The influence of crude oil acids on natural inhibition of hydrate plugs**. Thesis for the degree of Philosophiae Doctor (PhD). University of Bergen, 2009.

FARAG *et al*. Natural gas dehydration by dessicant materials. **Alexandria Engineering Journal**, v.50, p. 431-439, 2011.

FED PRIME RATE. **Crude oil price history**. Disponível em: <http://www.fedprimerate.com/crude-oil-price-history.htm>. Acesso em: 17 ago. 2012.

FEYGIN, V. *et al*. Supersonic Gas Technologies, In: **23rd World Gas Conference**, Amsterdan, 2006.

FINN, A.; TOMLINSOM, T. A case for dehydration. **Hydrocarbon Engineering**, 2007.

FOX, R. W.; MCDONALD, A. T.; PRITCHARD, P. J. **Introdução à Mecânica dos Fluidos**. 6 ed. Rio de Janeiro: LTC editora, 2004.

GANDHIDASAN, P.; FARAYEDHI, A. A.; MUBARAK, A. A. Dehydration of natural gas using solid desiccants. **Energy**, Oxford, v. 26, p. 855-868, 2001.

GANDRA, A. **Pinguelli Rosa alerta para concentração de mercúrio no gás natural**. Ambiente Brasil, 2005. Disponível em: <http://noticias.ambientebrasil.com.br/clipping/2005/05/25/19294-pinguelli-rosa-alerta-para-concentracao-de-mercurio-no-gas-natural.html>. Acesso em: 18 fev. 2012.

GARRETT, R. L. **Supersonic Flow Separator with film flow collector**. U.S. Patent: 3528217, 15 set. 1970.

GPSA, Gas Processors Suppliers Association. **Engineering data book**. 11. ed. Tulsa: 1998. CD-ROM.

GUO, B.; GHALAMBOR, A. **Natural Gas Engineering Handbook**. USA: GPC, 2005.

HONEYWELL UOP technology is used to clean natural gas on FPSO vessels. **Membrane Technology**, p.5, 2012.

HUBBARD, R. **The Role of Gas Processing in the Natural-Gas Value Chain**, JPT, 2009.

HUFFMASTER, M. A. Gas dehydration fundamental. In: **Laurance Reid Gas Conditioning Conference**, 2004.

JIBRIN, A. A.; NASR, G. G. Dew Point Control Technologies. **Gas International**, Salford, v.50, n.4 , p.4-6, 2010.

KARIMI, A.; ABDI, M. A. Selective Dehydration of High-pressure natural gas using supersonic nozzles. **Chemical Engineering and Processing**. v.48, p.560-568, 2009.

KIDNAY, A. J.; PARRISH, W. R.; McCARTNEY, D. G. **Fundamentals of Natural Gas Processing**. 2 ed. USA: GRC, 2011.

KUMAR, M. *et al*. Robust Performance of Membranes in EOR Gas Processing with High H_2S. In: **Gas Processors Association Annual Conference**, San Antonio, 2011.

LEITE, M. M. **Curso processamento de gás natural**. PROMINP, Rio de Janeiro: [s.n], 2010.

MACEDO, A. P. F.; NAKAO, A. **Simulação de permeação em membranas *HollowFiber* para remoção de CO_2 de gás natural**. Projeto Final de Curso, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

MACHADO, P. B *et al*. Supersonic separation in onshore natural gas dew point plant. **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, v. 6, p. 4-6, 2012.

MACINTYRE, A. J. **Equipamentos Industriais e de Processo**. Rio de Janeiro: LTC, 1997.

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

MALYSHKINA, M. M. Structure of gasdynamic flow in a supersonic separator of natural gas. **High Temperature**, v. 46, p. 69-76, 2008.

MARINS, A. C.; LAGES, G. G.; PALACIOS, M. F. **Desidratação de gás natural**. Monografia em Engenharia de Processo *Downstream*. Programama de Pós-graduação em Engenharia Mecânica, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, 2008.

MELLO, S. F. **Estudo sobre simulação composicional de reservatórios de petróleo com injeção de CO_2**. 2011. Dissertação (Mestrado) - Curso de Ciências e Engenharia de Petróleo, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2011.

MME, Ministério de Minas e Energia (Brasil). **Balanço Nacional Energético**, 2010.

MOKHATAB, S.; POE, W. A.; SPEIGHT, J. G. **Handbook of Natural Gas Transmission and Processing**. USA: Elsevier, 2006.

MOKHATAB, S.; MEYER, P. Selecting best technology lineup for designing gas processing units. In: **GPA Europe Sour Gas Processing Conference**, Stiges, 2009.

MONTEIRO, J. G. M-S. **Um estudo sobre alternativas de seqüestro de carbono: modelos, métricas e otimalidade**. Dissertação (Mestrado em Ciências). Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2009.

NASIKAS, A. **Method and Mechanism for the supersonic separation of droplets from a gas stream**. U.S. Patent: 5306330, 26 abril. 1994.

NEB, **National Energy Board**, Natural Gas Supply Costs in Western Canada in 2007, Energy Brief, 2008.

NETUSIL, M.; DITL, P. Comparison of three methods for natural gas dehydration. **Journal of Natural Gas Chemistry**, v. 20, p. 471-476, 2011.

OKIMOTO, F.; BROUWER, J. M. Supersonic Gas Conditioning: A new type of gas separation technology gains acceptance. When the technology can be applied, cost savings are significant. **World Oil**, v.223, n.8, 2002.

PALANIVEL, G.; MONTY, B.; ECHT, W. Successful integration of membranes for CO_2 removal into an FPSO topsides process scheme. In: **Rio Oil & Gas Expo and Conference**, Rio de Janeiro, 2010.

PANAHI, M. **Cryogenic CO_2/H_2S capture technologies for remote natural processing**. TrialLecture, Trondheim, 2011. Disponível em: <http://www.docstoc.com/docs/123562613/Panahi-Trial-Lecture>. Acesso em: 01 fev. 2012

PANTOJA, C. E. **Análise de viabilidade técnica e econômica de tecnologias de processamento de gás natural**. Dissertação (Mestrado em Processos Industriais) - Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo, 2009.

PARKS, D.; AMIN, R. Novel subsea gas dehydration process, the process plant and dehydration performance. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 81, p. 94-99, 2012.

PETERS, L. *et al*. CO_2 removal from natural gas by employing amine absorption and membrane technology – A technical and economical analysis. **Chemical Engineering Journal**. v. 172, p. 952-960, 2011.

PETROBRAS. O desafio do novo. **Revista Petrobras**, nº147, 2009.

PEYTAVY, J-L; GLÉNAT, P; BOURG, P. Qualification of low dose hydrate inhibitors (LDHIS): field cases studies demonstrate the good reproducibility of the results obtained from low loops. In: **6th International Conference on Gas Hydrates**, Vancouver, 2008.

PINTO, D. D. **Estratégias de controle contra intermitência severa na alimentação de separadores *offshore***. Dissertação (Mestrado em Ciências). Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2009.

RAMESHNI, M. State-of-the-Art in Gas Processing. In: **Interactive Technology Workshop**, Sharm el Sheikh, 2009.

REZAKAZEMI, M. CFD simulation of natural gas sweetening in a gas-liquid hollow-fiber membrane contactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 168, p. 1217-1226, 2011.

ROSA, A. J; CARVALHO, R. S.; XAVIER, J. A. D. **Engenharia de reservatórios de petróleo**. Rio de Janeiro: Interciência Ltda., 2006.

SANTOS, W. G dos. **Curso processamento de gás natural.** São Paulo: [s.n.], 2011.

SATYRO, M. A.; SCHOEGGL, F.; YARRANTON, H. W. Temperature change from isenthalpic expansion of aqueous triethylene glycol mixtures for natural gas dehydration. **Fluid Phase Equilibria**, v. 305, p. 62-67, 2011.

SCHINKELSHOEK, P.; EPSOM, H. Supersonic gas conditioning for NGL recovery. In: **Offshore Technology Conference**, Houston, 2006.

SCHINKELSHOEK, P.; EPSOM, H. Supersonic gas conditioning – Commercialization of Twister Technology. In: **87th Annual Convention**, Grapevine, 2008.

SCHOLES, C. A.; STEVENS, G. W.; KENTISH, S. E. Membrane gas separation applications in natural gas processing. **Fuel**, v. 96, p. 15-28, 2012.

SILVA, A. L. F. *et al*. **Processamento Primário de Petróleo**. Rio de Janeiro: [s.n], 2007. Apostila da Universidade Petrobrás.

SLOAN, E. D. **Clathrate hydrates of natural gases**. 2. ed. Marcel Dekker, New York, 1998.

STEWART, M.; ARNOLD, K. E. **Gas Sweetening and Processing Field Manual**. Waltham: Elsevier, 2011.

TAVASOLI, H. *et al*. Prediction of gas hydrate condition in the presence of thermodynamic inhibitors with Elliott-Suresh-Donohue Equation of State. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 77, p. 93-103, 2011.

TURTON, R. et al. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 3. ed. New Jersey: Prentice Hall, 2009.

TWISTER BV. **Brochures, Papers, Reports & Articles**. Disponível em <http://twisterbv.com/resources/>. Acesso em: 09 nov. 2010.

VAZ, C. E. M; MAIA, J. L. P.; SANTOS, W. G. dos. **Tecnologia da indústria do gás natural**. 3. ed. São Paulo: Blucher, 2008.

YAN, G.; GU, Y. Effect of parameters on performance of LGN-FPSO offloading system in offshore associated gas fields. **Applied Energy**, v. 87, p. 3393-3400, 2010.

YEO, Z. Y. *et al*. Conventional processes and membrane technology for carbon dioxide removal from natural gas: A review. **Journal of Natural Gas Chemistry**, v. 21, p. 282-298, 2012.

WEN, C.; CAO, X.; YANG, Y. Swirling flow of natural gas in supersonic separator. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 50, p. 644-649, 2011.

WEN, C. *et al*. Effects of Swirls on Natural Gas Flow in Supersonic Separators. In: **21st International Offshore and Polar Engeneering Conference**. Maui, 2011.

WEN, C. *et al*. Numerical simulation of natural gas flow in diffusers for supersonic separators. **Energy**, v.37, p.195-200, 2012.

ZEOCHEM. **Superior performance with Zeochem® molecular sieve Z4-04 for natural gas dehydration**. Disponível em: <http://www.zeochem.com/information/pdfs/Natural%20gas%20dehydration%20with%20Z4-04.pdf>. Acesso em: 11 fev. 2012.

ANEXO 1 – Equação de Estado Peng Robinson

Segue abaixo a equação de Peng Robinson e as constantes utilizadas no simulador de processos UniSim Design® (*Honeywell*).

$$\boxed{P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)}}$$

$$\boxed{Z^3 - (1-B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0}$$

Em que:

$P = Pressão\ da\ Mistura$

$V = Volume\ da\ Mistura$

$R = Constante\ dos\ Gases$

$T = Temperatura$

$Z = Fator\ de\ Compressibilidade$

$$b = \sum_{i=1}^{N} x_i b_i$$

$$b_i = 0{,}077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$$

$T_{ci} = Temperatura\ crítica\ do\ componente\ i$

$P_{ci} = Pressão\ crítica\ do\ componente\ i$

$$a = \sum_{i=1}^{N}\sum_{j=1}^{N} x_i x_j \left(a_i a_j\right)^{0,5}\left(1 - k_{ij}\right)$$

$$a_i = a_{ci}\alpha_i$$

$$a_{ci} = 0{,}457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$\alpha_i{}^{0,5} = 1 + m_i\left(1 - T_{ri}{}^{0,5}\right)$$

$$m_i = 0{,}37464 + 1{,}54226\omega_i - 0{,}26992{\omega_i}^2$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

ANEXO 2 – Fatores de custo para o cálculo do OPEX

Para ambos os casos estudados, os valores dos fatores propostos são apresentados na tabela a seguir.

Fator	Tecnologia convencional	Tecnologia supersônica
Custos diretos de produção		
a. Matérias-primas	C_{RM}	C_{RM}
b. Tratamento de efluentes	C_{WT}	C_{WT}
c. Utilidades	C_{UT}	C_{UT}
d. Mão de obra	C_{OL}	C_{OL}
e. Trabalho de supervisão e de escritório	0,18 * C_{OL}	0,14 * C_{OL}
f. Manutenção e reparo	0,06 * CAPEX	0,03 * CAPEX
g. Suprimentos operacionais	0,009 * CAPEX	0,002 * CAPEX
h. Taxas de laboratório	0,15 * C_{OL}	0,10 * C_{OL}
i. Patentes e *royalties*	0 * OPEX	0 * OPEX
Custos fixos de produção		
a. Depreciação	0,1*CAPEX	0,1*CAPEX
b. Impostos locais e seguro	0,032 * CAPEX	0,032 * CAPEX
c. Despesas gerais da planta	0,6 * (C_{OL}+ 0,18 * C_{OL}+ 0,06 * CAPEX)	0,6 * (C_{OL}+ 0,18 * C_{OL}+ 0,06 * CAPEX)
Gastos gerais		
a. Custos de administração	0,15 * (C_{OL}+ 0,18 * C_{OL}+ 0,06 * CAPEX)	0,15 * (C_{OL}+ 0,18 * C_{OL}+ 0,06 * CAPEX)
b. Custos de distribuição e venda	0,11 * OPEX	0,11 * OPEX
c. Pesquisa e desenvolvimento	0,05 * OPEX	0,05 * OPEX
Fatores de custo		
F1	0,17	0,10
F2	2,64	2,49
F3	1,19	1,19

ANEXO 3 – Dados do balanço de massa e energia

- **Caso A Convencional:**

Corrente	Pressão	Temperatura	Vazão	Fração de Vapor	Peso Molecular	Densidade	Viscosidade	Fase
	bar(a)	°C	kg/h	-	g/mol	kg/m³	cP	-
1	25,20	135,83	165135,84	1,00	18,61	14,10	0,02	Vap
2	24,70	40,00	165135,84	0,99	18,61	18,86	N.D.	ELV
H2Oin1	4,00	30,00	618354,05	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout1	3,50	45,00	618354,05	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
3	24,70	40,00	164249,23	1,00	18,61	18,77	0,01	Vap
4	24,70	40,00	886,61	0,00	18,02	996,72	0,65	Liq
5	70,50	138,22	164249,23	1,00	18,61	40,34	0,02	Vap
6	70,00	40,00	164249,23	1,00	18,61	59,02	N.D.	ELV
H2Oin2	4,00	30,00	666580,11	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout2	3,50	45,00	666580,11	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
7	70,00	40,00	163949,91	1,00	18,62	58,92	0,01	Vap
8	70,00	40,00	299,32	0,00	18,02	998,17	0,65	Liq
TEG	70,00	40,00	4050,00	0,00	143,01	1117,79	17,47	Liq
Gás desidratado	70,00	41,05	163734,02	1,00	18,62	58,58	0,01	Vap
TEG rico	70,50	41,06	4265,90	0,00	106,40	1104,76	13,02	Liq
9	5,00	46,88	4265,90	0,02	106,40	496,22	N.D.	ELV
10	5,00	85,00	4265,90	0,02	106,40	456,12	N.D.	ELV
Para flare	5,00	85,00	19,13	1,00	21,02	3,56	0,01	Vap
12	5,00	85,00	4246,76	0,00	108,39	1066,37	4,69	Liq
13	1,35	136,00	4246,76	0,01	108,39	268,96	N.D.	ELV
Emissões	1,00	128,79	308,21	1,00	18,89	0,57	0,01	Vap
TEG pobre	1,05	204,00	4038,55	0,00	143,02	963,51	0,58	Liq
18	70,00	41,05	163634,02	1,00	18,62	58,58	0,01	Vap
Gás de retificação	70,00	41,05	100,00	1,00	18,62	58,58	0,01	Vap
Makeup	1,05	40	11,45	0	139,91	1106,19	17,14	Liq
14	1,05	203,60	4050,00	0,00	143,01	963,90	0,58	Liq
15	1,05	152,96	4050,00	0,00	143,01	1011,70	1,24	Liq
16	70,50	151,79	4050,00	0,00	143,01	1030,99	1,28	Liq
H2Oin3	4,00	30,00	17236,03	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout3	3,50	45,00	17236,03	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
17	70,00	40,00	4050,00	0,00	143,01	1117,79	17,47	Liq
Água	9,00	53,26	1405,18	0,00	18,02	985,98	0,52	Liq
GN saturado	9,00	40,84	165135,84	1,00	18,61	6,56	0,01	Vap
Água livre	9,00	40,84	2,72	0,00	18,02	995,59	0,64	Liq
GN bruto	9,00	50,00	163733,39	1,00	18,62	6,36	0,01	Vap
Gás para exportação	200,00	139,33	163634,02	1,00	18,62	115,40	0,02	Vap
19	70,00	41,05	163634,02	1,00	18,62	58,58	0,01	Vap
20	70,00	41,05	0,00	0,00	129,97	422,86	7,86	Liq

Corrente	CO2	Methane	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	i-Pentane	n-Pentane	n-Hexane	n-Heptane	Nitrogen	H2O	TEGlycol
1	0,0023	0,8721	0,0621	0,0283	0,0046	0,0069	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0115	0,0088	0,0000
2	0,0023	0,8721	0,0621	0,0283	0,0046	0,0069	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0115	0,0088	0,0000
H2Oin1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
H2Oout1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
3	0,0023	0,8769	0,0625	0,0285	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0116	0,0032	0,0000
4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
5	0,0023	0,8769	0,0625	0,0285	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0116	0,0032	0,0000
6	0,0023	0,8769	0,0625	0,0285	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0116	0,0032	0,0000
H2Oin2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
H2Oout2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
7	0,0023	0,8786	0,0626	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0116	0,0014	0,0000
8	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
TEG	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0537	0,9458
Gás desidratado	0,0023	0,8797	0,0627	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0116	0,0001	0,0000
TEG rico	0,0006	0,0182	0,0032	0,0021	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0014	0,3060	0,6680
9	0,0006	0,0182	0,0032	0,0021	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0014	0,3060	0,6680
10	0,0006	0,0182	0,0032	0,0021	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0014	0,3060	0,6680
Para flare	0,0146	0,7202	0,1077	0,0619	0,0049	0,0080	0,0012	0,0011	0,0005	0,0000	0,0447	0,0352	0,0001
12	0,0003	0,0019	0,0007	0,0007	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0004	0,3123	0,6835
13	0,0003	0,0019	0,0007	0,0007	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0004	0,3123	0,6835
Emissões	0,0015	0,2936	0,0224	0,0111	0,0016	0,0025	0,0005	0,0004	0,0002	0,0000	0,0047	0,6571	0,0044
TEG pobre	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0537	0,9459
18	0,0023	0,8797	0,0627	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0116	0,0001	0,0000
Gás de retificação	0,0023	0,8797	0,0627	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0116	0,0001	0,0000
Make up	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0777	0,9223
14	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0537	0,9458
15	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0537	0,9458
16	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0537	0,9458
H2Oin3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
H2Oout3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
17	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0537	0,9458
Água	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
GN saturado	0,0023	0,8721	0,0621	0,0283	0,0046	0,0069	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0115	0,0088	0,0000
Água livre	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
GN bruto	0,0023	0,8798	0,0627	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0116	0,0000	0,0000
Gás para exportação	0,0023	0,8797	0,0627	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0116	0,0001	0,0000
19	0,0023	0,8797	0,0627	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0000	0,0116	0,0001	0,0000
20	0,0007	0,0226	0,0043	0,0031	0,0002	0,0004	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0016	0,1211	0,8460

Corrente	Carga Térmica
	kW
W0	9607,63
W1	9398,36
Q serpentina	113,06
Recuperador de calor	-113,06
Qref	452,21
QP-100	10,30
W2	8849,83

- **Caso A Supersônico:**

Corrente	Pressão	Temperatura	Vazão	Fração de Vapor	Peso Molecular	Densidade	Viscosidade	Fase
	bar(a)	°C	kg/h	-	g/mol	kg/m³	cP	-
GN bruto	9,00	50,00	163733,39	1,00	18,62	6,36	0,01	Vap
Água	9,00	50,00	1405,18	0,00	18,02	988,51	0,54	Liq
GN saturado	9,00	40,81	165133,11	1,00	18,61	6,56	0,01	Vap
Água livre	9,00	40,81	5,45	0,00	18,02	995,62	0,64	Liq
1	27,16	143,00	165133,11	1,00	18,61	14,93	0,02	Vap
H2Oin1	4,00	30,00	668301,14	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout1	3,50	45,00	668301,14	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
2	26,66	40,00	165133,11	0,99	18,61	20,46	N.D.	ELV
3	26,66	40,00	164214,81	1,00	18,61	20,35	0,01	Vap
4	26,66	40,00	918,31	0,00	18,02	996,79	0,65	Liq
5	82,00	145,72	164214,81	1,00	18,61	46,09	0,02	Vap
H2Oin2	4,00	30,00	732758,81	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout2	3,50	45,00	732758,81	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
6	81,50	40,00	164214,81	1,00	18,61	70,23	N.D.	ELV
7	81,50	40,00	163927,86	1,00	18,62	70,12	0,01	Vap
8	81,50	40,00	286,95	0,00	18,02	998,54	0,65	Liq
9	81,00	10,00	163927,86	1,00	18,62	85,09	N.D.	ELV
10	81,00	10,00	163768,63	1,00	18,62	85,01	0,01	Vap
11	81,00	10,00	159,23	0,00	18,02	1020,81	1,30	Liq
12	54,17	1,34	99250,25	1,00	17,93	51,89	0,01	Vap
14	52,65	-8,56	64518,38	0,96	19,79	63,23	N.D.	ELV
15	52,65	-8,56	59680,49	1,00	19,00	59,04	0,01	Vap
16	52,65	-3,04	158930,74	1,00	18,31	53,36	0,01	Vap
17	52,15	31,87	158930,74	1,00	18,31	43,03	0,01	Vap
LGN	52,65	-8,56	4837,89	0	40,72	508,20	0,01	ELL
18	102,20	93,94	158930,74	1,00	18,31	68,06	0,02	Vap
19	101,70	40,00	158930,74	1,00	18,31	88,12	0,02	Vap
20	101,70	40,00	158930,74	1,00	18,31	88,12	0,02	Vap
21	101,70	40,00	0,00	0,00	18,04	842,42	0,62	Liq
Gás para exportação	200,00	101,01	158930,74	1,00	18,31	130,75	0,02	Vap
H2Oin3	4,00	30,00	372813,54	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout3	3,50	45,00	372813,54	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
13	52,65	0,47	99250,25	1,00	17,93	50,44	0,01	Vap

Corrente	CO2	Methane	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	i-Pentane	n-Pentane	n-Hexane	Nitrogen	H2O
GN bruto	0,0023	0,8798	0,0627	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0116	0,0000
Água	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
GN saturado	0,0023	0,8721	0,0622	0,0283	0,0046	0,0069	0,0014	0,0013	0,0007	0,0115	0,0088
Água livre	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
1	0,0023	0,8721	0,0622	0,0283	0,0046	0,0069	0,0014	0,0013	0,0007	0,0115	0,0088
H2Oin1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oout1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
2	0,0023	0,8721	0,0622	0,0283	0,0046	0,0069	0,0014	0,0013	0,0007	0,0115	0,0088
3	0,0023	0,8771	0,0625	0,0285	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0116	0,0030
4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
5	0,0023	0,8771	0,0625	0,0285	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0116	0,0030
H2Oin2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oout2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
6	0,0023	0,8771	0,0625	0,0285	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0116	0,0030
7	0,0023	0,8787	0,0626	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0116	0,0012
8	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9999
9	0,0023	0,8787	0,0626	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0116	0,0012
10	0,0023	0,8796	0,0627	0,0286	0,0046	0,0070	0,0014	0,0013	0,0007	0,0116	0,0002
11	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9999
12	0,0023	0,8996	0,0595	0,0209	0,0022	0,0028	0,0003	0,0003	0,0001	0,0119	0,0001
14	0,0023	0,8457	0,0681	0,0417	0,0086	0,0142	0,0032	0,0030	0,0017	0,0110	0,0005
15	0,0023	0,8656	0,0663	0,0361	0,0062	0,0092	0,0014	0,0012	0,0003	0,0114	0,0001
16	0,0023	0,8873	0,0620	0,0264	0,0037	0,0051	0,0007	0,0006	0,0002	0,0117	0,0001
17	0,0023	0,8873	0,0620	0,0264	0,0037	0,0051	0,0007	0,0006	0,0002	0,0117	0,0001
LGN	0,0019	0,3201	0,1145	0,1911	0,0720	0,1465	0,0496	0,0526	0,0384	0,0015	0,0120
18	0,0023	0,8873	0,0620	0,0264	0,0037	0,0051	0,0007	0,0006	0,0002	0,0117	0,0001
19	0,0023	0,8873	0,0620	0,0264	0,0037	0,0051	0,0007	0,0006	0,0002	0,0117	0,0001
20	0,0023	0,8873	0,0620	0,0264	0,0037	0,0051	0,0007	0,0006	0,0002	0,0117	0,0001
21	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,9989
Gás para exportação	0,0023	0,8873	0,0620	0,0264	0,0037	0,0051	0,0007	0,0006	0,0002	0,0117	0,0001
H2Oin3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oout3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
13	0,0023	0,8996	0,0595	0,0209	0,0022	0,0028	0,0003	0,0003	0,0001	0,0119	0,0001

Corrente	Carga Térmica
	kW
W1	10112,32
W2	5220,83
W3	5169,46
W4	10384,37

- **Caso B Convencional:**

Corrente	Pressão	Temperatura	Vazão	Fração de Vapor	Peso Molecular	Densidade	Viscosidade	Fase
	bar(a)	°C	kg/h	-	g/mol	kg/m3	cP	-
Água	9,00	53,26	2756,31	0,00	18,02	985,98	0,52	Liq
GN saturado	9,00	54,00	216769,40	1,00	24,23	8,29	0,01	Vap
Água livre	9,00	54,00	4,05	0,00	18,02	985,41	0,51	Liq
H2Oin1	4,00	30,00	3017721,76	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout1	3,50	45,00	3017721,76	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
2	22,90	40,00	216769,40	0,93	24,23	24,58	N.D.	ELV
3	22,90	40,00	178460,57	1,00	21,45	20,38	0,01	Vap
4	22,90	40,00	38308,83	0,00	61,18	617,98	0,23	ELL
5	61,00	122,33	178460,57	1,00	21,45	43,04	0,02	Vap
H2Oin2	4,00	30,00	619834,48	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout2	3,50	45,00	619834,48	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
6	60,50	40,00	1,78E+05	0,98	21,45	61,23	N.D.	ELV
7	60,50	40,00	1,71E+05	1,00	20,89	58,81	0,01	Vap
8	60,50	40,00	7,90E+03	0,00	50,61	535,71	0,14	ELL
GN bruto	9,00	53,26	2,14E+05	1,00	24,33	8,35	0,01	Vap
9	60,50	40,14	1,89E+05	1,00	20,89	58,77	0,01	Vap
Água retida	60,00	40,95	2,24E+02	0,00	18,02	997,11	0,64	Liq
10	60,00	40,94	1,89E+05	1,00	20,89	57,94	0,01	Vap
11	60,00	40,94	1,89E+04	1,00	20,89	57,94	0,01	Vap
Gás desidratado	60,00	40,94	1,70E+05	1,00	20,89	57,94	0,01	Vap
12	60,00	280,00	1,89E+04	1,00	20,89	27,49	0,02	Vap
13	60,00	280,00	1,89E+04	1,00	20,89	27,49	0,02	Vap
14	60,00	280,00	0,01	1,00	18,02	29,18	0,02	Vap
15	59,50	40,00	18923,51	1,00	20,89	57,68	N.D.	ELV
16	59,50	40,00	18919,61	1,00	20,89	57,66	0,01	Vap
Água removida	59,50	40,00	3,90	0,00	54,75	528,02	0,13	Liq
23	31,33	-4,75	149787,98	0,99	19,43	31,79	N.D.	ELV
24	31,33	-4,75	144891,59	1,00	19,03	30,81	0,01	Vap
LGN	31,33	-4,75	4896,39	0,00	51,11	570,82	0,17	Liq
17	60,50	41,39	18919,61	1,00	20,89	58,35	0,01	Vap
18	60,50	41,39	18902,58	1,00	20,89	58,35	0,01	Vap
26	79,26	113,20	144891,59	1,00	19,03	50,82	0,02	Vap
Gás para exportação	200,00	123,65	144891,59	1,00	19,03	125,80	0,02	Vap
28	79,26	40,00	144891,59	1,00	19,03	70,36	0,01	Vap
29	79,26	40,00	0,00	0,00	19,03	70,36	0,01	Liq
1	23,40	126,59	216769,40	1,00	24,23	17,79	0,01	Vap
H2Oin3	4,00	30,00	191163,98	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout3	3,50	45,00	191163,98	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
19	60,00	21,00	170311,73	0,97	20,89	65,39	N.D.	ELV
20	59,50	10,00	170311,73	0,95	20,89	69,81	N.D.	ELV
21	59,50	10,00	149787,98	1,00	19,43	62,41	0,01	Vap
22	59,50	10,00	20523,75	0,00	46,19	517,34	0,13	Liq
25	31,33	29,45	144891,59	1,00	19,03	26,00	0,01	Vap
27	79,26	40,00	144891,59	1,00	19,03	70,36	0,01	Vap
H2Oin4	4,00	30,00	441615,64	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout4	4,00	45,00	441615,64	0,00	18,02	992,21	0,59	Liq
P1	13,73	40,00	25205,14	0,00	44,10	467,63	0,09	Liq
P2	4,73	0,00	25205,14	0,29	44,10	33,39	N.D.	ELV
P2*	4,73	0,00	25205,14	0,29	44,10	33,38	N.D.	ELV
P3	4,23	-3,60	25205,14	1,00	44,10	9,24	0,01	Vap
30	4,23	-3,60	0,00	0,00	44,10	533,70	0,13	Liq
P4	4,23	-3,60	25205,14	1,00	44,10	9,24	0,01	Vap
P5	14,23	54,74	25205,14	1,00	44,10	29,01	0,01	Vap

Corrente	CO2	Methane	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	i-Pentane	n-Pentane	n-Hexane	n-Heptane	Nitrogen	H2O
Água	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
GN saturado	0,0042	0,7740	0,0556	0,0390	0,0142	0,0301	0,0107	0,0181	0,0177	0,0167	0,0027	0,0171
Água livre	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oin1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oout1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
2	0,0042	0,7740	0,0556	0,0390	0,0142	0,0301	0,0107	0,0181	0,0177	0,0167	0,0027	0,0171
3	0,0045	0,8265	0,0581	0,0385	0,0127	0,0256	0,0073	0,0112	0,0064	0,0029	0,0028	0,0035
4	0,0009	0,0753	0,0231	0,0457	0,0332	0,0898	0,0562	0,1098	0,1682	0,1999	0,0001	0,1978
5	0,0045	0,8265	0,0581	0,0385	0,0127	0,0256	0,0073	0,0112	0,0064	0,0029	0,0028	0,0035
H2Oin2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oout2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
6	0,0045	0,8265	0,0581	0,0385	0,0127	0,0256	0,0073	0,0112	0,0064	0,0029	0,0028	0,0035
7	0,0045	0,8380	0,0582	0,0377	0,0120	0,0237	0,0063	0,0093	0,0043	0,0015	0,0029	0,0015
8	0,0022	0,2263	0,0521	0,0813	0,0486	0,1223	0,0603	0,1092	0,1121	0,0798	0,0003	0,1055
GN bruto	0,0043	0,7874	0,0566	0,0397	0,0144	0,0306	0,0109	0,0184	0,0180	0,0170	0,0027	0,0000
9	0,0045	0,8381	0,0582	0,0377	0,0120	0,0237	0,0063	0,0093	0,0043	0,0015	0,0029	0,0014
Água retida	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
10	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0121	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0015	0,0029	0,0000
11	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0121	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0015	0,0029	0,0000
Gás desidratado	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0121	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0015	0,0029	0,0000
12	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0121	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0015	0,0029	0,0000
13	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0121	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0015	0,0029	0,0000
14	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
15	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0121	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0015	0,0029	0,0000
16	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0120	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0014	0,0029	0,0000
Água removida	0,0024	0,2490	0,0577	0,0907	0,0544	0,1372	0,0679	0,1230	0,1268	0,0905	0,0004	0,0000
23	0,0046	0,8699	0,0570	0,0327	0,0088	0,0158	0,0030	0,0039	0,0010	0,0002	0,0030	0,0000
24	0,0046	0,8785	0,0568	0,0313	0,0078	0,0132	0,0020	0,0023	0,0003	0,0000	0,0031	0,0000
LGN	0,0025	0,1885	0,0719	0,1452	0,0904	0,2207	0,0835	0,1313	0,0547	0,0111	0,0002	0,0000
17	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0120	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0014	0,0029	0,0000
18	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0120	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0014	0,0029	0,0000
26	0,0046	0,8785	0,0568	0,0313	0,0078	0,0132	0,0020	0,0023	0,0003	0,0000	0,0031	0,0000
Gás para exportação	0,0046	0,8785	0,0568	0,0313	0,0078	0,0132	0,0020	0,0023	0,0003	0,0000	0,0031	0,0000
28	0,0046	0,8785	0,0568	0,0313	0,0078	0,0132	0,0020	0,0023	0,0003	0,0000	0,0031	0,0000
29	0,0046	0,8785	0,0568	0,0313	0,0078	0,0132	0,0020	0,0023	0,0003	0,0000	0,0031	0,0000
1	0,0042	0,7740	0,0556	0,0390	0,0142	0,0301	0,0107	0,0181	0,0177	0,0167	0,0027	0,0171
H2Oin3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oout3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
19	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0121	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0015	0,0029	0,0000
20	0,0045	0,8393	0,0583	0,0378	0,0121	0,0238	0,0063	0,0093	0,0043	0,0015	0,0029	0,0000
21	0,0046	0,8699	0,0570	0,0327	0,0088	0,0158	0,0030	0,0039	0,0010	0,0002	0,0030	0,0000
22	0,0033	0,3083	0,0800	0,1251	0,0682	0,1623	0,0627	0,1030	0,0628	0,0239	0,0004	0,0000
25	0,0046	0,8785	0,0568	0,0313	0,0078	0,0132	0,0020	0,0023	0,0003	0,0000	0,0031	0,0000
27	0,0046	0,8785	0,0568	0,0313	0,0078	0,0132	0,0020	0,0023	0,0003	0,0000	0,0031	0,0000
H2Oin4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oout4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
P1	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
P2	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
P2*	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
P3	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
30	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
P4	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
P5	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente	Carga Térmica
	kW
W1	7958,68
Q-100	3424,78
W2	12,07
W3	6639,05
W4	6445,80
W0	8974,00
QE-104	1833,42
QE-104*	1833,42
W6	527,90
QE-107	2361,33

- **Caso B Supersônico:**

Corrente	Pressão	Temperatura	Vazão	Fração de Vapor	Peso Molecular	Densidade	Viscosidade	Fase
	bar(a)	°C	kg/h	-	g/mol	kg/m3	cP	-
GN bruto	9,00	53,26	214017,14	1,00	24,33	8,35	0,01	Vap
Água	9,00	53,26	2756,31	0,00	18,02	985,98	0,52	Liq
GN saturado	9,00	54,00	216769,40	1,00	24,23	8,29	0,01	Vap
Água livre	9,00	54,00	4,05	0,00	18,02	985,41	0,51	Liq
1	27,16	138,28	216769,40	1,00	24,23	20,09	0,02	Vap
H2Oin1	4,00	30,00	1029901,85	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout1	3,50	45,00	1029901,85	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
2	26,66	40,00	216769,40	0,92	24,23	29,08	N.D.	ELV
3	26,66	40,00	175342,83	1,00	21,23	23,74	0,01	Vap
4	26,66	40,00	41426,56	0,00	60,14	610,49	0,22	ELL
5	82,00	136,05	175342,83	1,00	21,23	55,53	0,02	Vap
H2Oin2	4,00	30,00	727330,62	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout2	3,50	45,00	727330,62	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
6	81,50	40,00	175342,83	0,99	21,23	86,29	N.D.	ELV
7	81,50	40,00	171318,87	1,00	20,98	84,65	0,01	Vap
8	81,50	40,00	4023,96	0,00	43,79	501,46	0,12	ELL
10	80,50	10,00	171318,87	0,93	20,98	103,54	N.D.	ELV
11	80,50	10,00	148849,77	1,00	19,54	92,61	0,01	Vap
12	80,50	10,00	22469,10	0,00	40,84	473,91	0,11	ELL
14	53,89	6,96	84432,29	1,00	18,08	50,53	0,01	Vap
13	52,33	-4,07	64417,48	0,88	21,86	71,87	N.D.	ELV
17	52,33	2,25	133708,17	1,00	18,41	51,67	0,01	Vap
18	51,83	36,08	133708,17	1,00	18,41	42,23	0,01	Vap
16	52,33	-4,07	49275,87	1,00	19,02	56,84	0,01	Vap
19	101,94	98,56	133708,17	1	18,41	67,21	0,02	Vap
H2Oin3	4,00	30,00	342070,54	0,00	18,02	1003,66	0,80	Liq
H2Oout3	3,50	45,00	342070,54	0,00	18,02	992,19	0,59	Liq
20	101,44	40,00	133708,17	1,00	18,41	88,89	0,02	Vap
21	101,44	40,00	133708,17	1,00	18,41	88,89	0,02	Vap
22	101,44	40,00	0,00	0,00	18,05	842,66	0,62	Liq
Gás para exportação	200,00	100,74	133708,17	1,00	18,41	132,12	0,02	Vap
LGN	52,33	-4,07	15141,60	0,00	42,63	513,99	0,02	ELL
9	81,00	21,00	171318,87	0,96	20,98	95,71	N.D.	ELV
15	52,33	6,08	84432,29	1,00	18,08	49,06	0,01	Vap
P2*	4,73	0,00	26437,25	0,29	44,10	33,38	N.D.	ELV
P3	4,23	-3,60	26437,25	1,00	44,10	9,24	0,01	Vap
P4	4,23	-3,60	26437,25	1,00	44,10	9,24	0,01	Vap
23	4,23	-3,60	0,00	0,00	44,10	533,70	0,13	Liq
P5	14,23	54,74	26437,25	1,00	44,10	29,01	0,01	Vap
P1	13,73	40,00	26437,25	0,00	44,10	467,63	0,09	Liq
P2	4,73	0,00	26437,25	0,29	44,10	33,39	N.D.	ELV

Corrente	CO2	Methane	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	i-Pentane	n-Pentane	n-Hexane	n-Heptane	Nitrogen	H2O
GN bruto	0,0043	0,7874	0,0566	0,0397	0,0144	0,0306	0,0109	0,0184	0,0180	0,0170	0,0027	0,0000
Água	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
GN saturado	0,0042	0,7740	0,0556	0,0390	0,0142	0,0301	0,0107	0,0181	0,0177	0,0167	0,0027	0,0171
Água livre	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
1	0,0042	0,7740	0,0556	0,0390	0,0142	0,0301	0,0107	0,0181	0,0177	0,0167	0,0027	0,0171
H2Oin1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oout1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
2	0,0042	0,7740	0,0556	0,0390	0,0142	0,0301	0,0107	0,0181	0,0177	0,0167	0,0027	0,0171
3	0,0045	0,8310	0,0581	0,0380	0,0123	0,0246	0,0068	0,0104	0,0057	0,0026	0,0029	0,0030
4	0,0010	0,0895	0,0266	0,0510	0,0358	0,0956	0,0573	0,1105	0,1612	0,1859	0,0001	0,1855
5	0,0045	0,8310	0,0581	0,0380	0,0123	0,0246	0,0068	0,0104	0,0057	0,0026	0,0029	0,0030
H2Oin2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oout2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
6	0,0045	0,8310	0,0581	0,0380	0,0123	0,0246	0,0068	0,0104	0,0057	0,0026	0,0029	0,0030
7	0,0045	0,8372	0,0581	0,0376	0,0120	0,0237	0,0064	0,0096	0,0049	0,0019	0,0029	0,0012
8	0,0026	0,2832	0,0554	0,0764	0,0417	0,1020	0,0467	0,0831	0,0830	0,0627	0,0005	0,1628
10	0,0045	0,8372	0,0581	0,0376	0,0120	0,0237	0,0064	0,0096	0,0049	0,0019	0,0029	0,0012
11	0,0046	0,8686	0,0563	0,0323	0,0089	0,0163	0,0034	0,0046	0,0014	0,0003	0,0031	0,0002
12	0,0039	0,4029	0,0831	0,1105	0,0548	0,1272	0,0475	0,0783	0,0521	0,0240	0,0006	0,0151
14	0,0046	0,9062	0,0527	0,0217	0,0039	0,0057	0,0008	0,0009	0,0002	0,0000	0,0032	0,0001
13	0,0045	0,8090	0,0620	0,0492	0,0170	0,0329	0,0076	0,0104	0,0034	0,0008	0,0028	0,0005
17	0,0046	0,8958	0,0544	0,0259	0,0053	0,0081	0,0011	0,0012	0,0002	0,0000	0,0032	0,0001
18	0,0046	0,8958	0,0544	0,0259	0,0053	0,0081	0,0011	0,0012	0,0002	0,0000	0,0032	0,0001
16	0,0046	0,8772	0,0577	0,0334	0,0078	0,0124	0,0016	0,0018	0,0002	0,0000	0,0031	0,0001
19	0,0046	0,8958	0,0544	0,0259	0,0053	0,0081	0,0011	0,0012	0,0002	0,0000	0,0032	0,0001
H2Oin3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2Oout3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
20	0,0046	0,8958	0,0544	0,0259	0,0053	0,0081	0,0011	0,0012	0,0002	0,0000	0,0032	0,0001
21	0,0046	0,8958	0,0544	0,0259	0,0053	0,0081	0,0011	0,0012	0,0002	0,0000	0,0032	0,0001
22	0,0012	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9988
Gás para exportação	0,0046	0,8958	0,0544	0,0259	0,0053	0,0081	0,0011	0,0012	0,0002	0,0000	0,0032	0,0001
LGN	0,0036	0,3115	0,0938	0,1647	0,0837	0,1827	0,0510	0,0732	0,0263	0,0062	0,0004	0,0030
9	0,0045	0,8372	0,0581	0,0376	0,0120	0,0237	0,0064	0,0096	0,0049	0,0019	0,0029	0,0012
15	0,0046	0,9062	0,0527	0,0217	0,0039	0,0057	0,0008	0,0009	0,0002	0,0000	0,0032	0,0001
P2*	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
P3	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
P4	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
23	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
P5	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
P1	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
P2	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente	Carga Térmica
	kW
W0	10492,06
W1	9109,85
W2	4467,35
W3	4318,35
QE-103	1923,05
Q-105	2707,36
W4	553,71
QE-103*	1923,05

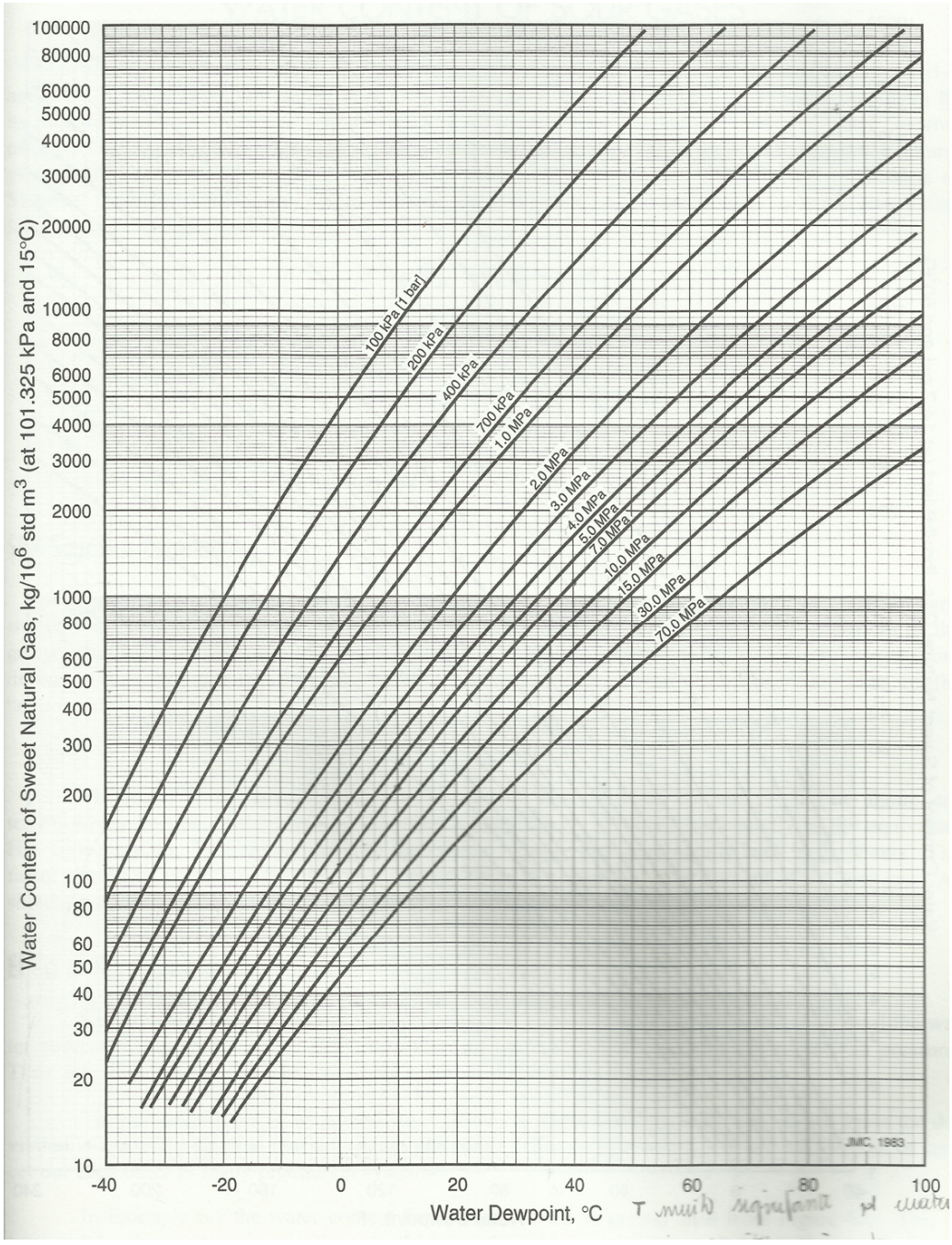
ANEXO 4 – Memória de cálculo

Caso A Convencional:

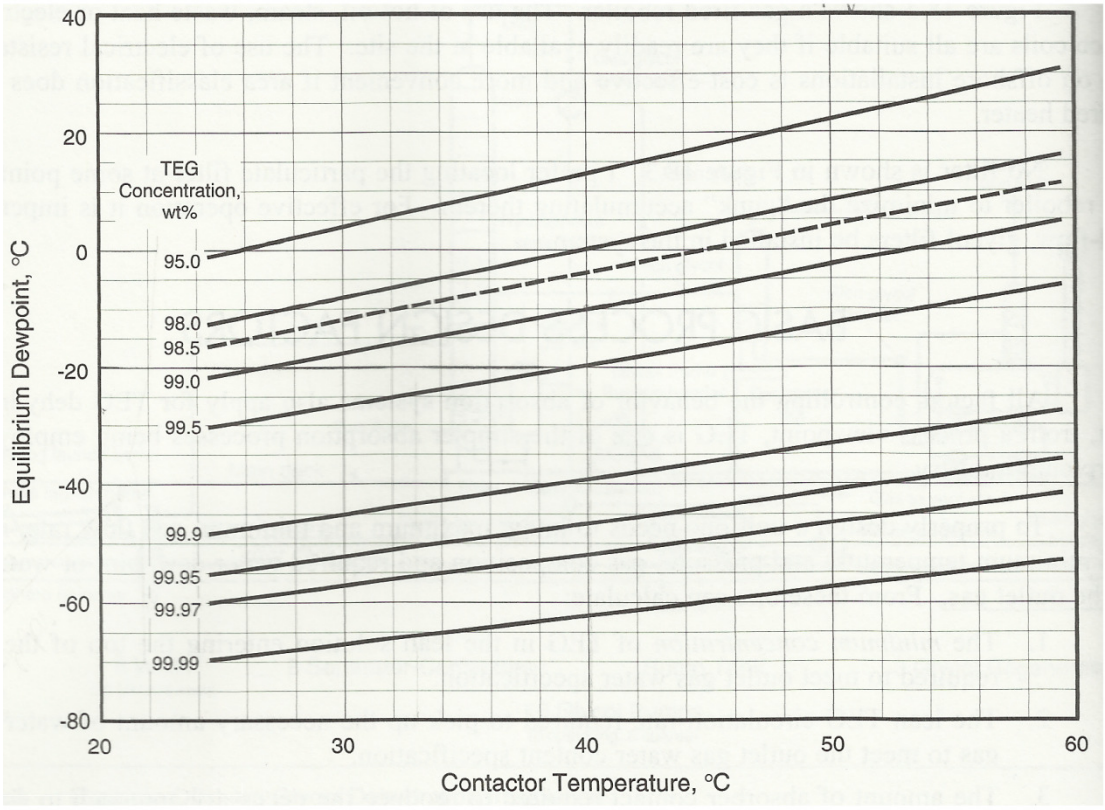
- **Dimensionamento da coluna absorvedora**

1ºpasso) Estimar a concentração de TEG requerida (especificação de água na saída dos processo: 7 lb/MMscf=112 kg/MMSm³)

A partir da figura 1 abaixo (CAMPBELL, 2004) se encontra o conteúdo de água equivalente a 112 kg/MMSm^3@7MPa→ Water DewPoint (WDP)=0°C.



Assumindo 10°C de *approach* para o equilíbrio, lê-se no gráfico da figura 2 abaixo(CAMPBELL, 2004) para WDP=-10°C e temperatura=40°C →concentração de TEG=99% p/p.

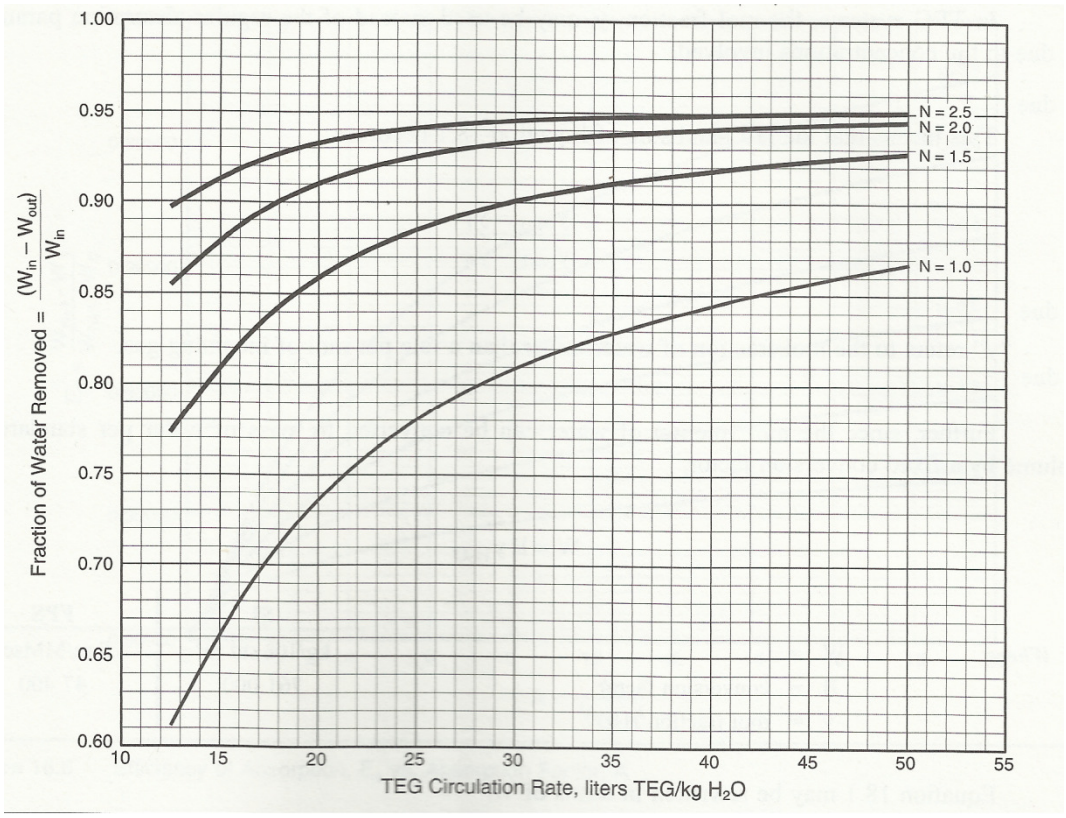


2ºpasso) Estimar o número de estágios teóricos:

Calcular a eficiência de remoção de água: $\boxed{\frac{\omega_{in}-\omega_{out}}{\omega_{in}} = \frac{1100-112}{1100} = 0{,}89}$

Sendo ω_{in} obtido a partir da figura 1 para gás natural a 40°C e 7MPa = 1100 kg/MMSm^3.

Da figura 3 abaixo para 23,5 l TEG/kg H_2O absorvida e eficiência de remoção de água de 0,89→$N \cong 2$.



3ºpasso) Calcular altura do recheio:

$H_r = (N° \text{ est})(HETP)$, $HETP = 1{,}8m$

$H_r = 2 \times 1{,}8m$

$\boxed{H_r = 3{,}6m}$

Campbell (2004) sugere adicionar aproximadamente 3 metros à altura do recheio para permitir a distribuição do gás e do glicol na parte superior e inferior da coluna. Portanto, a altura total equivale a **6,6 metros**.

4ºpasso) Calcular o diâmetro:

$\rho_g = 58{,}92\ kg/m^3$(Dado do Unisim Design)

$$v = \frac{3}{\sqrt{58{,}92}} = 0{,}391\ m/s$$

$$q = 2738\ m^3/h = 0{,}773\ m^3/s$$

$$D = \sqrt{\frac{4q}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 0{,}773}{\pi \times 0{,}391}} = \mathbf{1{,}59\ m}$$

- **Dimensionamento da coluna regeneradora**

$d = A \times (q_{TEG})^{0,5}$, $A = 210$→constante empírica

$d = 210 \times (4{,}151)^{0,5}$

$d = 428\ mm \cong \mathbf{0,428m}$

$H_r = 4 \times d$

$H_r = 4 \times 0{,}428$

$H_r = 1{,}71m$, Altura total= 1,71+3 = **4,71 m**

Caso B Convencional:

- **Dimensionamento da torre de adsorção**

$$Dados\ do\ UniSim\ Design \begin{cases} \rho_g = 58{,}79\ kg/m^3 \\ q_a = 3220\ m^3/h = 53{,}67\ m^3/min \end{cases}$$

$$v_g = \frac{A}{\sqrt{\rho_g}}\ , A = cte = 67$$

$$v_g = \frac{67}{\sqrt{58{,}79}} = 8{,}74\ m/min$$

$$d = \sqrt{\frac{4q_a}{\pi v_g}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 53{,}67}{\pi \times 8{,}74}} = \mathbf{2,8\ m}$$

$$\left(\frac{5 \times 10^6\ std\ m^3}{d}\right) \times \left(\frac{8h}{24h}\right) \times \left(\frac{1045\ kg}{10^6\ std\ m^3}\right) = 1741\ kg\ H_2O/ciclo$$

$$h_B = \frac{400\ m_w}{\pi x \rho_B d^2},\ \ \rho_B = 726\ kg/m^3\ para\ o\ dissecante\ Z4-04\ (ZEOCHEM, 2012)$$

$$h_B = \frac{400\ \times 1741}{\pi \times 10 \times 726 \times (2{,}8)^2},\quad x = 10\%$$

$h_B = 3{,}9\ m$ (altura do leito)

$Altura\ total$: $3{,}9 + 1{,}5 = \mathbf{5{,}4\ m}$