



PROGRAMA EQ-ANP

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



**Simulação de Processamento de Gás Natural
em Plataforma *Off-Shore***

Andréia Abrahão Sant'Anna

Projeto de Final de Curso

Orientadores

Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc.

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

Outubro de 2005

SIMULAÇÃO DE PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL EM PLATAFORMA *OFF-SHORE*

Andréia Abrahão Sant'Anna

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente do Programa Escola de Química/Agência Nacional do Petróleo – Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria de Petróleo e Gás Natural, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheira Química com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Engenharia de Petróleo.

Aprovado por:

Juliana Casaccia Vaz, Eng.

André Luiz Hemerly Costa, D.Sc.

Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, D.Sc.

Orientado por:

José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Outubro de 2005

Sant'Anna, Andréia Abrahão.

Simulação de Processamento de Gás Natural em Plataforma *Off-Shore*/ Andréia Abrahão Sant'Anna Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2005.

xiv, 126 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2005.

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

1. Separação *Off-Shore*. 2. Simulação em ambiente HYSYS. 3. Desidratação para redução de formação de hidratos. 4. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. José Luiz de Medeiros e Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo. I. Simulação de Processamento de Gás Natural em Plataforma *Off-Shore*.

Este trabalho é dedicado a Deus e aos meus pais José Luiz e Alzenira, por me darem a vida e terem me apoiado nos momentos difíceis.

"Se não der frutos, valeu a beleza das flores;
se não der flores, valeu a sombra das folhas;
se não der folhas, valeu a intenção da semente."

Henfil

AGRADECIMENTOS

A Deus, por ser a razão da existência de todas as coisas.

Aos meus pais José Luiz e Alzenira, pela minha vida, pelo amor e carinho, pelo apoio em meus estudos e nos momentos difíceis.

Ao Francis, pelo carinho, ajuda e incentivo nos momentos de desânimo.

À Engenheira Juliana Casaccia Vaz (CENPES/Petrobras) pelo material de apoio fornecido durante a execução do projeto.

Aos meus orientadores José Luiz e Ofélia pela compreensão e paciência ao ensinar.

Ao professor Eduardo Mach Queiroz e à Alzirene Rodrigues Ferreira, do Programa de Recursos Humanos da ANP (PRH-13), pelo apoio e por tornarem as barreiras encontradas na faculdade um pouco mais fáceis.

Ao apoio financeiro da Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – 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.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenharia Química com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Engenharia de Petróleo.

SIMULAÇÃO DE PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL EM PLATAFORMA *OFF-SHORE*

Andréia Abrahão Sant'Anna
Outubro, 2005

Orientadores: Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc.
Prof.^a Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D.

A corrente proveniente de um poço *off-shore* de produção de petróleo é constituída de água, óleo, resíduos sólidos e gás natural associado. Este material deve ser separado e preparado para armazenagem e/ou transporte na plataforma. Este processamento envolve diversos equipamentos como separadores trifásicos, compressores, tambores de separação e trocadores de calor. Após a separação, uma importante etapa de acabamento do gás natural consiste em operação de secagem visando a reduzir drasticamente o teor de água no gás de modo a evitar a formação e deposição de hidratos sólidos nas linhas de transferência, o que poderia causar problemas operacionais a longo prazo. Esta etapa é conduzida em um processo de absorção em coluna utilizando trietilenoglicol como solvente. Neste trabalho utiliza-se o simulador de processos HYSYS para investigar o desempenho estacionário de um processamento completo de plataforma tendo como foco a etapa de remoção de água da fase gás. As conclusões aqui atingidas tiveram como base uma avaliação econômica do processo, considerando-se diferentes condições na etapa de secagem de modo a encontrar-se a melhor pressão de absorção de água a ser empregada no projeto.

Abstract of a Final Project presented to Escola de Química/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Chemical Engineer with emphasis on Petroleum and Natural Gas – Petroleum Engineering.

NATURAL GAS PROCESSING SIMULATION ON OFF-SHORE RIGS

Andréia Abrahão Sant'Anna
October, 2005

Supervisors: Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc.
Prof. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D.

The stream from an offshore producing well is usually composed by water, oil, sand residues and associated natural gas. This material must be separated and adequately prepared for storage and/or transportation in the producing platform. This processing involves several units like three-phase separators, compressors, separation tanks and heat exchangers. After separation, an important step in the finishing process of natural gas is a severe drying operation for reducing water content to the ppm scale, in order to prevent formation and deposition of solid hydrates inside the transport lines, which may lead to long-term operational problems. This step is conducted in an absorption train of columns with triethylene glycol as solvent. In this work, the process simulator HYSYS is used to investigate the stationary performance of a complete platform processing with emphasis on the natural gas dehydration step. All conclusions were supported by means of an economical analysis considering different conditions for the drying process in order to find out the best value of absorption pressure to be used in the project.

ÍNDICE

Capítulo I – Introdução	1
Capítulo II – Caracterização da Proposta	5
II.1 – O Gás Natural	5
II.2 – Origem do Petróleo e do Gás Natural	12
II.3 – Processo de Produção de Petróleo e Gás Natural – Processamento Primário	15
II.4 – Hidratos	20
II.5 – Equipamentos Necessários para a Produção de Petróleo e Gás	24
II.5.1 – Vasos Separadores	24
II.5.1.1 – Separadores Trifásicos	27
II.5.1.2 – Separadores Bifásicos	31
II.5.1.3 – Separadores Centrífugos de Óleo e Gás	31
II.5.1.4 – Separadores Submarinos	32
II.5.2 – Trocadores de Calor	33
II.5.2.1 – Resfriadores	34
II.5.2.2 – Aquecedores	35
II.5.3 – Compressores	35
II.5.4 – Bombas	36
II.6 – Processo de Desidratação do Gás Natural	37
II.6.1 – Absorção com Glicóis	38
II.6.2 – Absorção com Sólidos Dessecantes	44
II.6.3 – Adsorção com Sílica Gel	45
II.7 – O Simulador de Processos HYSYS	48
Capítulo III – Construção do Caso Base	50
III.1 – Descrição do Processo	50
III.2 – Carga Trifásica do Processo	52
III.3 – Equação de Estado para Cálculo do Equilíbrio Líquido-Vapor	53
III.4 – Separação da Mistura Trifásica	54
III.5 – Trocadores de Calor	56
III.6 – Compressores	57

III.7 –Bombas	58
III.8 – Separadores Bifásicos e Tanques de Armazenamento	58
III.9 – Processo de Desidratação do Gás Natural	59
Capítulo IV – Efeito da Pressão na Etapa de Absorção	63
IV.1 – Casos Analisados	63
IV.2 – Estágios da Cadeia de Compressão	68
IV.3 – Etapa de Absorção	69
IV.4 – Etapa de Regeneração	70
IV.5 – Perdas de TEG	72
Capítulo V – Avaliação Econômica dos Processos Estudados	74
V.1 – Introdução	74
V.2 – Função Custo Anualizado Total Unitário	75
V.2.1 – Custos Fixos	75
V.2.1.1 – Trocadores de Calor	76
V.2.1.2 – Compressores de Gás	77
V.2.1.3 – Separadores Bifásicos, Trifásicos e Tanques de Armazenamento	77
V.2.1.4 – Colunas de Destilação	78
V.2.2 – Custos Operacionais	79
V.2.2.1 – Vapor Saturado	79
V.2.2.2 – Água de Resfriamento	79
V.2.2.3 – Energia Elétrica	80
V.2.2.4 – Solvente	80
V.2.3 – Fator HPA (Horas por Ano)	80
V.3 – Resultados	81
V.3.1 – Custos Fixos	81
V.3.1.1 – Trocadores de Calor	81
V.3.1.2 – Compressores	82
V.3.1.3 – Separadores Bifásicos, Trifásicos e Tanques de Armazenamento	83
V.3.1.4 – Colunas de Destilação	86
V.3.1.5 – Custo Fixo Total	87

V.3.2 – Custos Operacionais	87
V.3.2.1 – Utilidades	87
V.3.2.2 – Solvente	88
V.3.3 – Custo Anualizado Total Unitário	88
Capítulo VI – Conclusões	90
Referência Bibliográficas	92
Apêndice A.1 – Nomenclatura TEMA para trocadores de calor casco e tubo	96
Apêndice A.2 – Equação de Estado Peng Robinson	97
Apêndice A.3 - Composição das Correntes Envolvidas no Fluxograma de Processamento de Gás Natural	98

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura I.1	Hidratos formados em uma tubulação	2
Figura II.1	Formas encontradas do gás natural	6
Figura II.2	Curvas de crescimento das reservas de óleo e gás no mundo nas décadas de 70 a 90	7
Figura II.3	Distribuição das reservas mundiais de gás natural	7
Figura II.4	Consumo total de energia primária no Brasil em 1998, ressaltando o consumo de gás natural	8
Figura II.5	Distribuição percentual das reservas de gás natural provadas no Brasil em 2002	9
Figura II.6	Estrutura química de uma porfirina	13
Figura II.7	Caminho percorrido pelo petróleo desde a formação até o aprisionamento	14
Figura II.8	Tipos de armadilhas	15
Figura II.9	Fluxograma do processamento primário de fluidos	16
Figura II.10	Comparação entre os processos de dessulfurização química e física	19
Figura II.11	Hidrato de Gás formado no fundo do oceano	21
Figura II.12	Ponto de equilíbrio do hidrato para cada uma das moléculas hóspedes	22
Figura II.13	Vaso separador e as quatro seções típicas	25
Figura II.14	Esquema ilustrativo de um separador trifásico	27
Figura II.15	Esquema de um separador trifásico horizontal	29
Figura II.16	Esquema ilustrativo de um extrator de água livre	30
Figura II.17	Esquema ilustrativo de um separador centrífugo de óleo e gás	32
Figura II.18	Separador submarino instalado no campo de Troll Pilot, no Mar do Norte	33
Figura II.19	Trocador de Calor <i>U-Bundle</i>	34
Figura II.20	Esquema ilustrativo do processo de desidratação com glicóis	39
Figura II.21	Efeito do número de estágios no conteúdo de água do gás que deixa o topo da absorvedora	40
Figura II.22	Influência da temperatura do refeedor no conteúdo de água presente no gás desidratado	40

Figura II.23	Efeito da Taxa de Gás de <i>Stripping</i> no conteúdo de água presente no gás desidratado	41
Figura II.24	Emissão de VOC's no tanque <i>flash</i>	42
Figura II.25	Emissão de VOC's na coluna regeneradora	42
Figura II.26	Esquema ilustrativo do processo QLT	44
Figura II.27	Esquema do processo de desidratação utilizando sólidos dessecantes	45
Figura II.28	Representação esquemática da condensação por capilaridade	46
Figura II.29	Esquema ilustrativo de uma planta de adsorção de água utilizando sílica-gel	47
Figura II.30	Comparação do custo do projeto entre as plantas de glicol e sílica-gel	48
Figura III.1	Fluxograma-Base do Processamento de Gás Natural Proposto	51
Figura III.2	Esquema representativo para a entrada de dados da corrente trifásica no HYSYS	52
Figura III.3	Separação da mistura trifásica utilizada no HYSYS	54
Figura III.4	Processo convencional de absorção de água com TEG	60
Figura IV.1	Fluxograma IV.1 utilizando pressão de 60 barg na etapa de absorção	64
Figura IV.2	Fluxograma IV.2 utilizando pressão de 90 barg na etapa de absorção	65
Figura IV.3	Fluxograma IV.3 utilizando pressão de 120 barg na etapa de absorção	66
Figura IV.4	Fluxograma IV.4 utilizando pressão de 150 barg na etapa de absorção	67

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela III.1	Composição das correntes óleo, água, gás e da mistura trifásica resultante utilizada nas simulações	53
Tabela III.2	Dimensões do Separador Trifásico	54
Tabela III.3	Condições de Separação e Balanço Material dos Casos Analisados	55
Tabela III.4	Configuração e Condições de Operadores dos Trocadores de Calor	57
Tabela III.5	Número de compressores e condições operacionais para cada pressão utilizada na etapa de absorção de água da fase gás	58
Tabela III.6	Comparação de processos de absorção com diferentes temperaturas de entrada de solvente	61
Tabela III.7	Colunas utilizadas no processo de desidratação de gás natural	62
Tabela IV.1	Composição da corrente de gás efluente da coluna de absorção	69
Tabela IV.2	Composição da corrente de líquido efluente da coluna de absorção	70
Tabela IV.3	Variáveis de Operação e Parâmetros de Projeto Utilizados na Etapa de Regeneração	71
Tabela IV.4	Composição do Produto de Fundo Obtida na Etapa de Regeneração	71
Tabela IV.5	Perdas de TEG em cada um dos fluxogramas estudados	72
Tabela V.1	Fatores de ISBL de trocadores de calor	76
Tabela V.2	Valores de F_d para compressores	77
Tabela V.3	Valores de F_p e F_m para vasos	78
Tabela V.4	Valores de F_s , F_t e F_m para internos de torres	78
Tabela V.5	Resultados de ISBL dos trocadores de calor para cada um dos fluxogramas estudados	81
Tabela V.6	Resultados de ISBL dos compressores para cada fluxograma estudado	83
Tabela V.7	Resultados de ISBL dos vasos e separadores para cada fluxograma estudado	83
Tabela V.8	Resultados de ISBL das colunas de absorção e regeneração para cada fluxograma estudado	86
Tabela V.9	Resultados do Custo Fixo Total para cada fluxograma estudado	87
Tabela V.10	Custo Total de Utilidades (US\$/ano)	87
Tabela V.11	Custo de Make-up de Solvente	88
Tabela V.12	Valores encontrados para o Custo Anualizado Total Unitário	89

Tabela A.1.1 Nomenclatura para os trocadores de calor casco e tubo segundo a designação TEMA	96
Tabela A.2.2 Equação de Peng Robinson e suas constantes envolvidas	97

CAPÍTULO I. INTRODUÇÃO

A crescente demanda por petróleo e gás para geração de energia faz com que a indústria petrolífera esteja continuamente buscando por novas e maiores reservas. Nos últimos anos este objetivo vem sendo alcançado em locais que apresentam dificuldades extras para produção, como, por exemplo, em campos submarinos localizados em águas profundas ou ultra profundas.

Em contraponto a isto, há uma preocupação constante em priorizar fontes de energia que agridam em menor intensidade a atmosfera e os ecossistemas. Um reflexo disto traduz-se nos números do consumo mundial de gás natural que nos últimos 23 anos aumentou em aproximadamente 400% (Junior, 2004).

O gás natural costuma ser extraído sob a forma de uma mistura com petróleo e água (gás natural associado) ou em uma reserva isolada (gás natural não-associado). Em um campo de produção *off-shore*, a corrente extraída do poço é geralmente constituída de água, óleo, resíduos sólidos e gás associado.

As frações orgânicas de alto valor agregado (óleo e gás) devem ser devidamente separadas a partir da mistura trifásica recebida dos poços, seguindo-se um pós-processamento para colocá-las em condições adequadas de transporte e/ou estocagem. A etapa de separação é realizada próxima aos campos de produção, sejam eles marítimos ou terrestres, envolvendo a produção de três correntes: água, óleo e gás. Como mencionado, segue-se o tratamento ou condicionamento dos hidrocarbonetos para serem enviados às refinarias ou a outras unidades de processamento. Há também a necessidade de tratamento da água para reinjeção ou descarte (Thomas, 2001). No ponto de vista do tratamento e condicionamento do gás natural, este deve estar isento de água para evitar a formação e deposição de hidratos sólidos que podem, a longo prazo, reduzir o diâmetro útil da linha de transporte para os clientes, como é observado na Figura I.1.



Figura I.1 – Hidratos formados em uma tubulação (Campo de Namorado, Bacia de Campos, RJ).

A separação da mistura trifásica é realizada utilizando-se equipamentos como separadores bifásicos e trifásicos, compressores, bombas, trocadores de calor, dentre outros.

Após esta separação, o gás natural que exceder as necessidades operacionais da plataforma deve ser comprimido a elevados patamares de pressão (100 a 200 bar) para transporte em dutos com dezenas ou centenas de quilômetros de extensão. O acabamento desta corrente acarreta, pelas razões já mencionadas, a necessidade de redução drástica de seu teor de água. A remoção de água pode ocorrer em um estágio intermediário da cadeia de compressão do gás ou após o seu término. Há, aparentemente, vantagens e desvantagens nestas duas opções, sugerindo a existência de um problema de compromisso (*trade-off*) com respeito da escolha do nível de pressão em que a desidratação é conduzida.

Na desidratação do gás natural, utiliza-se um processo de absorção envolvendo um trem de colunas de pratos ou de recheio. Na coluna de absorção o gás é contactado em contracorrente com um solvente higroscópico na menor temperatura possível. Segue-se uma outra coluna para executar a regeneração do solvente desidratante via esgotamento da água absorvida com calor e sob menor pressão. A recirculação do solvente pobre para a coluna de absorção exige elevação de sua pressão através de bombas, além de resfriamento em trocadores de calor.

A utilização de baixas temperaturas no topo da coluna de absorção é inicialmente benéfica por favorecer a captura de água vapor pelo solvente. Por outro lado,

dependendo do valor da pressão nesta operação, baixas temperaturas poderão significar a condensação de uma segunda fase líquida rica em hidrocarbonetos, traduzindo-se em evidente desvantagem que deve ser evitada.

Com respeito à pressão, o quadro é mais complexo. A utilização de altas pressões na etapa de absorção acarreta, a princípio, os benefícios de reduzir diâmetros de colunas, tubulações e vasos envolvidos, além de favorecer a retenção de água pelo solvente. Todavia, pressões altas acarretarão o encarecimento do investimento da planta de desidratação por requisitar maiores cuidados construtivos nas colunas, tubulações, trocadores de calor e vasos envolvidos, além das tradicionais implicações em segurança operacional. Adicionalmente, dependendo da temperatura em questão, pressões excessivas poderão induzir a dissolução de componentes do gás natural na fase do solvente, implicando em perda de inventário de produção. Evidentemente os componentes do gás carregados pelo solvente de absorção serão recuperados com alto teor de umidade como produto de topo da coluna de regeneração de solvente. Entretanto, devido ao seu teor de água aliado ao relativamente baixo nível de pressão, esta corrente só poderá ser destinada na plataforma como fonte primária de calor.

O objetivo deste trabalho é estudar o desempenho de alternativas de processamento de uma alimentação trifásica típica advinda de poços de produção *off-shore*. O trabalho procura concentrar sua ênfase na etapa de remoção de água do gás natural proveniente da bateria de separadores primários.

É implementada uma modelagem econômica de todo o processo, adotando-se como critério decisor o menor Custo Anualizado Total (CAT) por unidade de gás natural produzido *em condições apropriadas para transporte*.

Para a realização deste trabalho, é utilizado o *software* de simulação de processos HYSYS em sua versão 3.1, comercializado pela empresa americana AspenTech.

Para permitir a condução deste estudo, e em face da dificuldade de se obter dados reais de produção e de custo associados a esta ou aquela planta (ou a este ou aquele petróleo), estabelecemos, respeitando-se faixas razoáveis de valores, premissas fixas com respeito a diversas facetas do problema. Desta forma, foram supostos e fixados valores para a

composição da carga trifásica da plataforma e para boa parte dos parâmetros de custo e de condições operacionais, permitindo a geração de um fluxograma base e de referência. A partir deste caso-base, alternativas de processamento são propostas variando-se a pressão na etapa de remoção de água do gás. A comparação econômica destas alternativas leva às conclusões principais deste trabalho.

Desta forma, apresentou-se neste capítulo esta breve introdução ressaltando-se a motivação e o objetivo do trabalho. No Capítulo II é apresentada uma revisão bibliográfica sobre o tema abordado. A metodologia empregada para a elaboração do caso-base é descrita no Capítulo III. O estudo da pressão na etapa de absorção é apresentada no Capítulo IV. A modelagem econômica do processo e seus resultados obtidos são descritos no Capítulo V. As conclusões do trabalho são apresentadas no Capítulo VI.

CAPÍTULO II. CARACTERIZAÇÃO DA PROPOSTA

Neste capítulo é apresentada uma revisão bibliográfica, de cunho genérico e limitada ao contexto de aplicações de engenharia, visando à busca de informações pertinentes ao tema de projeto abordado.

II.1 O Gás Natural

O gás natural é, por definição, uma mistura de hidrocarbonetos leves de origem fóssil que, sob temperatura ambiente e pressão atmosférica, permanece no estado gasoso (Almeida, 2005). É um gás combustível encontrado em rochas porosas no subsolo, podendo estar ou não associado ao petróleo.

Mais leve que o ar (densidade relativa de aproximadamente 0.6), o gás natural dissipa-se facilmente na atmosfera em caso de vazamento. Para que se inflame, é necessário que seja submetido a uma temperatura superior a 620°C. Além disso, é incolor e inodoro, queimando com uma chama quase imperceptível. Por questões de segurança, o gás natural comercializado é odorizado com compostos sulfurados.

Sua formação resulta do acúmulo de energia solar por matérias orgânicas soterradas a grandes profundidades, em eventos geológicos pré-históricos associados ao processo de acomodação da crosta terrestre. É composto por gases inorgânicos (basicamente N₂ e CO₂ em uma proporção de 15%, dependendo do local), hidrocarbonetos saturados, predominando o metano (teor entre 70 a 80% (v/v)) e, em menores quantidades o etano, propano e o butano, dentre outros (totalizando teor próximo a 16%). Há algumas reservas que contêm também grandes quantidades de compostos sulfurados, como o H₂S. Em termos de composição, o gás natural é considerado rico quando a soma das porcentagens de todos os componentes mais pesados que o propano (inclusive) é maior que 7%.

A classificação do gás natural é baseada de acordo com a sua ocorrência na natureza: associado e não-associado. O gás natural associado é aquele que, no reservatório, está dissolvido no óleo ou sob a forma de uma capa de gás. Neste caso, a produção de gás é determinada diretamente pela produção de óleo. Caso não haja condições econômicas

ou técnicas para a sua comercialização, o gás natural é reinjetado na jazida ou mesmo queimado, a fim de evitar o acúmulo de gases combustíveis próximo aos poços de petróleo. Já o gás natural não-associado é definido como aquele que, em seu reservatório, está livre ou associado a pequenas quantidades de óleo. Neste caso, só se justifica a exploração destas jazidas se houver viabilidade comercial na produção do gás. Estatisticamente, as maiores ocorrências de gás encontram-se sob esta última forma. Entretanto, a maior parte das reservas de gás natural no Brasil encontram-se associadas ao petróleo. A Figura II.1 apresenta as diferentes características de formação geológica e de produção relacionadas a estes dois tipos de jazidas de gás natural (Portal Gás Energia, 2005).

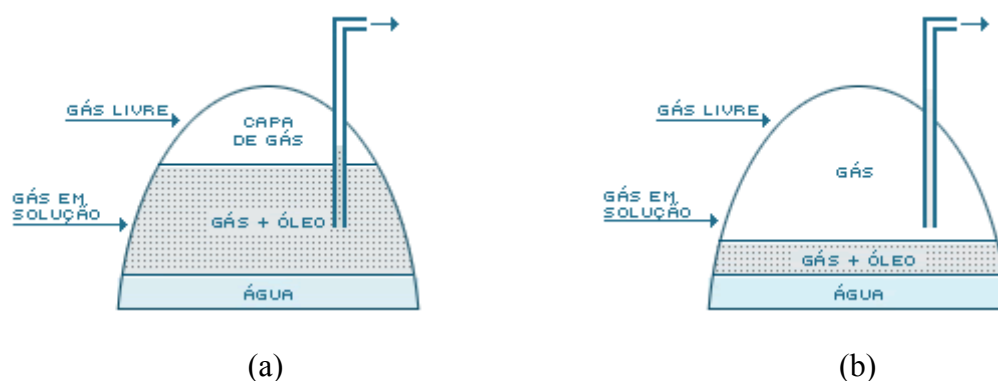


Figura II.1 – Formas encontradas do gás natural: (a) gás natural associado; (b) gás natural não-associado (Portal Gás Energia, 2005).

As reservas mundiais comprovadas do gás natural vêm crescendo mais rapidamente que as do petróleo, conforme é representado na Figura II.2, para as décadas de 70 a 90, do século passado. Acredita-se que essa tendência de crescimento mais acelerada para as reservas de gás deva ser mantida neste século, tornando-se o gás natural a principal fonte de hidrocarbonetos e o principal componente da matriz energética mundial (Notas de Engenharia de Gás Natural, 2005).

Jazidas de gás natural encontram-se por todo o mundo, sendo mais concentradas no Oriente Médio, seguido da Eurásia (Europa e parte da Ásia compreendida pela antiga União Soviética), Sudeste Asiático e Oceania e, por último, as Américas (British Petroleum, 2005). A Figura II.3 apresenta a distribuição das reservas mundiais de gás em trilhões de metros cúbicos para o ano de 2004.

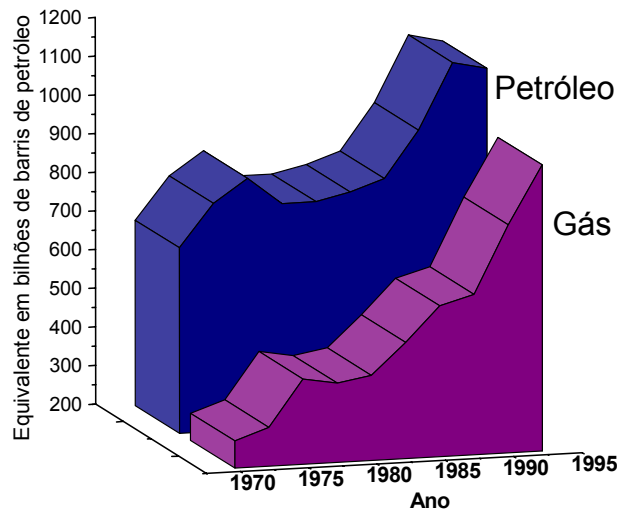


Figura II.2 – Curvas de crescimento das reservas de óleo e gás no mundo nas décadas de 70 a 90 (Notas Engenharia de Gás Natural, 2005).

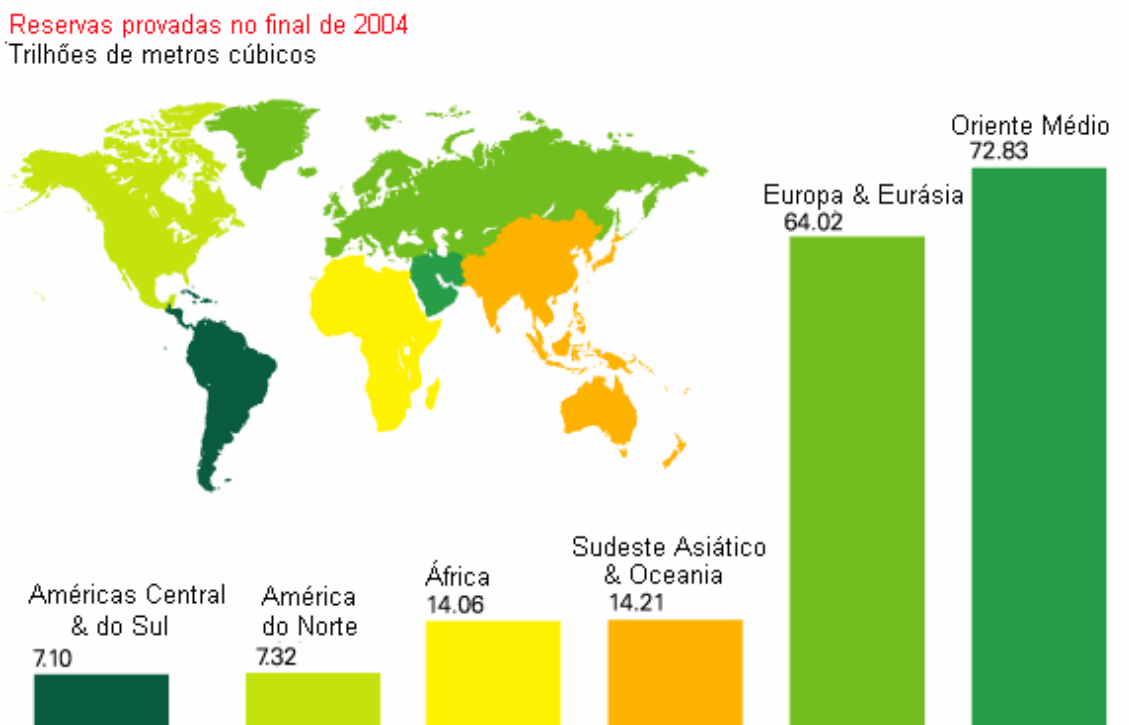


Figura II.3 – Distribuição das reservas mundiais de gás natural (British Petroleum, 2005).

No Brasil, a participação do gás natural na matriz energética tem se dado de forma muito discreta. Em 1998, sua produção foi de 32 milhões de m³/dia, representando menos de 3% do consumo total de energia primária, enquanto no mundo essa participação era, em média, 22%. Desses 32 milhões, metade da produção era reinjetada

nos poços de reservas associadas para aumentar a recuperação de petróleo (*gas-lift*) e outra grande parte queimada na cabeça do poço devido à baixa demanda no mercado. A Figura II.4 mostra o consumo de energia primária no Brasil em 1998.

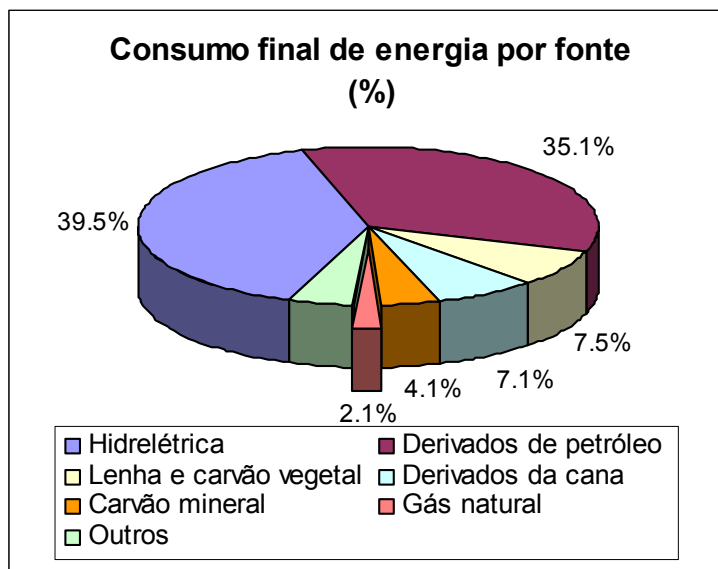


Figura II.4 – Consumo total de energia primária no Brasil em 1998, ressaltando o consumo de gás natural (Balanço Energético Nacional, MME, 1998).

O cenário nacional de consumo de gás natural está mudando tanto que esta matéria-prima pode se tornar uma das melhores alternativas para suprir as carências energéticas do país. As reservas brasileiras de gás natural cresceram na década passada a uma taxa de 10% ao ano, passando de 26 bilhões de m³ em 1975 para 154 bilhões em 1998.

As reservas nacionais estão atualmente em 316 bilhões de metros cúbicos e serão expandidas, podendo atingir 657 bilhões de metros cúbicos, duplicando-se a oferta de combustível nos próximos 10 anos e subsidiando o abastecimento do mercado brasileiro por um período de 20 a 30 anos. Tal mercado tem sido, até agora, abastecido pelas reservas da Petrobras localizadas no Brasil e na Bolívia.

Embora tenha sido descoberto no Brasil desde 1940, foi apenas na década de 80, com a exploração da Bacia de Campos, no Estado do Rio de Janeiro, que o país entrou de fato na era do gás natural. Disponível por meio de uma rede de gasodutos em franca expansão, o gás natural vem galgando posições cada vez mais relevantes na matriz energética brasileira.

Hoje, a participação do gás natural responde por 7.5% da matriz energética brasileira e um dos grandes desafios da Petrobras é consolidar um crescimento progressivo que possibilite chegar a 15% da matriz em 2015. Estima-se que até 2010 haverá um crescimento de 14.2% ao ano do mercado de gás natural. Também no ano de 2015, a oferta de gás natural ao mercado brasileiro deverá atingir patamares superiores a 100 milhões de metros cúbicos diários, o triplo da oferta atual. A tendência é que com o aumento da demanda interna pelo combustível, seja estimulada a criação, nos próximos anos, de novas parcerias internacionais, em particular com os países da América do Sul, garantindo-se o suprimento local nas próximas décadas.

Os maiores estados produtores de gás natural no Brasil são o Rio de Janeiro, Amazonas, Bahia e Rio Grande do Norte e mais recentemente, a Bacia de Santos e o litoral do Espírito Santo, devido ao grande volume de gás natural lá encontrado. A Figura II.5 apresenta um gráfico mostrando a distribuição das reservas comprovadas de gás natural ao final de 2002.

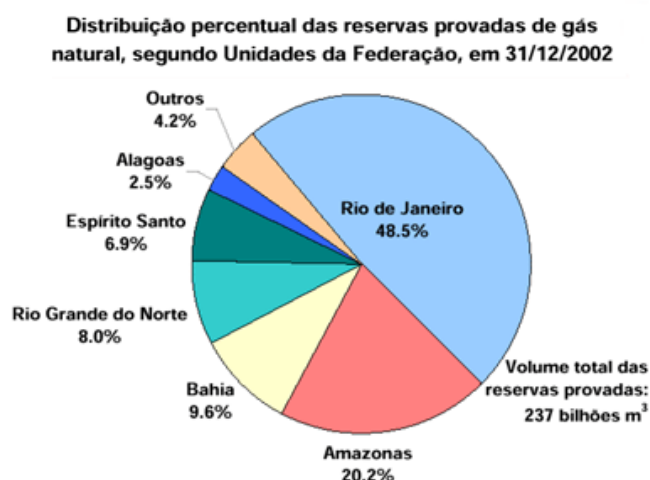


Figura II.5 – Distribuição percentual das reservas de gás natural provadas no Brasil em 2002 (Notas de Engenharia de Gás Natural, 2005).

Embora a quantidade de gás natural armazenada nas reservas seja muito grande, cerca de 80% está associado ao petróleo, o que dificulta a exploração desse produto. Além disso, as reservas da Amazônia só poderão ser utilizadas após a construção dos gasodutos Urucu–Porto Velho e Coari–Manaus, ambos ainda em estudo pela Petrobras.

Para complementar a produção nacional, viabilizou-se a importação da Bolívia e Argentina. Os gasodutos Bolívia–Brasil e Uruguaiana–Porto Alegre abastecem diversos municípios brasileiros, atravessando os estados do Mato Grosso do Sul, São Paulo, Santa Catarina e Rio Grande do Sul, além de também beneficiar indiretamente Rio de Janeiro e Minas Gerais.

A importação do gás natural da Bolívia, impulsionada pela construção do gasoduto de 3.150 km ligando Rio Grande (Bolívia)–Campinas (SP)–Porto Alegre (RS), demonstra o notável aquecimento do mercado de gás no Brasil. O contrato com a Bolívia prevê o fornecimento de cerca de 15 milhões de m³ /dia, podendo chegar a 30 milhões. (Notas de Engenharia de Gás Natural, 2005).

A utilização do gás natural traz uma série de vantagens em relação às outras fontes de energia, tanto do ponto vista macroeconômico como do ambiental. A que mais se destaca é a econômica: para se obter o mesmo desempenho de qualquer quantidade de gás, o gasto em dólares é 10% maior com óleo combustível e 85% maior com óleo diesel industrial, desconsiderando-se nestes valores os custos de transporte, estocagem e distribuição, que no caso do gás natural são mais baixos.

Como vantagens ambientais têm-se: a redução da emissão de particulados, a não-necessidade do desmatamento ao contrário da utilização de madeira e carvão como fontes de energia, a ausência de compostos orgânicos pesados devido à sua composição química constante, entre outras (Portal Gás Energia, 2005).

O gás natural possui diversas aplicações, nos mais variados setores. Podemos destacar como principais aplicações:

- **Setor Industrial:** Como combustível, o gás natural proporciona uma combustão limpa, isenta de agentes poluidores, ideal para processos que exigem a queima em contato direto com o produto final, como, por exemplo, a indústria de cerâmicos e a fabricação de vidro e cimento. O gás natural também pode ser utilizado como redutor siderúrgico na fabricação de aço. Como matéria-prima: na indústria petroquímica, principalmente para a produção de metanol, e na indústria de fertilizantes, para a produção de amônia e uréia.

- **Setor Automotivo:** No uso em automóveis, ônibus e caminhões, o gás natural recebe o nome de "gás natural veicular – GNV", oferecendo vantagem no custo por quilômetro rodado. Como é seco, o gás natural não provoca resíduos de carbono nas partes internas do motor, aumentando sua vida útil e o intervalo de troca de óleo, além de reduzir significativamente os custos de manutenção. Mais leve que o ar, em caso de vazamento o gás se dissipa na atmosfera, reduzindo o risco de explosão e incêndio. Do ponto de vista ambiental, o GNV é considerado um combustível ecológico, pelo fato de sua queima emitir menos poluentes que os demais concorrentes.
- **Setor Residencial:** É um mercado em franca expansão, especialmente nos grandes centros urbanos de todo País. As companhias distribuidoras estaduais têm planos de grande ampliação de suas redes, com investimentos expressivos em conversões e adaptações nas residências. O gás natural pode ser usado não só em chuveiros e fogões, mas também em saunas, aquecedores de piscina, lavadoras/secadoras de roupa, sistemas de refrigeração, lareiras, aquecedores de ambiente e até em churrasqueiras.
- **Setor Comercial:** Com aplicação semelhante ao setor residencial, o gás natural pode ser usado para climatização de ambientes, produção de água quente e cocção. Alguns edifícios comerciais de grande porte, como shopping centers, hospitais e universidades também podem adotar o ar condicionado central a gás natural. Pode ser usado também em sistemas de refrigeração para obtenção de baixas temperaturas, adaptados para câmaras frigoríficas ou geladeiras.
- **Setor de Geração de Energia:** A disponibilidade de gás natural favorece seu uso para a geração de energia elétrica, cogeração e refrigeração, em processos complementares às demandas energéticas das indústrias, residências e estabelecimentos comerciais. Em algumas situações, a geração distribuída de energia pode representar não apenas "energia complementar", mas ser a fonte única para suprir as demandas dos segmentos mencionados, quando localizados distantes das redes de transmissão ou que necessitem de energia própria.

II.2 Origem do Petróleo e do Gás Natural

Muito pouco se conhece a respeito da origem do petróleo, que se constitui em uma das bases de nossa civilização industrial. Segundo a etimologia, petróleo significa óleo de pedra ou óleo mineral. Este conhecimento pode contribuir grandemente para o descobrimento de novas jazidas, como também para maiores informações sobre suas propriedades e composição química, o que pode servir como subsídio para a otimização dos processos de refino. Qualquer teoria sobre a origem do petróleo deve explicar uma série de fatos observados ao longo de muitos anos de exploração e produção do mesmo, como por exemplo:

- O petróleo é encontrado em muitos lugares da crosta terrestre e em grandes quantidades, desse modo o seu processo de formação deve ser espontâneo;
- O petróleo é encontrado acumulado em regiões cujo subsolo seja constituído de um grande número de rochas sedimentares (formadas por fragmentos de rocha, animais e vegetais e oriundas de processos de erosão e sedimentação). Estas rochas, ao contrário das ígneas (formadas através da solidificação do magma) e metamórficas (originadas a partir de ações físicas ou químicas sobre outros tipos de rochas), se caracterizam por sua alta permeabilidade, o que possibilita condições para o armazenamento do petróleo;
- O petróleo é constituído basicamente por hidrocarbonetos que são substâncias pouco comuns na natureza. Sua composição varia bastante e tem-se sempre grande acúmulo de gás presente nos poços de petróleo;
- Quase todos os petróleos conhecidos mostram atividade ótica, sendo a maioria dextrógero. Essa é uma validação de que o petróleo possui sua origem em organismos vivos, pois apenas estes são óticamente ativos;
- No petróleo bruto estão presentes compostos que se decompõem acima de 200°C, dos quais podemos citar as porfirinas, cuja estrutura é mostrada na Figura

II.6. Isto nos leva a admitir que ao longo do processo que origina o petróleo, a temperatura não tenha sido superior a este valor.

- A composição química do petróleo pode variar de poço para poço mesmo que estes poços sejam pertencentes ao mesmo campo produtor.

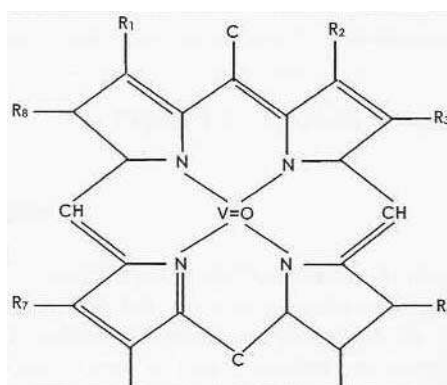


Figura II.6 – Estrutura química de uma porfirina (Hobson *et al.*, 1975).

A partir de estudos de inúmeros cientistas, surgiram duas teorias a respeito da origem do petróleo: a mineral, devida a Moissan e Sabatier e a orgânica, proposta por Engler e Hofer, a mais aceita, que consegue razoavelmente explicar todos esses fatos. Pela hipótese destes cientistas, que conseguiram produzir hidrocarbonetos a partir de peixes e vegetais, o petróleo seria oriundo de substâncias orgânicas, restos de animais e vegetais, principalmente microfauna, plânctons e microflora, que teriam se depositado em grandes quantidades no fundo dos mares e lagos. Essa massa de detritos orgânicos se transformaria em compostos químicos, sob a ação do calor e da pressão das camadas que iam se depositando e pela ação das bactérias ao longo do tempo. Entre os compostos oriundos desta transformação estariam alguns gases, alguns compostos solúveis em água e um material sólido remanescente, que continuaria a sofrer a ação das bactérias até passar para um estado semi-sólido, com aspecto pastoso.

Este material semi-sólido só passaria para o estado líquido, através de reações químicas de craqueamento, realizadas em temperaturas inferiores a 200°C, catalisadas pelos minerais contidos na rocha matriz (ou rocha geradora). A substância líquida formada com as características do petróleo estaria submetida a várias forças como o peso exercido pelos sedimentos, as forças geológicas e a diferença de densidade com a água salgada, apresentando por isto a tendência de migrar através das rochas mais permeáveis

à sua passagem (rocha reservatório) ou fissuras existentes nestas rochas produzidas por deslizamento das camadas. Esta migração se efetua geralmente para cima, por ascensão, pelo fato do petróleo ser menos denso que a água. Esta migração continuaria até que o petróleo encontrasse uma armadilha (ou *trap*), constituída por uma bolsa rochosa de seção triangular, a qual era uma antiga costa marinha. Estas armadilhas são as rochas reservatórios, porosas, que armazenam o petróleo, cobertas por uma camada suficientemente impermeável para impedir a saída do petróleo para a superfície (comumente conhecida como rocha selante). A Figura II.7 mostra o caminho percorrido pelo petróleo desde a rocha geradora e a acumulação do petróleo entre a rocha reservatório e a rocha selante.

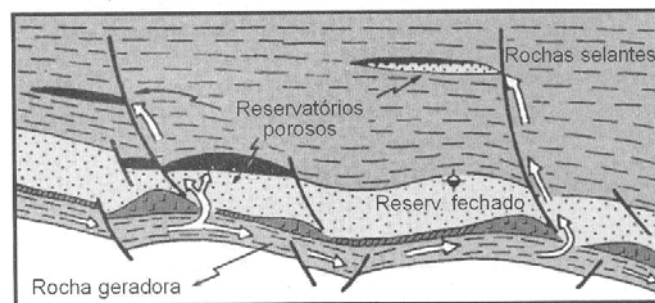


Figura II.7 – Caminho percorrido pelo petróleo desde a formação até o aprisionamento (Thomas, 2001).

As jazidas petrolíferas podem ser de dois tipos: estruturais, cuja forma clássica é representada pelos anticlinais, com a forma de uma calota, e as estratigráficas, mais difíceis de serem encontradas. A Figura II.8 mostra a diferença entre esses tipos de armadilhas. Nas rochas reservatórios, o petróleo se acumula sobre os domos salinos, em cima e nos flancos, permanecendo em uma posição de equilíbrio com a água residual, equilíbrio medido pela igualdade de pressões do óleo e da água nos poros. Nos poros onde se acumula, o petróleo pode sofrer ainda pequenas variações em sua composição através de processos físicos, até que o homem o descubra (Hobson *et al.*, 1975).

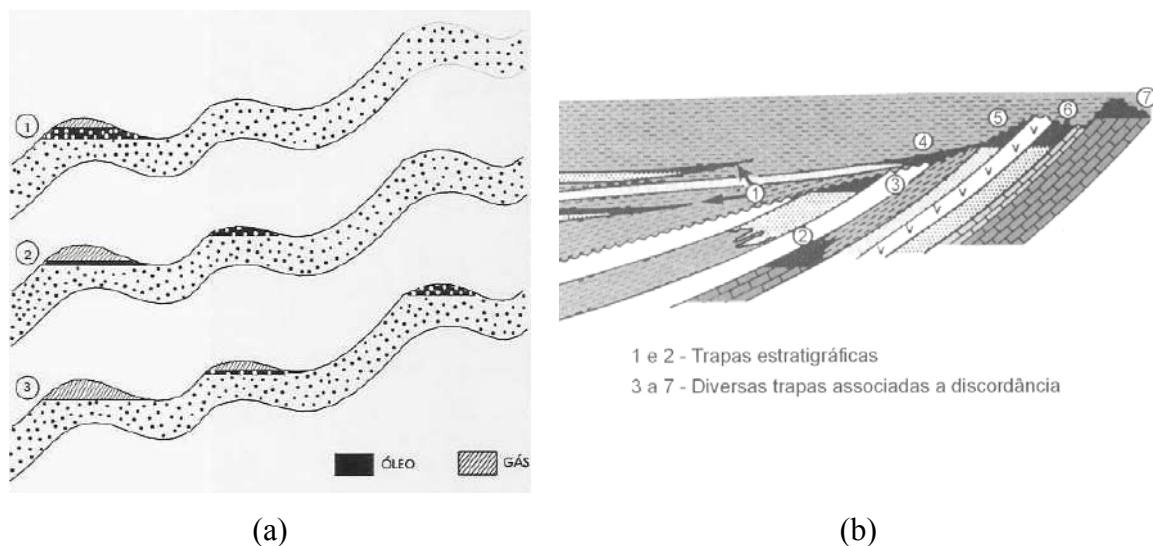


Figura II.8 – Tipos de armadilhas: (a) anticlinais e (b) estratigráficas (Hobson, 1975 e Thomas, 2001).

II.3 Processo de Produção de Petróleo e Gás Natural – Processamento Primário

Foi dito anteriormente que a maioria das jazidas de gás existentes no Brasil são constituídas de gás natural associado. Isso quer dizer que durante o processo de formação da jazida ocorre, geralmente, a produção simultânea de gás, óleo e água, juntamente com impurezas (areia, por exemplo).

A separação dessa mistura trifásica (água/óleo/gás) se faz necessária pelo fato da indústria ter interesse econômico pelas frações constituídas pelos hidrocarbonetos (óleo e gás). Além disso, a água deve ser removida e tratada para descarte ou reinjeção. Petróleos de alta densidade são mais propensos à formação de emulsões estáveis, com viscosidades superiores a do petróleo desidratado, e costumam possuir elevado teor de sal em sua composição, o que torna o processo de separação um pouco mais complexo. Esta remoção evita o superdimensionamento do sistema de bombeio e transferência e o comprometimento de certas operações de processo nas refinarias, além de eliminar um volume ocioso na transferência e tancagem do petróleo, que pode gerar também problemas de incrustação e corrosão nos oleodutos de exportação.

O processo de separação da fase gás é relativamente fácil devido à grande diferença de densidade apresentada entre as fases líquida e gasosa, bastando apenas uma fragmentação inicial do fluido, pelo emprego de dispositivos apropriados, seguido de

um baixo tempo de separação (tempo de residência). Essa separação é importante pelo fato do gás em presença de água acelerar o processo de formação de hidratos sólidos que bloqueiam a passagem de gás nos gasodutos (Ramalho, 2000).

Para que a separação da mistura trifásica seja realizada, é necessário dotar os campos de produção (sejam eles marítimos ou terrestres) de “facilidades de produção”, que são instalações destinadas a efetuar, sob condições controladas, “o processamento primário de fluidos”, que corresponde à separação do óleo, do gás e da água com as impurezas em suspensão, o tratamento ou condicionamento dos hidrocarbonetos para que possam ser transferidos para as refinarias onde é efetuado o processamento propriamente dito (refino) e o tratamento da água para reinjeção ou descarte. A Figura II.9 mostra um fluxograma simplificado do processamento primário de fluidos.

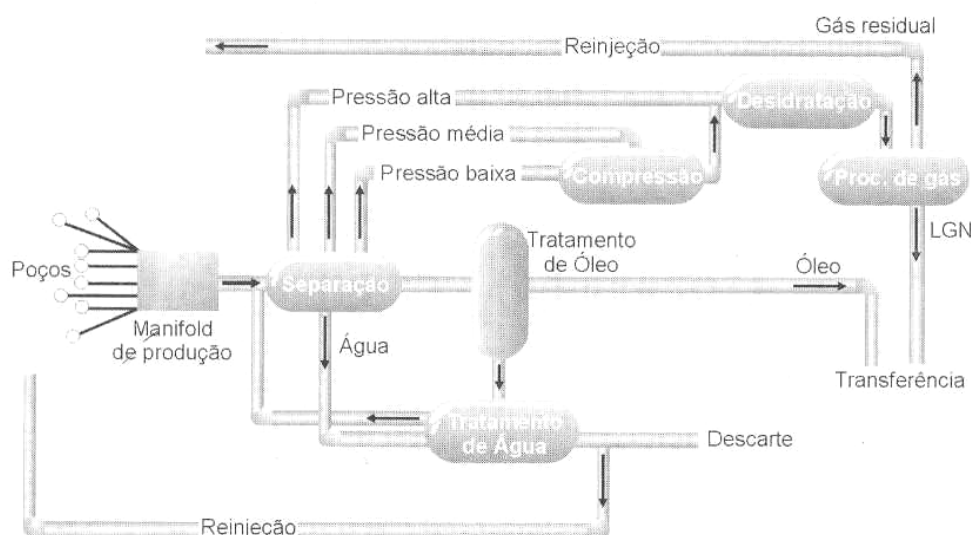


Figura II.9 – Fluxograma do processamento primário de fluidos (Thomas, 2001).

Dependendo do tipo de fluidos produzidos e da viabilidade técnico-econômica, uma planta de processamento primário pode ser simples ou complexa. As mais simples efetuam apenas a separação gás/óleo/água, enquanto que as mais complexas incluem o condicionamento e compressão do gás, tratamento e estabilização do óleo e tratamento da água para reinjeção ou descarte.

A separação da água do petróleo realiza-se normalmente em duas etapas operacionais: a desidratação e a dessalgação. A desidratação é realizada nas unidades operacionais de

produção instaladas em campo. Nesta etapa, adiciona-se desestabilizante (desemulsificante) à corrente a ser processada, com a finalidade de competir e deslocar os emulsificantes naturais presentes na interface permitindo a coalescência das gotas e a separação das fases líquidas. Em seguida, a emulsão é aquecida, e quando necessário, é fornecida ao sistema padrão de escoamento adequado para que haja separação de fases. A dessalgação do petróleo é efetuada nas refinarias, e consiste em lavar o petróleo com água doce para remover grande parte do sal residual presente (Thomas, 2001).

O processamento primário é realizado em vasos que são usualmente chamados de separadores trifásicos quando quantidade significativa de gás é separada do líquido no mesmo vaso, ou *freewater knockouts* (FWKO's) quando existe pouco ou nenhum gás a ser liberado. Em algumas áreas, os FWKO's são tanques onde pequena quantidade de gás é separada.

A água produzida, quando enquadrada nas condições de descarte definidas pela legislação, pode ser lançada ao mar. Conforme exigência da Resolução CONAMA 20/86, a água proveniente da unidade de tratamento deverá ser adequada à temperatura máxima de 40°C e teor máximo de 20 ppm de óleo para evitar danos ao meio ambiente marinho.

Outros equipamentos estão disponíveis nas facilidades de produção para auxiliar o processo de separação da mistura trifásica. Dentre eles estão compressores, bombas, trocadores de calor, além de sistemas de geração de energia e queima em *flares*, para atuar em casos de emergência (despressurizações ou falhas em equipamentos) (Pereira, 2004).

O processamento do gás natural consiste das etapas de condicionamento e o processamento propriamente dito (fracionamento do gás em compostos de maior valor agregado) sendo este último realizado em Unidades de Processamento de Gás Natural (UPGN's). O condicionamento do gás abrange as etapas de desidratação (para evitar a corrosão e a redução da capacidade dos gasodutos através da formação de hidratos) e a dessulfurização, que é a remoção de compostos de enxofre (H₂S, mercaptanas, dissulfeto de carbono, etc.), causadores de corrosão. O CO₂ só é removido quando

presente no gás em grandes quantidades, de modo a reduzir o custo de transporte e, assim como no caso dos compostos sulfurados, a ocorrência de processos corrosivos.

Para a desidratação do gás são utilizadas colunas de absorção onde o gás flui em contracorrente a uma solução de glicol, de grande poder higroscópico, que é posteriormente regenerada através de aquecimento em uma coluna de esgotamento em menor pressão, retornando ao processo. Uma outra tecnologia de desidratação consiste na adsorção, realizada com materiais que apresentem, dentre outras características, grande área superficial e afinidade pela água, como a alumina, sílica-gel e as peneiras moleculares. Este material adsorvente é regenerado por ação do calor quando saturado de água (Thomas, 2001).

A dessulfurização pode ser efetuada através dos processos de absorção química ou física. Os processos de absorção física possuem um melhor desempenho a altas pressões, pois a solubilidade dos gases ácidos aumenta linearmente com a pressão parcial. Como o solvente físico não forma ligação química com o componente sulfurado, pode ser regenerado apenas por redução de pressão, o que reduz o consumo de energia. Esses processos são isentos de problemas de corrosão. Os processos de absorção química são mais favoráveis para baixa pressão parcial do gás ácido. Nesse caso a regeneração do solvente requer normalmente um *stripping* com vapor, a fim de quebrar a ligação química do solvente com o componente sulfurado. A Figura II.10 apresenta um gráfico comparando os processos de absorção química e física de acordo com a pressão parcial e carga de solvente necessária para uma mesma eficiência de separação que é função da pressão parcial do gás ácido.

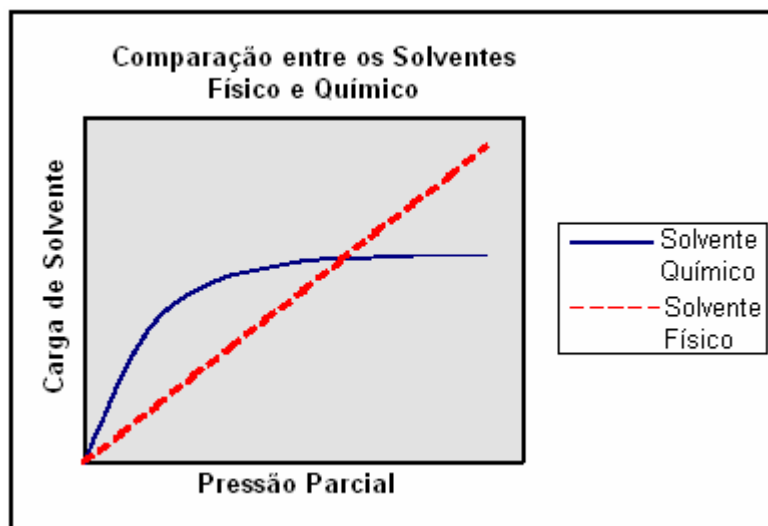


Figura II.10 – Comparação entre os processos de dessulfurização química e física. (Notas de Engenharia de Gás Natural, 2005).

O gás seco e desacidificado é enviado para as UPGN's, onde é promovida a separação das frações leves (metano e etano que constituem o chamado gás residual formando o gás natural combustível – GNC) das pesadas, que apresentam um maior valor comercial (gás liquefeito de petróleo – GLP constituído de propano e butano e a “gasolina natural”). Para essa operação, podem ser utilizados diversos processos que variam conforme a composição, pressão disponível, recuperações desejadas, etc (Notas Engenharia de Gás Natural, 2005). Os principais processos são:

- Refrigeração simples: condensação de hidrocarbonetos mais pesados pela redução de temperatura, através da utilização de um fluido refrigerante;
- Absorção refrigerada: o gás é submetido a um contato com um fluido auxiliar numa torre a alta pressão e baixa temperatura;
- Turboexpansão: condensação de hidrocarbonetos mais pesados pela redução da temperatura, através da expansão em uma turbina;
- Expansão Joule-Thompson: condensação de hidrocarbonetos mais pesados através do abaixamento da temperatura, obtida através de forte redução de pressão por expansão em uma válvula adiabática.

Parte do gás residual é consumido diretamente nos próprios campos de produção para elevação artificial (*gas-lift*) e principalmente como gás combustível sendo o excedente exportado através de gasodutos. Uma outra aplicação do gás natural é a geração de energia térmica na própria plataforma, que é levado às caldeiras, evitando-se assim, perdas por queima (Pereira, 2004).

II.4 Hidratos

Os hidratos de gás ou simplesmente *clatratos*, que em latim significa “gaiolas”, são compostos cristalinos nos quais as moléculas de água, associadas umas às outras via pontes de hidrogênio, encapsulam moléculas de gás. A estrutura tridimensional desses compostos tem um aspecto de gaiola, da mesma forma que seu nome em latim. Exemplos de gases que formam hidratos incluem o metano, etano, propano, butano, CO₂ e H₂S, que são constituintes comuns do gás natural. Tipicamente, moléculas maiores que o butano não formam hidratos.

O tipo de ligação intermolecular é parecido com o do gelo comum, mas o arranjo geométrico produz cavidades que cercam os gases originalmente em solução na água. Apesar da ausência de ligações químicas entre hospedeiro (água) e hóspede (gases leves), a estrutura estável do *clatrato* permite que este não entre em fusão até temperaturas bem acima de 0°C desde que a pressão predominante e a concentração dos gases sejam suficientemente altas, diferentemente do gelo. Esses compostos crescem bloqueando, parcial ou totalmente, linhas, válvulas e equipamentos. Além disso, podem também ser encontrados em sedimentos submarinos nas margens continentais bem como no fundo dos oceanos (Clennell, 2000). A Figura II.11 mostra um hidrato formado no fundo do mar.

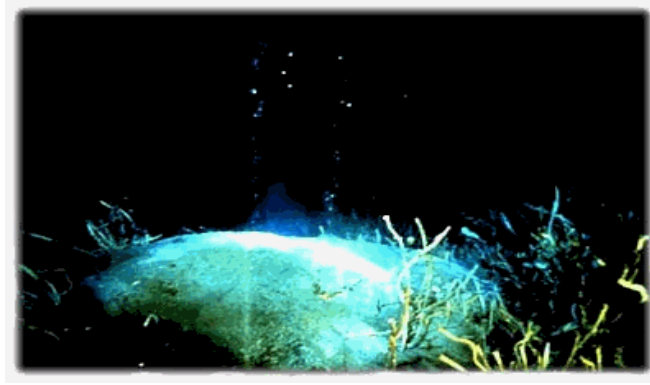


Figura II.11 – Hidrato de Gás formado no fundo do oceano (Laherrere, 2005).

Para que os cristais de hidratos de gás se formem são necessárias três condições fundamentais que são:

- As moléculas de gás e água estejam em uma condição de alta pressão e baixa temperatura;
- A presença de moléculas de gás que fariam o papel de hóspedes na estrutura do *clatrato*;
- Uma quantidade suficiente de água, sendo desnecessário que água livre esteja presente.

A condição de temperatura e pressão em que essa formação ocorre depende da composição do gás. A Figura II.12 apresenta a pressão e a temperatura no qual os hidratos se formam para cada um dos componentes. Outros fenômenos que favorecem a formação de hidratos, mas que não são essenciais para que esses se formem, são a turbulência (os hidratos são mais favoravelmente formados em regiões de alta velocidade), sítios de nucleação (a presença de imperfeições em um duto como um ponto de solda, um acessório para dutos como joelhos, sujeira e areia favorecem a nucleação dos cristais de hidratos) e a presença de água livre (a interface água-gás é também um fator importante para a formação de hidratos).

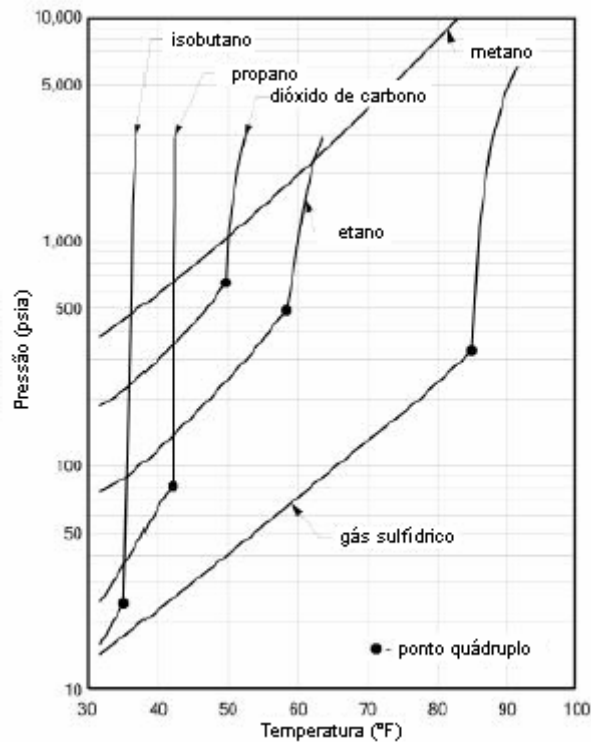


Figura II.12 – Ponto de equilíbrio do hidrato para cada uma das moléculas hóspedes (Carroll, 2003).

Um outro aspecto relevante para a formação dos hidratos diz respeito à acumulação do sólido. O hidrato não necessariamente se aglomera no mesmo ponto em que é formado. Em um duto, por exemplo, o hidrato é geralmente arrastado juntamente com a fase líquida e observa-se a acumulação do sólido nos mesmos locais onde há acúmulo de líquido, mas a acumulação do *clatrato* é que gera problemas operacionais, como o bloqueio de linhas e até mesmo danos em equipamentos.

Para prevenir a formação de hidratos podem ser utilizadas diversas técnicas, dentre elas estão: a desidratação do gás natural até atingir um ponto de orvalho abaixo de qualquer temperatura que o gás possa encontrar na transmissão ou distribuição, a redução da pressão da linha em ambos os lados do bloqueio pelo hidrato, permitindo sua evaporação (a redução de pressão de apenas um lado pode causar o congelamento da água, devido ao abaixamento de temperatura causado pela decomposição do hidrato), o aumento da temperatura acima daquela de formação do hidrato e a adição de inibidores, que reduzem a temperatura de formação dos hidratos.

Para que a utilização de inibidores seja feita de forma eficiente, é necessário que estes sejam injetados de forma a promover a maior dispersão possível, utilizando-se para isso bicos injetores (*spray nozzles*). Os inibidores mais usados são álcoois (metanol e etanol), glicóis (monoetilenoglicol – MEG, dietilenoglicol – DEG e trietilenoglicol – TEG) e em menores proporções a amônia (esta última possui uma série de desvantagens de uso como a corrosão, formação de bicarbonatos que tornam a inibição ineficiente, etc.). Todos esses solventes devem ser posteriormente regenerados e retornados ao processo (Carroll, 2003).

Uma tendência que tem sido discutida muito ultimamente é a utilização dos hidratos provenientes de fontes marinhas como fonte de energia por diversos motivos:

- Embora a distribuição seja dispersa, existem concentrações grandes o suficiente em alguns lugares que justificam a exploração econômica;
- As vantagens econômicas (facilmente convertido em combustível líquido – metanol ou hidrogênio com uso de catalisadores) e ambientais (menos poluidor que óleo e o carvão e a liberação de menor quantidade de CO₂ por unidade de energia) do metano, fazendo com que seu crescimento seja acelerado;
- A presença de hidratos em águas territoriais de países como o Japão e a Índia, que possuem poucos combustíveis fósseis convencionais, garante uma fonte nacional de combustível.

Apesar dessa utilização possuir uma série de vantagens, sua exploração ainda é inviável, pois as reservas de óleo e gás são abundantes e a produção destes é relativamente mais barata. Um outro ponto preocupante é o aumento do efeito estufa que seria causado pela exploração de forma descontrolada pelos hidratos de metano, além da tendência mundial em se utilizar sempre que possível substitutos energéticos provenientes de fontes que não liberem CO₂ para a atmosfera (Clennell, 2000).

II.5 Equipamentos Necessários para a Produção de Petróleo e Gás

II.5.1 Vasos Separadores

A primeira etapa do processamento primário de petróleo e gás consiste na separação das fases água, óleo e gás. Essa separação é realizada com o auxílio de equipamentos como vasos separadores que, dependendo da quantidade relativa das fases presentes no fluido, podem ser bifásicos ou trifásicos, atuando em série ou paralelo, orientados vertical ou horizontalmente.

Os vasos separadores são projetados para a separação de uma mistura (seja ela trifásica ou bifásica) através dos seguintes mecanismos:

- Decantação: por ação da gravidade e diferença de densidades entre os fluidos existentes na mistura;
- Separação inercial: os fluidos ao entrarem no separador, se chocam contra defletores, o que provoca uma rápida redução da velocidade e direção, provocando a queda do líquido e a subida do gás;
- Força centrífuga: a corrente fluida ao entrar no separador tende a fazer um movimento circular pela sua parte interna. O efeito centrífugo age diferencialmente sobre as fases, fazendo com que a de maior densidade se projete com mais intensidade contra as paredes, tendendo a descer.
- Aglutinação das partículas: o contato das gotículas de óleo dispersas sobre uma superfície facilita a coalescência, aglutinação e conseqüentemente, a decantação dos fluidos mais pesados.

Um separador típico de produção é constituído de quatro seções distintas, de acordo com a designação do *American Petroleum Institute* (API). A Figura II.13 apresenta um separador típico e as seções do mesmo. São eles:

- Separação Primária: localizada na entrada de fluidos para o vaso, o fluido choca-se com defletores ou passa por difusores que lhe impõem um movimento giratório, fazendo com que o líquido se precipite no fundo do vaso. Nessa seção acontece a separação da maior parte do líquido;
- Acumulação: localizada no fundo do separador, nessa seção ocorre a separação das bolhas gasosas que ficaram no seio do líquido após a separação primária e para que essa separação seja efetiva, é necessário um tempo de residência de 3 a 4 minutos;
- Separação Secundária: localizada no topo do separador, onde se separam as gotículas menores de líquido carregadas pelo gás após a separação primária. A turbulência é um fator que influencia fortemente essa separação;
- Aglutinação: localizada no topo do separador próximo à saída de gás, as gotículas de óleo arrastadas pelo gás que não foram separadas pelas seções anteriores, são aglutinadas em meios porosos e recuperadas. Se as gotículas de óleo forem muito pequenas, podem ser utilizados extratores de névoa.

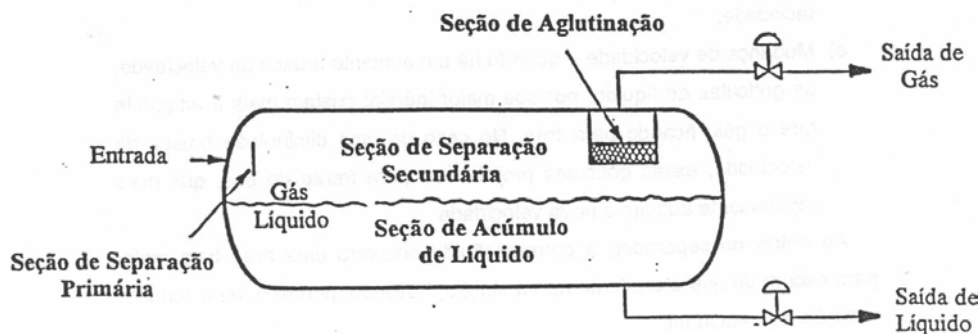


Figura II.13 – Vaso separador e as quatro seções típicas (Notas de Engenharia de Gás Natural, 2005).

Dependendo das correntes de entrada e condições operacionais dos separadores, a operação de separação da mistura trifásica pode apresentar diversos problemas, como a formação de espuma, acúmulo de areia, emulsões, obstrução por parafinas, arraste de óleo ou de gás, etc.

A espuma é ocasionada em sua maior parte por impurezas presentes no líquido. A presença de espuma dificulta o controle de nível do líquido dentro do separador, ocupa um volume que poderia estar disponível para a coleta de líquido ou para a decantação, e pode ser arrastada pela corrente de gás ou de óleo desgaseificado. Portanto, quando é previsível a formação de espuma, o separador deve ser equipado com o dispositivo interno para removê-la, assegurando um tempo e superfície coalescedora suficientes para quebrá-la.

A areia carregada pela mistura oleosa que chega ao separador é prejudicial, pois causa erosão nas válvulas, obstrução dos elementos internos e acumula-se no fundo do separador, de onde é removida por jatos de areia e drenos. Para evitar o problema do acúmulo de areia, deve-se evitar o seu arraste nos reservatórios de petróleo.

A emulsão que se forma na interface óleo/água pode ser particularmente problemática na operação de um separador. Além de causar problemas com o controle de nível, o acúmulo de emulsão diminui o tempo de retenção efetivo, resultando em uma redução na eficiência do processo. Para quebrar a emulsão, pode ser adicionado calor ou desemulsificantes, mas essas medidas devem ser tomadas preferencialmente na fase de tratamento de óleo.

Quando o óleo contém muitos hidrocarbonetos de cadeias lineares longas é natural, na operação de separação, a formação de parafinas, principalmente nos extratores de névoa e placas coalescedoras na seção líquida. Para a eliminação desse problema, são utilizados aquecimento, extratores alternativos ou até mesmo bocas de visita e orifícios para a entrada de vapor ou solvente de limpeza dos elementos internos do separador.

O arraste é o problema mais comumente ocasionado pelas condições operacionais do separador. O arraste do óleo pela corrente de gás ocorre quando o nível de líquido está muito alto, quando existe algum dano em algum componente interno, formação de espuma, saída de líquido obstruída, projeto impróprio ou simplesmente porque o vaso está operando com produção superior à do projeto. Já o arraste do gás pela corrente de óleo acontece quando o nível de líquido está muito baixo ou quando há falha no sistema de controle de nível.

II.5.1.1 Separadores Trifásicos

Os separadores trifásicos possuem a função de separar dois líquidos imiscíveis e um vapor. Na indústria de petróleo, eles se destinam a separar água, óleo e gás. A Figura II.14 apresenta um esquema de um separador trifásico.

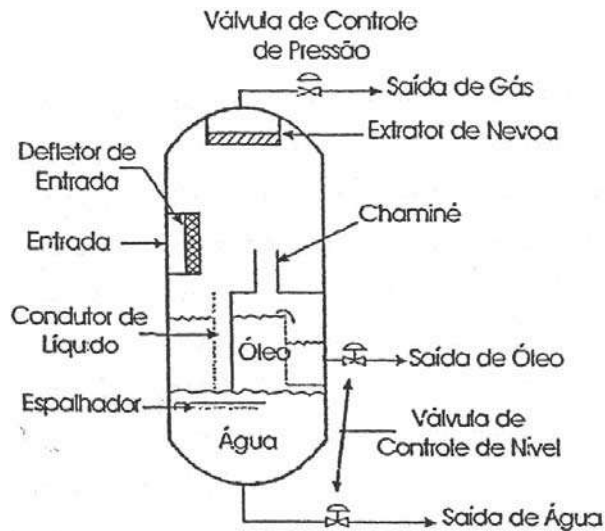


Figura II.14 – Esquema ilustrativo de um separador trifásico (Notas de Engenharia de Gás Natural, 2005).

Um condutor de líquido é necessário para não perturbar a interface óleo/água; e um condutor de gás, ou chaminé, é necessário para equalizar a pressão de gás entre a seção de coleta inferior de líquido e a seção superior de decantação.

Um espalhador na saída do condutor de líquido é instalado abaixo da interface óleo/água. O óleo sobe a partir deste ponto e a água desce pelo espalhador, de modo que qualquer gotícula de óleo que for arrastada na fase aquosa tende a subir em contracorrente com o fluxo de água (Thomas, 2001).

Atualmente são disponíveis uma vasta gama de opções para a separação da mistura trifásica, de acordo com o grau de separação, recursos técnicos e financeiros. Dependendo desses fatores, os mecanismos de separação bem como a orientação dos equipamentos (vertical ou horizontal) podem variar.

II.5.1.1.1 Separadores Trifásicos Horizontais

Os separadores trifásicos horizontais são mais eficientes do ponto de vista da separação gás/líquido, passíveis de formação de espumas ou com correntes de entrada onde a razão gás/óleo é alta. Isso é devido a uma área superficial de interface maior, permitindo uma maior decantação das gotículas de óleo presentes na fase gasosa, além de favorecer um maior desprendimento do gás da fase líquida separada.

Uma outra vantagem é o melhor controle da turbulência, uma vez que os distúrbios provocados pela alimentação não afetam fortemente a área da seção de decantação.

Quando a corrente de entrada é composta por uma fração de sólidos, este separador se torna ineficiente, pois há um maior acúmulo de sólidos devido à sua grande área superficial comparada a outros separadores. Uma outra desvantagem é a sua menor capacidade de absorver grandes variações de fluxo (*slugs* ou golfadas) (Notas de Engenharia de Gás Natural, 2005).

A Figura II.15 mostra um separador trifásico horizontal típico. O fluido entra no tanque e choca-se com um defletor, onde a maior parte do gás é separada. O líquido então, deposita-se na região abaixo da interface óleo-água. O óleo e as gotas dispersas de água escoam horizontalmente em direção à chicana, onde um controlador de nível regula a vazão que deixa o separador. A fase contínua de água e as gotas dispersas de óleo escoam para a saída de água. Como as fases contínuas de óleo e água escoam pelo comprimento do separador, forças gravitacionais atuam sobre as gotas de água para sedimentar perpendicularmente ao fluxo de massa na fase contínua de óleo e gotas de óleo para ascender perpendicularmente ao fluxo de massa da fase contínua de água. De modo similar, gotas de líquido no gás depositam-se perpendicularmente ao fluxo de massa da fase gasosa.

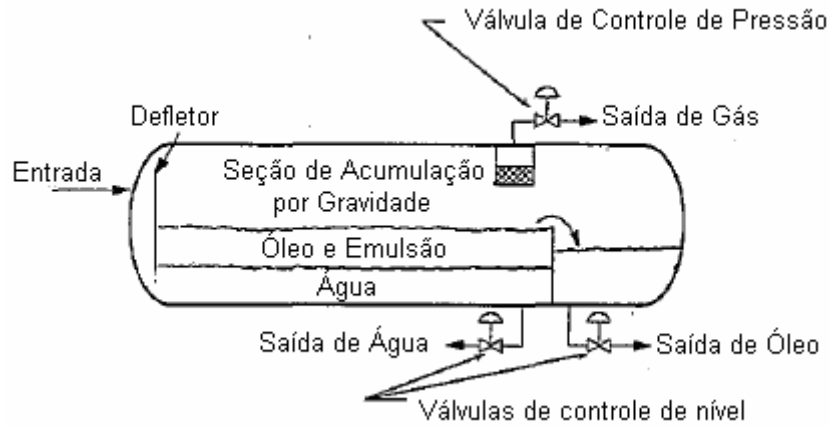


Figura II.15 – Esquema de um separador trifásico horizontal (Pereira, 2004).

Existem diversos tipos de separadores trifásicos horizontais. A seção de separação líquida é usualmente o que diferencia um equipamento de outro, e tem a finalidade de proporcionar melhor controle de nível da interface, podendo para isto incluir uma bota ou chicana.

O mecanismo de separação das fases líquidas é governado pela Lei de Stokes. Considera-se que o fluxo de gotas de líquido leve ascendendo através de líquido pesado ou a sedimentação de gotas de líquido pesado na fase de líquido leve, ocorram com escoamento laminar e velocidade igual à velocidade terminal, cuja expressão é dada pela Eq.(II.1).

$$V_T = \frac{1,488 \cdot g_c \cdot D_p^2 \cdot (\rho_H - \rho_L)}{18 \cdot \mu} \quad (\text{II.1})$$

Onde V_T é a velocidade terminal (ft/s), g_c é a constante gravitacional (32,17 ft/s²), D_p é o diâmetro da gota (ft), ρ_H é a densidade do líquido leve (lb/ft³), ρ_L é a densidade do líquido pesado (lb/ft³) e μ é a viscosidade da fase contínua (cP).

Observando-se a equação acima, pode-se verificar que quanto maior a viscosidade do fluido pesado, mais difícil é a separação, uma vez que será necessário um tempo de residência maior para a separação das fases devido a velocidade terminal ser menor.

Para a separação de líquidos, o tempo de residência do líquido leve deve ser maior que o tempo requerido para as gotas do líquido pesado sedimentarem da fase de líquido leve. Da mesma forma, o tempo de residência do líquido pesado deve ser maior que o tempo requerido para as gotas de líquido leve ascenderem através da fase de líquido pesado. Se estas condições não forem satisfeitas, a separação líquida precisará ser controlada e o diâmetro do separador deverá ser aumentado (Pereira, 2004).

II.5.1.1.2 Extratores de Água Livre – *Free Water Knockouts (FWKO)*

O mecanismo de separação de um FWKO é idêntico ao do separador trifásico horizontal. O uso desse extrator é levado em consideração quando uma pequena quantidade de gás está presente na mistura, uma vez que a maior parte do gás encontra-se associada ao óleo. Nesse tipo de separador, deve ser deixado mais espaço para a decantação do líquido e um dispositivo de remoção de água livre deve estar instalado. A Figura II.16 mostra um esquema ilustrativo de um extrator de água livre (Pereira, 2004 e Thomas, 2001).

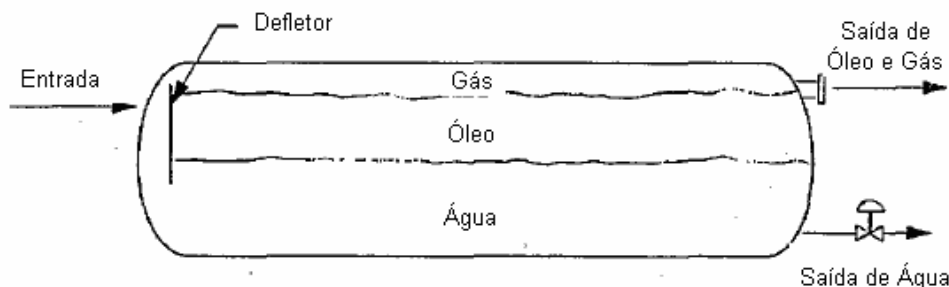


Figura II.16 – Esquema ilustrativo de um extrator de água livre (Pereira, 2004).

II.5.1.1.3 Separadores Trifásicos Verticais

A Figura II.14 apresentada anteriormente mostra um esquema ilustrativo de um separador trifásico típico. Esse tipo de separador tem como vantagem uma menor área exigida para a sua instalação e sua geometria facilita a remoção de areia que eventualmente se forma no fundo do separador. O controle e a manutenção da parte superior são mais difíceis devido à altura (Notas de Engenharia de Gás Natural, 2005).

II.5.1.2 Separadores Bifásicos

A Figura II.13 mostrada anteriormente é um esquema típico de um separador bifásico. O fluido entra no separador e choca-se com defletores de entrada que provocam uma mudança brusca de velocidade e direção do fluido (seção de separação primária). Gotículas de óleo deixam a fase gás por ação da gravidade e depositam-se no fundo do separador, onde a fase líquida é coletada. O gás separado flui sob os defletores de entrada e segue através da seção de separação secundária. Antes de deixar o vaso, o gás passa através de uma seção de aglutinação para remover gotículas de óleo de diâmetro muito pequeno, incapazes de serem separadas na seção de acúmulo de líquido por ação da gravidade (Thomas, 2001).

Os separadores bifásicos, assim como os trifásicos podem ser orientados vertical ou horizontalmente. Para o projeto de uma unidade de separação óleo-gás, é necessário comparar as duas disposições sob o ponto de vista econômico e caso seja necessário, utilizar dispositivos como extratores de névoa e defletores.

Os separadores verticais são preferidos para a separação de misturas com alta razão gás/líquido enquanto que, para razões baixas, são preferencialmente utilizados separadores horizontais. Esses separadores são utilizados em uma etapa anterior à compressão do gás, assegurando que nenhum líquido chegue a esses equipamentos, suscetíveis à corrosão na presença de líquidos (Pereira, 2004).

II.5.1.3 Separadores Centrífugos de Óleo e Gás

O mecanismo de separação em um separador centrífugo de óleo e gás baseia-se em um campo centrífugo resultante que desloca o líquido para a periferia do equipamento, enquanto o gás, menos denso, é empurrado para a região central. Coletores especiais recolhem as correntes separadas e as direcionam para as tubulações específicas.

Em relação aos separadores gravitacionais tradicionais, o separador centrífugo é mais eficiente, tem menor tamanho e processa vazões superiores dos fluidos. Podem ser instalados em campos e/ou poços de petróleo, fazendo parte do sistema de transporte de fluidos colocado no fundo do mar. O ganho de produção dos poços é considerável, pois

a corrente de líquido, após a separação, pode ser bombeada para a plataforma com bombas centrífugas convencionais, com a corrente de gás fluindo pela ação da própria pressão do reservatório. A Figura II.17 apresenta um exemplo construtivo de separador centrífugo de óleo e gás, projetado para ser instalado em um "poço falso" no fundo do mar (França, 2005).

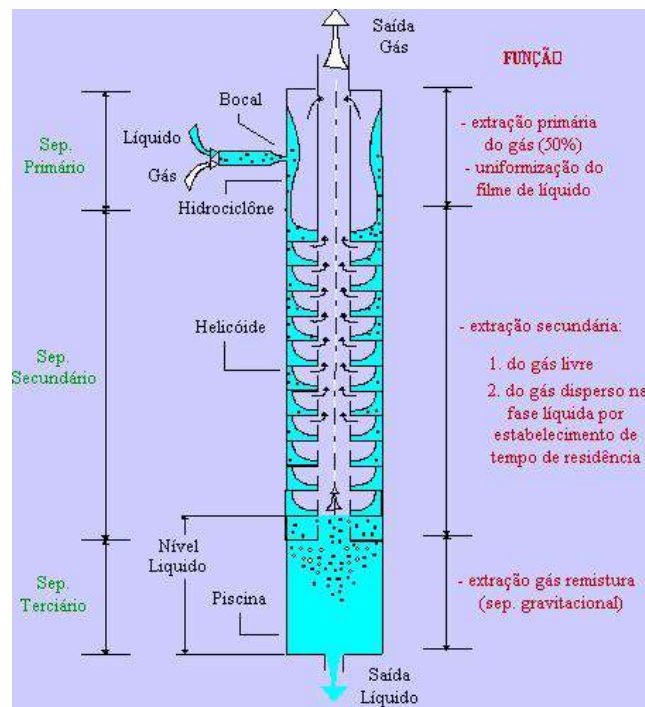


Figura II.17 – Esquema ilustrativo de um separador centrífugo de óleo e gás. (França, 2005).

II.5.1.4 Separadores Submarinos

Para minimizar cada vez mais a construção de sistemas de separação em plataformas marítimas, reduzindo o tamanho e custo, estão sendo desenvolvidos sistemas de separação submarina – o SUBSIS (*SUBsea Separation and Injection System*). Esses sistemas processam a separação de água, óleo e gás ainda no fundo do mar, reinjetando a água no reservatório. O processo de separação é baseado num separador horizontal por gravidade, caracterizado por sua entrada com um formato especial, criando uma centrifugação que inicia a separação do óleo e da água. Neste ponto, a água está praticamente separada. Em seguida, a água sofre sucção até uma bomba que a injeta num poço de petróleo utilizado para injeção de água.

No Campo de Troll, o SUBSIS está instalado em um *template*, que é uma estrutura metálica instalada no fundo do mar, como mostrado na Figura II.18. Esse tipo de estrutura é comumente encontrado no Mar do Norte, para a perfuração de poços e instalação de equipamentos (Pereira, 2004).



Figura II.18 – Separador submarino instalado no campo de Troll Pilot, no Mar do Norte(Pereira, 2004).

II.5.2 Trocadores de Calor

Trocadores de calor são dispositivos que permitem a troca de calor entre dois fluidos que estão a diferentes temperaturas. Esses equipamentos possuem diversas aplicações em aquecimento de ambientes de ar condicionado, produção de potência, recuperação de calor perdido e processamento químico. Na indústria petrolífera, são utilizados para a quebra de emulsões entre o petróleo e água, resfriamento de gases advindos de um processo de compressão, condensação e aquecimento de mistura em uma torre de destilação.

Os trocadores de calor são classificados de acordo com o arranjo do escoamento e o tipo de construção. Podemos ter trocadores muito simples, com apenas tubos duplos concêntricos, tubulares sendo esses aletados ou não, casco tubo, trocadores compactos ou ainda, trocadores de placas paralelas que podem ser aletados ou corrugados. O arranjo do escoamento pode-se dar de duas formas: paralelo (quando os fluidos quente e frio entram na mesma extremidade, escoam na mesma direção e saem na mesma extremidade) e contracorrente (quando os fluidos entram, escoam e saem em extremidades opostas) (Incropera, 2003).

Para um projeto de trocador, devem ser conhecidas as características mecânicas e como estas influenciam no projeto térmico. A *Tubular Exchange Manufacturers Association* (TEMA) possui uma série de normas para a descrição de um trocador de calor em detalhes.

A especificação de um trocador de calor segundo a TEMA é dada a partir de um conjunto de número e letras que correspondem ao tamanho, diâmetro, comprimento e tipo. O tipo de um trocador de calor é especificado através de um conjunto de três letras, onde a primeira representa o tipo do cabeçote na parte dianteira (*front end stationary head*), a segunda o tipo do casco e a terceira o tipo de cabeçote na parte traseira do trocador (*rear end head*) (Perry, 1999). As designações possíveis para esses três elementos em um trocador casco e tubo encontram-se no Apêndice A.1.

II.5.2.1 Resfriadores

Os resfriadores utilizados numa estação de compressão são comumente chamados de *intercoolers*, por terem a função de resfriar o gás após ter passado por um processo de compressão. Nessa operação, os trocadores recomendados são do tipo *U-Bundle*, onde os tubos estão na forma de “U” que segundo a nomenclatura da TEMA, são do tipo DFU. A Figura II.19 ilustra esta configuração.

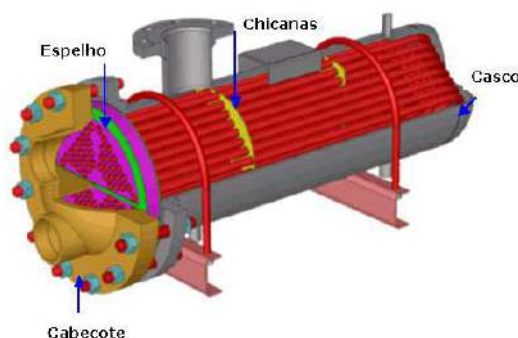


Figura II.19 – Trocador de Calor *U-Bundle* (Pereira, 2004).

A vantagem do trocador de calor *U-Bundle* é que devido à sua terminação ser livre, pode sofrer expansão ou contração em resposta às diferentes tensões. Já a construção dos tubos com curvatura torna a operação de limpeza inviável. Logo, estes trocadores de calor não devem ser usados para serviços com fluidos “sujos” (óleos ou borras) na parte interna dos tubos.

Para o resfriamento de gás natural esta configuração é a recomendada na literatura. Os gases são resfriados ao passarem pelos tubos enquanto que água de resfriamento escoo pelo casco.

II.5.2.2 Aquecedores

Durante o percurso do reservatório até a superfície, o óleo e a água podem formar emulsões que apresentem maior ou menor estabilidade em função principalmente do regime de fluxo e da presença de agentes emulsificantes (asfaltenos, resinas, argilas, sílica, sais metálicos, dentre outros) que impedem a coalescência das gotículas de água.

Numa separação trifásica *off-shore*, uma opção para promover a quebra de emulsões e, conseqüentemente, melhorar a separação do óleo e da água é a elevação da temperatura da mistura trifásica pela instalação de trocadores de calor. Para o aquecimento da mistura trifásica a configuração recomendada pela literatura é um trocador de calor tipo tubo-fixo, com cabeçote removível. Estes trocadores de calor são construídos com tubos retos seguros por uma estrutura chamada espelho (*tubesheet*) e soldados ao casco, que, portanto, não pode ser removido, impedindo a limpeza mecânica. Conseqüentemente, sua aplicação no lado do casco é limitada a serviços limpos, como a passagem de vapor saturado. A nomenclatura TEMA para este tipo de trocador de calor é AEL.

II.5.3 Compressores

Os compressores são equipamentos cujo objetivo é a elevação da pressão de um determinado componente que se encontra no estado gasoso. Tal pressurização acontece graças ao acionamento por motores elétricos ou por turbinas que podem ser a gás ou a vapor (Perry, 1999). Existem diversos tipos de compressores, classificados de acordo com a operação do fluido que se quer comprimir: compressores de fluxo contínuo ou de deslocamento positivo.

Os compressores de fluxo contínuo são largamente utilizados na indústria de processos químicos e petrolíferas, na fabricação de ferro e aço e em plataformas *off-shore*, para a reinjeção do gás para o poço e exportação do gás para a terra. Geralmente possuem dimensões reduzidas e produzem menos vibração em relação aos de deslocamento

positivo. Dentre os compressores de fluxo contínuo, estão o compressor centrífugo e o de fluxo axial.

Num compressor centrífugo típico, o gás é forçado radialmente através do impulsor pela ação centrífuga criada pela alta rotação das lâminas do impulsor. A velocidade do gás é convertida em pressão, parcialmente no impulsor e parcialmente nos difusores estacionários. A maioria da energia cinética do impulsor é convertida em energia de pressão nos difusores. Os compressores centrífugos são usados, geralmente, para elevadas razões de compressão e vazões mais baixas em relação aos compressores axiais.

Em aplicações *off-shore*, os compressores centrífugos consistem principalmente em arranjos com múltiplos estágios com a presença de *intercoolers* entre eles. Estes compressores são acionados geralmente por turbinas a gás, por turbinas a vapor, quando a potência mecânica exigida é muito grande ou por motores elétricos, quando a potência requerida é relativamente pequena (Pereira, 2004).

II.5.4 Bombas

A bomba é o equipamento mais antigo que se conhece para o deslocamento de fluidos no estado líquido. Há pelo menos dois modelos de bomba que datam de tempos anteriores a Cristo: bomba giratória de água (*undershot-bucket water wheels* ou *norias* em 1000 a.C.) e a bomba parafuso de Arquimedes (250 a.C.). Uma outra aplicação para as bombas é a elevação da pressão de líquidos, da mesma forma que os compressores atuam para fluidos no estado gasoso.

Basicamente, há dois tipos de bombas: as de deslocamento positivo e as dinâmicas (ou de mudança de momento). Uma bomba de deslocamento positivo força o fluido a escoar para frente devido a uma mudança de volume. Em outras palavras, se uma cavidade é aberta, o fluido escoar através de uma entrada. Se uma cavidade se fecha, o fluido é “espremido” buscando uma saída.

Bombas dinâmicas adicionam uma quantidade de movimento ao fluido pelo movimento rápido de pás. Nesse caso, o volume de fluido não se encontra enclausurado: o fluido aumenta a sua quantidade de movimento enquanto se move através de passagens

abertas. A velocidade alta do fluido é convertida em alta pressão pela sua expulsão em uma seção de difusão. Nesta categoria de bombas, a que mais se destaca é a bomba centrífuga, que consiste no movimento axial e tangencial do fluido através da rotação das pás de um impelidor, elevando a pressão e velocidade, seguida da passagem do fluido por um difusor que reduz a velocidade e aumenta a pressão (White, 2001).

Na indústria petrolífera, as bombas são utilizadas para o deslocamento de óleo por meio de oleodutos para garantir a chegada do mesmo até as refinarias desde que a distância das facilidades de produção à refinaria seja relativamente curta. Também são utilizadas em processos onde é necessário que algum componente entre no sistema a pressões superiores à atmosférica. Um exemplo é o processo de desidratação do gás natural em colunas de absorção: o solvente higroscópico necessita entrar pressurizado na coluna uma vez que estas operam em pressões médias a elevadas, quando comparadas à pressão atmosférica.

II.5.5 Processo de Desidratação do Gás Natural

Após as etapas de separação do gás proveniente da mistura trifásica e compressão, é necessária a desidratação do gás antes de ser enviado às UPGN's. Caso a desidratação do gás não ocorra, o gás úmido pode ocasionar uma série de problemas, tais como:

- A formação de hidratos sólidos sob certas condições específicas, causando o bloqueio da passagem de gás pelos dutos;
- A corrosão dos dutos através da presença de gases ácidos como CO_2 e H_2S ;
- A formação de gotas de líquidos com a erosão dos dutos;
- Congelamento do gás nas plantas de absorção criogênica e refrigerada.

Atualmente, há diversos métodos para a desidratação do gás, que varia conforme o fenômeno físico (absorção ou adsorção) e o agente dessecante (líquido ou sólido) utilizados. Dentre os principais processos estão: a absorção utilizando glicóis (em especial o trietilenoglicol – TEG), sólidos higroscópicos como o cloreto de cálcio e

mistura de outros sais com propriedades desidratantes, além da adsorção utilizando peneiras moleculares, alumina ou sílica cujos materiais têm sido empregados desde a década de 50, no século passado, havendo mais recentemente, a sílica-gel. (Louisiana State University, 2005).

II.5.6 Absorção com Glicóis

O processo de desidratação de gás natural com glicóis é o mais comum utilizado atualmente. Dentre os solventes utilizados estão o etilenoglicol (EG), dietilenoglicol (DEG), trietilenoglicol (TEG) e o tetraetilenoglicol (TREG). Dentre esses solventes, o TEG é aquele que tem sido mais aceito devido às suas principais vantagens frente aos outros solventes: maior facilidade na etapa de regeneração, maior temperatura de decomposição, menor volatilidade e toxicidade em relação ao DEG ou EG, contribuindo para uma menor perda de solvente no processo, além de apresentar menor viscosidade em baixas temperaturas (cerca de 20°C) que facilita a operação do processo (Louisiana State University, 2005).

Uma unidade de desidratação com glicol é tipicamente composta de um absorvedor, uma válvula de despressurização com um tanque de *flash*, trocadores de calor, uma coluna regeneradora e bombas. A Figura II.20 apresenta um esquema ilustrativo do processo de desidratação com glicóis. Na coluna de absorção, o glicol é alimentado no topo, enquanto o gás úmido entra pela sua seção inferior. O resultado do processo é um gás seco que deixa a coluna pelo topo e glicol rico em água no fundo da coluna.

O solvente rico em água segue para um separador ou um tanque *flash* onde a solução sofre uma expansão e os hidrocarbonetos gasosos que foram absorvidos pela solução de glicol são liberados e usados para queima ou destinados a *flares*. O produto de fundo do *flash*, solução glicol/água despressurizada, é aquecido e segue para a coluna regeneradora que dispõe de um refulvedor. Esta coluna promove o esgotamento da água efetuando a separação pela diferença entre pontos de ebulição do glicol e da água. Após resfriado e repressurizado, o glicol regenerado retorna ao topo da absorvedora. Caso seja desejado um gás com um ponto de orvalho muito baixo (ou seja, gás quase que totalmente isento de água), é requerido ainda o uso de um gás de *stripping* (por

exemplo, N₂) na etapa de regeneração o qual é injetado no fundo da coluna ou no refulvedor.

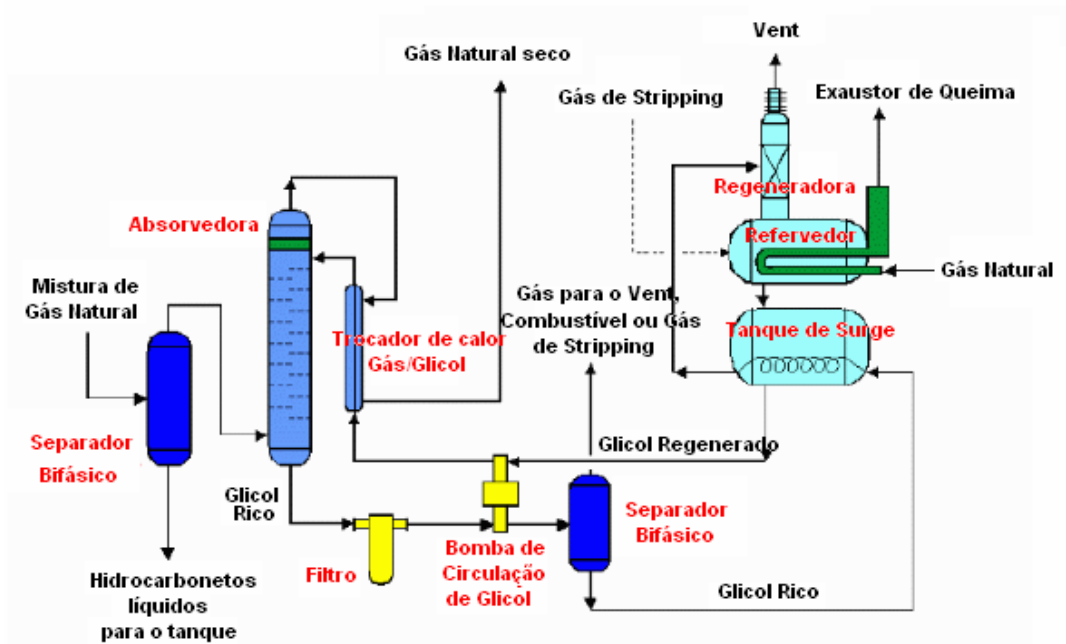


Figura II.20 – Esquema ilustrativo do processo de desidratação com glicóis (SMAR, 2005).

Para se projetar uma unidade de desidratação de gás natural, os principais parâmetros a serem levados em consideração são: número de estágios nas colunas, taxa de recirculação e temperatura do solvente da regeneradora, temperatura do refulvedor na regeneração do solvente, quantidade de gás de *stripping* usado (para casos onde é necessário um grau de pureza elevado), pressão de operação na etapa de regeneração, dentre outros.

O processo de separação de água do gás natural se dá pela transferência de massa (por difusão e convecção) entre as fases líquida e gasosa no interior da coluna absorvedora. A utilização de vários estágios em um mesmo equipamento de separação possibilita um maior contato entre as fases (maior transferência de massa) e conseqüentemente, uma maior eficiência de separação. Com o aumento progressivo do número de estágios, a separação da água da mistura gasosa para uma mesma taxa de circulação de solvente será mais eficaz, o que é apresentado na Figura II.21.

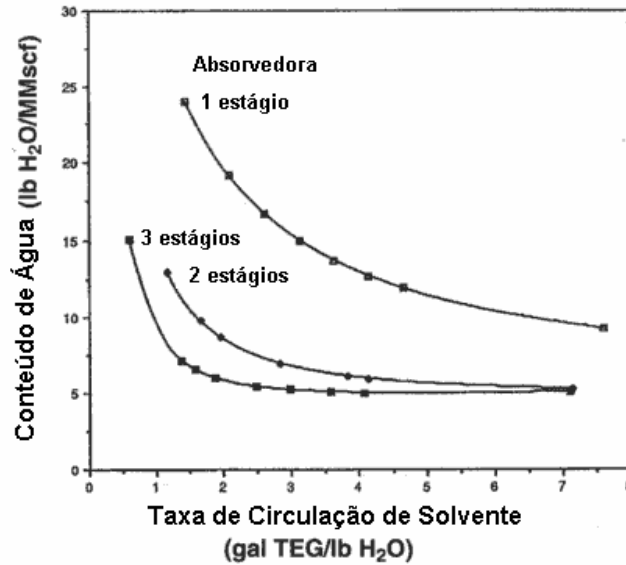


Figura II.21 – Efeito do número de estágios no conteúdo de água do gás que deixa o topo da absorvedora (Hernandez-Valencia, 2001).

A temperatura do refeedor possui forte influência na pureza da solução de glicol regenerada. Quanto maior a energia fornecida ao refeedor (ou seja, quanto maior a sua temperatura), maior quantidade do componente mais volátil (nesse caso a água) é retirado do sistema, deixando a solução de glicol mais pura e proporcionando assim, uma maior remoção de água do gás natural úmido. A Figura II.22 apresenta um gráfico do conteúdo de água no gás após a secagem contra a taxa de recirculação de glicol para diversas temperaturas no refeedor.

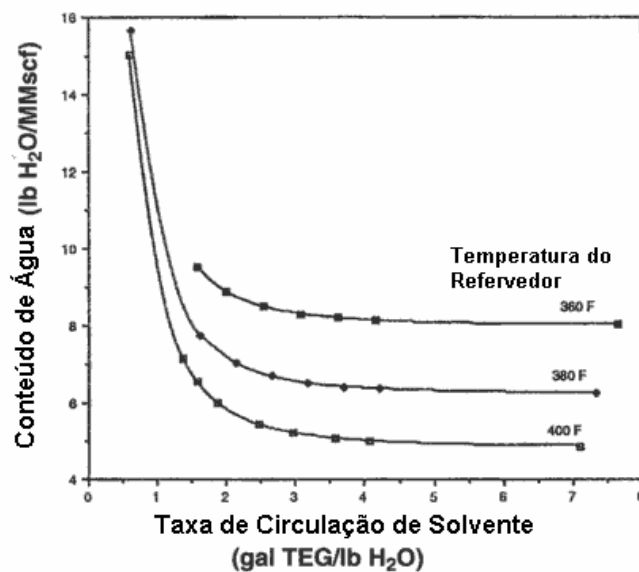


Figura II.22 – Influência da temperatura do refeedor no conteúdo de água presente no gás desidratado (Hernandez-Valencia, 2001).

Em algumas aplicações, se faz necessário que o gás natural esteja com uma pureza elevada, o que é alcançado utilizando-se um gás de *stripping* próximo no refervedor. Isso faz com que as moléculas de água dissolvidas na solução de glicol rico sejam carregadas, obtendo-se uma solução de glicol extremamente pura (acima de 99,9% em peso) que é alimentada ao processo de desidratação. Alimentando-se o solvente com maior pureza, o processo será capaz de absorver água a taxas maiores, desidratando mais facilmente o gás natural, pois mais distante o solvente estará do seu ponto de saturação. A Figura II.23 apresenta o efeito da taxa do gás de *stripping* no conteúdo de água do gás desidratado (Hernandez-Valencia, 2001).

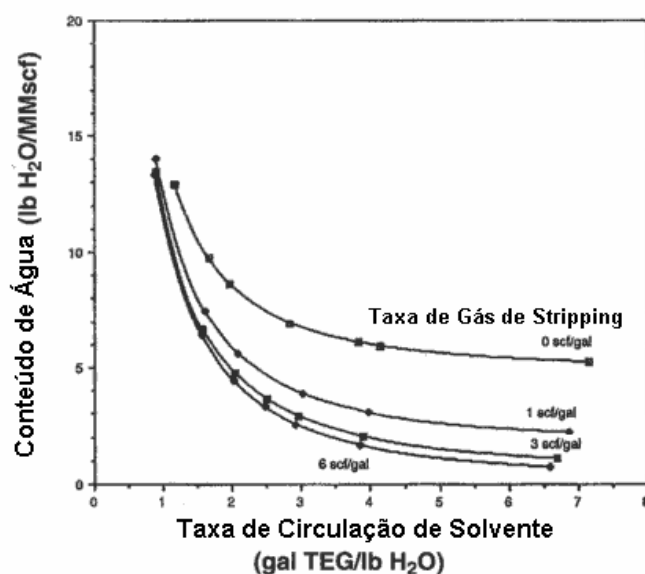


Figura II.23 – Efeito da Taxa de Gás de *Stripping* no conteúdo de água presente no gás desidratado (Hernandez-Valencia, 2001).

O processo de desidratação com TEG é uma tecnologia introduzida na década de 40, no século passado. O principal problema desse processo é a alta emissão de metano, poluentes do ar perigosos (HPA's), compostos orgânicos voláteis (VOC's), além de desperdiçar uma grande quantidade de hidrocarbonetos. Aumentando-se a pressão na etapa de absorção, a emissão desses compostos é cada vez mais acentuada, conforme pode ser vista nas Figuras II.24 e II.25.

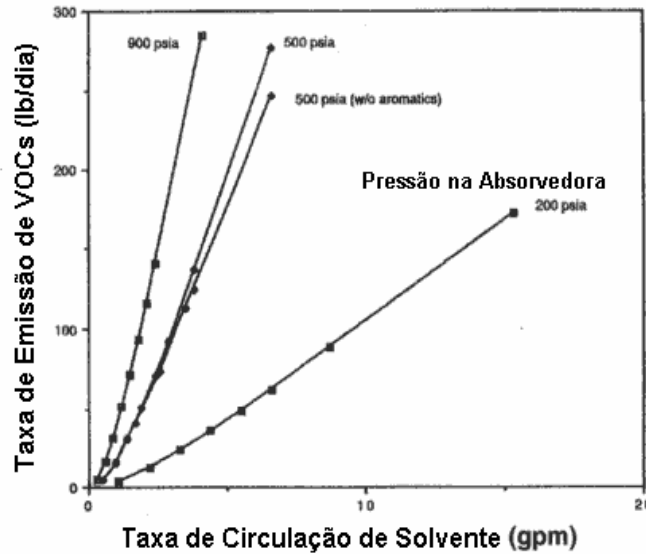


Figura II.24 – Emissão de VOC's no tanque *flash* (Hernandez-Valencia, 2001).

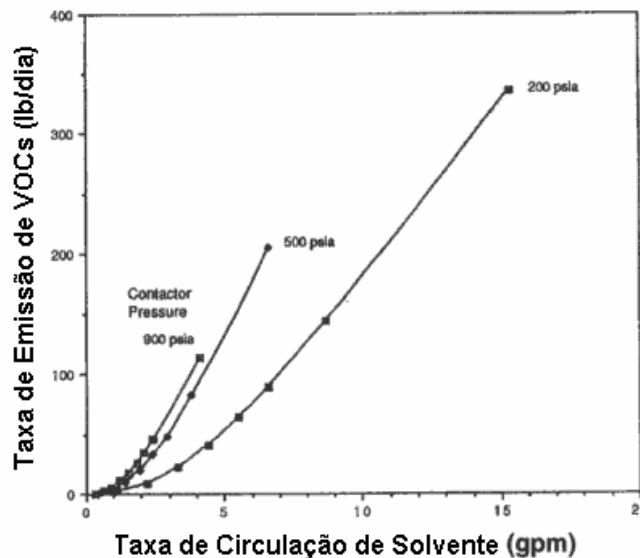


Figura II.25 – Emissão de VOC's na coluna regeneradora (Hernandez-Valencia, 2001).

Segundo dados da EPA (*Environmental Protection Agency*), há atualmente 38000 plantas de desidratação com TEG nos Estados Unidos. São liberados anualmente por essas plantas 393000 toneladas de metano, 60000 toneladas de HAP's, 142000 toneladas de VOC's, desperdiçando-se anualmente o equivalente a 300 milhões de galões de gasolina, o suficiente para abastecer 690000 carros por um ano (Heath, 2004).

Podem ser utilizadas medidas preventivas de forma a minimizar a absorção de VOC's e HPA's na solução de glicol e a conseqüente emissão desses compostos para a atmosfera durante a regeneração. Dentre essas medidas estão: utilização de menores taxas de

circulação de glicol, utilização de uma menor pressão de absorção, utilização de um glicol que possua um menor poder de absorção desses compostos (Nassar, 2001).

Entretanto, o emprego de algumas dessas medidas torna o processo de desidratação de gás natural ineficiente. Devido a isso, tem-se proposto diversas modificações no processo convencional, de forma a reduzir a emissão de VOC's e HAP's mantendo-se o processo de desidratação eficiente.

Um dos processos alternativos é o *Quantum Leap Natural Gas Dehydration Technology* (QLT), desenvolvido pela empresa Engineered Concepts, cujo esquema de funcionamento é mostrado na Figura II.26. O processo é bem semelhante ao convencional utilizando TEG. A diferença está no tratamento posterior dos VOC's que deixam o topo da regeneradora: os hidrocarbonetos mais leves são queimados para fornecer calor ao refeedor enquanto que hidrocarbonetos condensáveis são estocados. Essa tecnologia possui uma série de vantagens, tais como: o maior aproveitamento dos hidrocarbonetos emitidos, redução dos custos de operação e manutenção, eliminação de odores, segurança na operação do processo e a utilização da planta em qualquer tipo de clima (Heath, 2004).

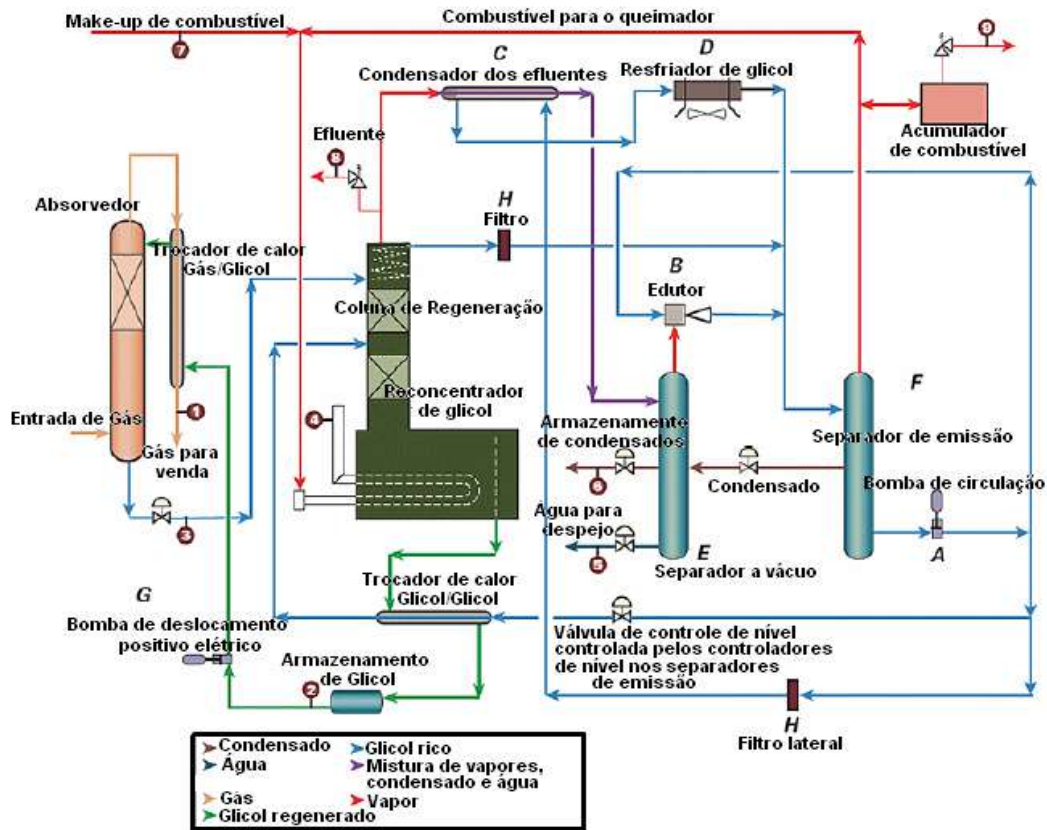


Figura II.26 – Esquema ilustrativo do processo QLT (Heath, 2004).

II.5.7 Absorção com Sólidos Dessecantes

Alguns sólidos com propriedades higroscópicas (em especial, o cloreto de cálcio), são utilizados no processo de desidratação do gás natural desde as décadas de 20 e 30, do século passado. Entretanto, devido a sua forma irregular, observou-se que o empacotamento em um leito fixo desse material formava caminhos preferenciais pelos quais o gás passava formando túneis que resultavam em um processo ineficiente de desidratação.

Assim sendo, foram desenvolvidas diversas combinações de sais de forma a atender às especificações para a secagem do gás. Os sais mais utilizados atualmente possuem a forma de pequenos tabletes que são inseridos no topo de um vaso vertical. São utilizados também pequenos pratos perfurados e suportes. O gás flui em direção ao topo do vaso e o sólido dessecante após ter absorvido a água presente no gás é solubilizado, sendo necessário a inserção de sólido seco ao vaso. A Figura II.27 mostra um esquema de um vaso de desidratação do gás natural utilizando sólidos dessecantes.

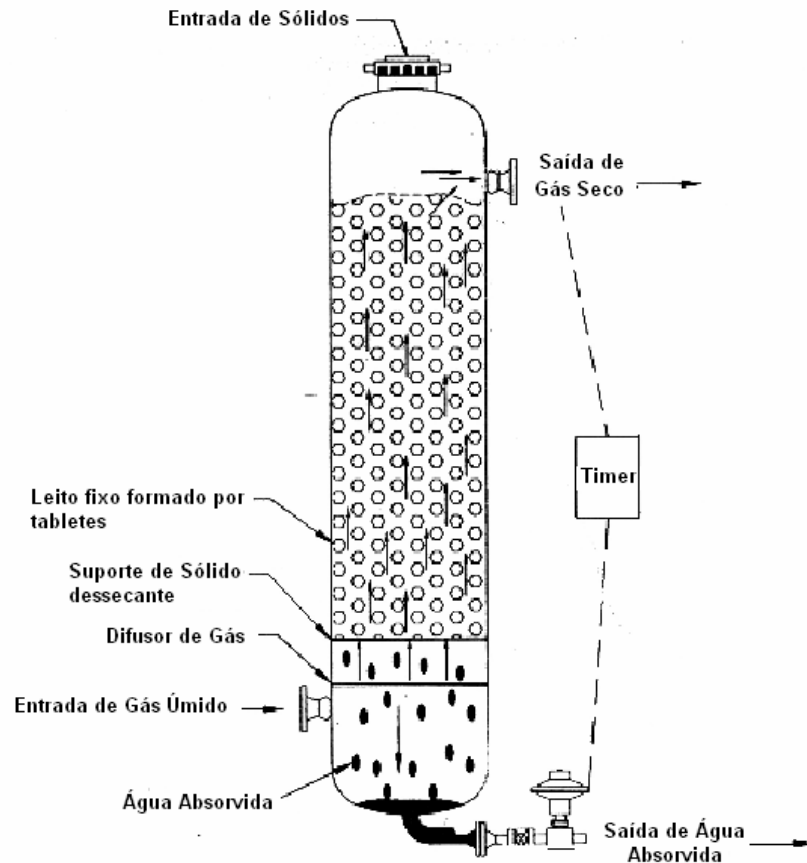


Figura II.27 – Esquema do processo de desidratação utilizando sólidos dessecantes. (Mirdadian, 2003).

As vantagens desse processo em relação ao processo convencional com TEG são: não emitem VOC's ou HAP's, não contaminam o solo (uma vez que o sólido não é regenerado, não há o risco de vazamento ou ruptura nos tanques de armazenamento que contaminariam os lençóis freáticos), não há o perigo de incêndio do material dessecante, baixo custo de capital e pouca frequência de manutenção da planta.

Esse processo pode ser utilizado em locais de acesso remoto, sem supervisão e que os operadores podem agendar uma manutenção semanal ou até mesmo mensal. Isso reduz o custo de operação e de mão-de-obra (Midardian, 2003).

II.5.8 Adsorção com Sílica-Gel

A sílica-gel é um composto sintético cuja principal matéria-prima é o silicato de sódio. Esta possui propriedades adsorventes, isto é, possui a capacidade de retirar moléculas de líquidos e gases do meio em que se encontra e armazenar em seus poros (Soft Post[®] do

Brasil, 2005). Possui uma alta área superficial ($850\text{m}^2/\text{g}$) como a maioria dos adsorventes modernos. A título de ilustração, uma colher de sopa (10g) possui uma área superficial maior que a de um campo de futebol de dimensões $105 \times 70\text{m}$ que corresponde a 7350m^2 .

O processo de adsorção é semelhante ao observado quando vidros e espelhos encontram-se embaçados: água se adsorve e condensa-se sobre a superfície.

Além do mecanismo básico de adsorção, um mecanismo secundário, a condensação por capilaridade começa a fazer efeito quando o diâmetro do poro é comparável ao diâmetro molecular. A representação esquemática desse efeito é mostrada na Figura II.28. Essa capilaridade é ocasionada pela diferença de pressão parcial entre a parte interna e externa do poro.



Figura II.28 – Representação esquemática da condensação por capilaridade. (Dalminger, 2004).

Para a remoção da água condensada nos poros da sílica, é empregada energia, alcançando-se temperaturas no material da ordem de $250\text{-}280^\circ\text{C}$. Depois de regenerado, a sílica pode ser utilizada novamente no processo de adsorção.

A Figura II.29 apresenta um processo típico de adsorção com sílica-gel. Geralmente são dispostas duas torres de adsorção contendo sílica-gel: enquanto uma está operando, a outra está sendo regenerada através da injeção de calor no sistema.

Para que um adsorvente seja utilizado garantindo-se uma máxima eficiência de recuperação do processo, este deve apresentar algumas características tais como:

- Alta capacidade de adsorção (a sílica-gel é capaz de adsorver um valor de mais de 45% do seu próprio peso em água);

- Alta seletividade;
- Fácil regeneração (necessidade de uma menor quantidade de energia);
- Baixa queda de pressão;
- Longo tempo de vida.

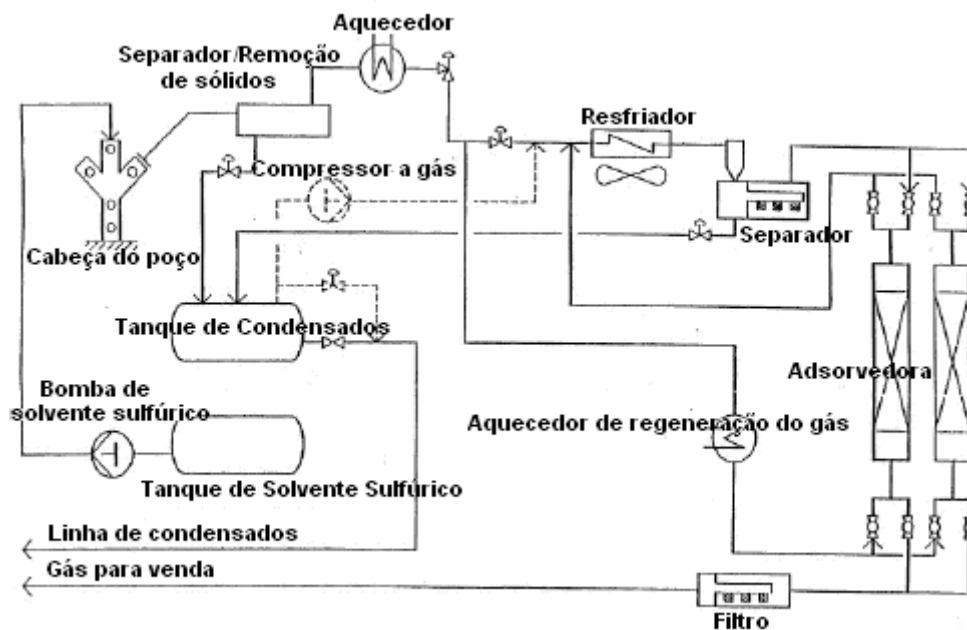


Figura II.29 – Esquema ilustrativo de uma planta de adsorção de água utilizando sílica-gel (Dalminger, 2004).

Comparando o processo de adsorção com o processo convencional de absorção, pode-se concluir que ambas as plantas possuem o mesmo grau de complexidade, entretanto a unidade de glicol não é capaz de lidar com uma faixa ampla de operação, pois o custo do projeto eleva-se enormemente quando cresce a vazão de gás alimentado à planta. Assim sendo, o processo de desidratação com TEG somente mostra-se superior ao processo de adsorção a vazões baixas da ordem de até 25 MMscf/dia. A Figura II.30 apresenta um gráfico comparativo associando o custo do projeto à taxa de operação para os processos utilizando glicol e sílica-gel.

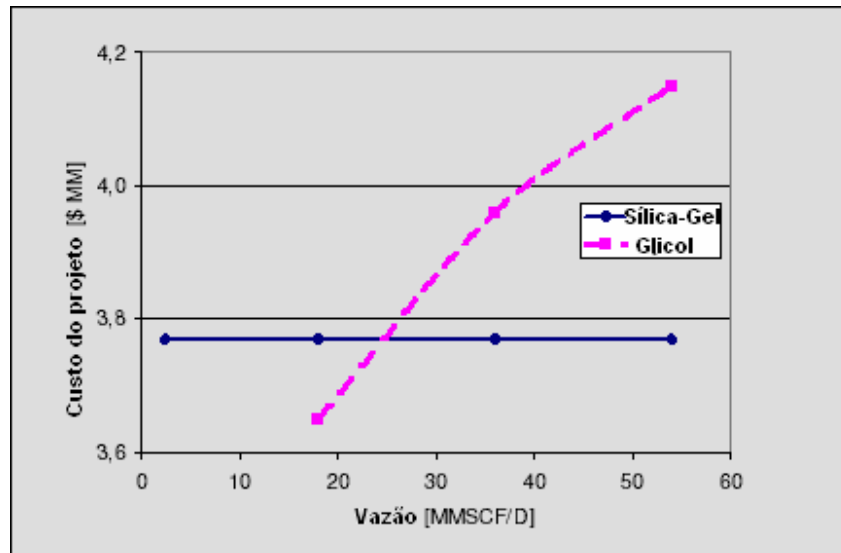


Figura II.30 – Comparação do custo do projeto entre as plantas de glicol e sílica-gel (Dalminger, 2004).

Outras vantagens do processo de adsorção são: facilidade de operação, baixa necessidade de manutenção, não há necessidade de consumir energia quando a planta está em processo de *stand-by* e uma menor demanda de energia para a etapa de regeneração do material adsorvente (Dalminger, 2004).

II.6 O Simulador de Processos HYSYS

Para a análise do processo de separação e desidratação do gás natural, é utilizado o *software* HYSYS em sua versão 3.1, desenvolvido pela empresa americana AspenTech. Esse *software* pode ser aplicado para simulação e projeto em estado estacionário de vários equipamentos industriais como trocadores de calor, vasos separadores, compressores, colunas de destilação, fornos, etc. e dos processos por eles envolvidos.

As propriedades termodinâmicas das correntes de entrada e saída, bem como as condições de equilíbrio são calculadas através de equações de estado. O HYSYS possui diversas equações de estado, algumas delas para aplicações específicas (como por exemplo, o pacote de aminas – Amine Package). Nesse estudo em particular é utilizada a equação de estado Peng-Robinson, por ser a mais recomendada em aplicações de petróleo, gás e petroquímica, bem como no processo de desidratação do gás natural utilizando-se TEG como solvente (AspenTech, 2003).

Além disso, o *software* possui uma ferramenta de otimização “teoricamente” gerando um processo de custo mínimo ou de lucro máximo dependendo de algumas variáveis de processo e restrições.

O *software* permite o estudo dinâmico de variáveis de processo, fazendo o uso de controladores de pressão, temperatura e nível. Essa funcionalidade é muito útil para verificar a estabilidade dinâmica do sistema frente a perturbações nas correntes de entrada e para o treinamento de operadores.

É possível ainda integrar o HYSYS com outros *softwares* dedicados, ou seja, aplicados a funcionalidades específicas. É o caso do TASC, para trocadores de calor, o PIPESYS para simulações em dutos, dentre outros.

CAPÍTULO III. CONSTRUÇÃO DO CASO BASE

Neste capítulo, é apresentada a metodologia empregada para a construção de um fluxograma-base de processamento de gás natural em ambiente computacional HYSYS.

III.1 Descrição do Processo

Uma unidade de processamento de gás natural em uma plataforma *off-shore* deve conter as etapas de separação da mistura trifásica advinda do poço de produção, tratamento do óleo para envio às refinarias e da água para reinjeção ou descarte, compressão e condicionamento do gás natural. O projeto dessa unidade deve ter dimensões reduzidas comparadas com as dos campos terrestres, além de operar sob condições ótimas, com o mínimo custo de investimento.

A corrente advinda de um poço de produção *off-shore* passa por um separador trifásico. A água segue para tratamento de forma que esta possa ser posteriormente descartada ou reinjetada no poço. O óleo segue para um outro separador, chamado de separador atmosférico, onde os gases seriam liberados mais facilmente. Dependendo da especificação exigida do óleo, é necessário um tratamento adicional. O gás separado é conduzido a estágios de compressão seqüenciais de forma que se atinja uma pressão suficientemente grande para ser enviado aos dutos. Antes de ser enviado para os clientes, o gás natural deverá passar por um tratamento a fim de remover a água e os gases ácidos. O gás, após alcançar as especificações requeridas, é enviado para os gasodutos e transportado a plantas em terra onde será realizado o processamento (fracionamento) para gerar gás natural residual (metano e etano), GLP (propano e butano), além de gasolina natural.

O fluxograma do processo utilizado nesse trabalho é apresentado na Figura III.1. Não foram consideradas as etapas de pós-tratamento do óleo e da água separados nem a utilização de um separador trifásico atmosférico. Quanto ao processamento do gás, foram considerados estágios sucessivos de compressão, seguido do tratamento do gás para remoção de água e compressão final para envio aos dutos. A etapa de desacidificação do gás também não foi considerada devido à composição proposta para a carga trifásica do processo, que será detalhada adiante.

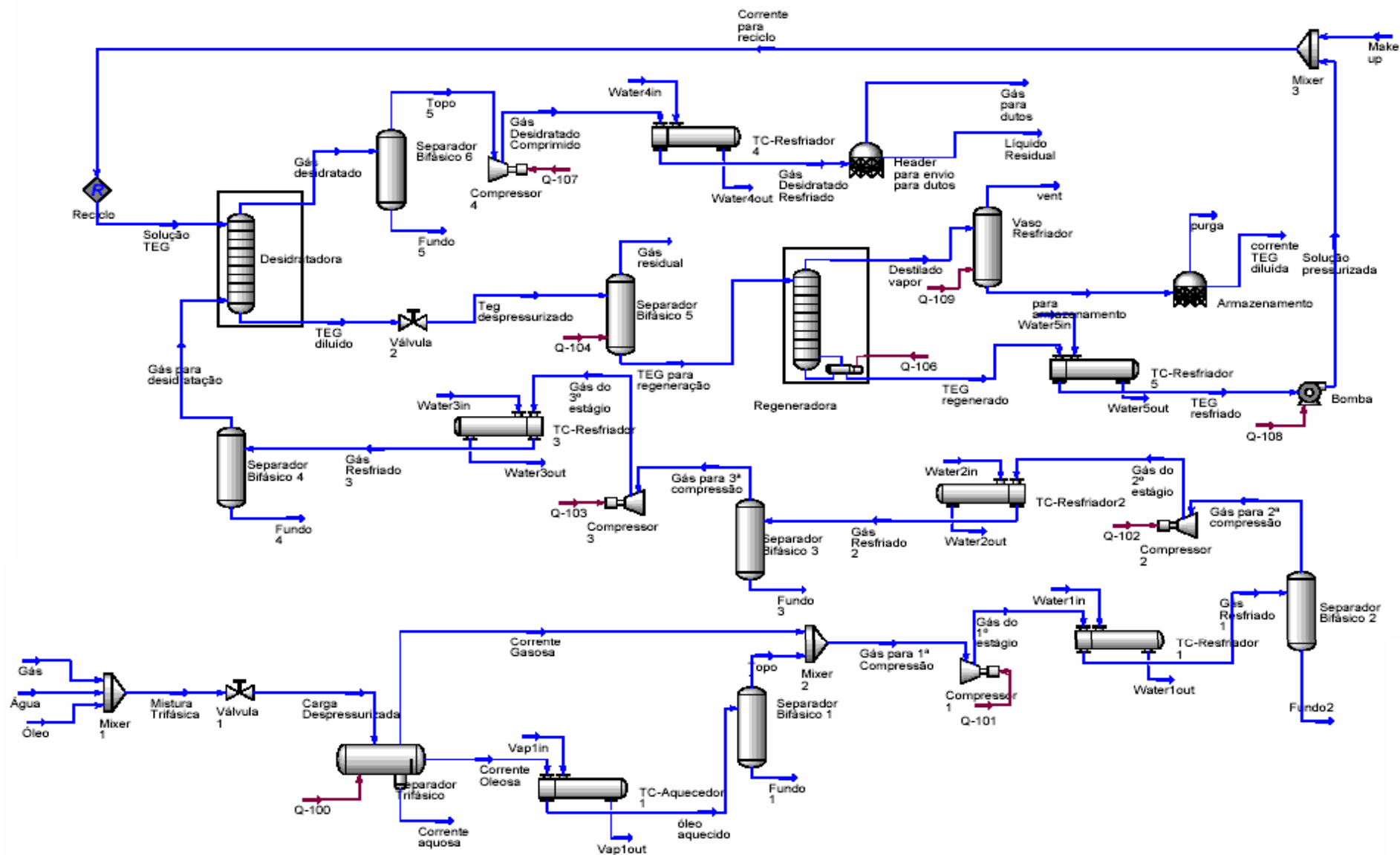


Figura III.1 – Fluxograma-Base do Processamento de Gás Natural Proposto.

III.2 Carga Trifásica do Processo

Sabe-se que poços de produção, onde o gás esteja associado ao petróleo, correntes contendo as três fases (água, óleo e gás) são produzidas. Para a geração de uma corrente trifásica no simulador de processos HYSYS, deve-se inserir cada uma das correntes em separado e, em seguida, passá-las por um módulo misturador (ou *mixer*). A Figura III.2 mostra o esquema representativo no HYSYS.

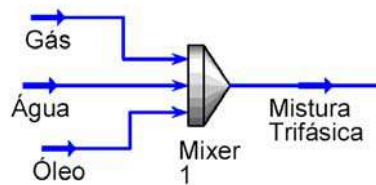


Figura III.2 – Esquema representativo para a entrada de dados da corrente trifásica no HYSYS.

A composição da mistura trifásica foi estimada a partir de valores razoáveis obtidos na Literatura e/ou com base em informação pessoal obtida na indústria local de petróleo. A Tabela III.1 apresenta a composição da corrente trifásica considerada neste trabalho e utilizada nas simulações.

Tabela III.1 – Composição das correntes óleo, água, gás e da mistura trifásica resultante utilizada nas simulações.

Dados de entrada das correntes				
	Óleo	Água	Gás	Mistura Trifásica Resultante
Composição (%molar):				
Metano	-	-	73.0	13.8
Etano	-	-	10.0	1.9
Propano	-	-	8.0	1.5
i-Butano	-	-	2.5	0.5
n-Butano	-	-	2.5	0.5
i-Pentano	2.0	-	1.0	1.7
n-Pentano	2.0	-	1.0	1.7
n-Hexano	5.0	-	1.0	4.0
n-Heptano	6.0	-	-	4.5
n-Octano	10.0	-	-	7.5
n-Nonano	10.0	-	-	7.5
n-Decano	10.0	-	-	7.5
n-C11	15.0	-	-	11.3
n-C12	15.0	-	-	11.3
C13 ⁺	25.0	-	-	18.9
H ₂ O	-	100.0	-	5.7
CO ₂	-	-	1.0	0.2
Temperatura (°C)	40	40	40	43.8
Pressão (bar _g)	30	30	30	30
Vazão Molar (kgmol/h)	144.0	10.8	36.0	190.8
Vazão Mássica (kg/h)	21136.0	194.6	860.3	22190.9
Fração Vaporizada (%)	-	-0	100.0	2.7

Como a composição de entrada não contém gases ácidos contendo enxofre, como o gás sulfídrico (H₂S), sulfeto de carbonila (COS), bissulfeto de carbono (CS₂) ou mercaptanas (RSH), e também devido à quantidade de CO₂ na corrente de entrada ser muito baixa, não foi incluído neste estudo o processo de desacidificação utilizando etanolaminas (MEA, DEA ou MDEA) na etapa de tratamento do gás natural.

III.3 Equação de Estado para Cálculo do Equilíbrio Líquido-Vapor

Para o cálculo das correntes resultantes de um processo, é importante a escolha da equação de estado adequada para a resolução do problema. Para esse estudo em particular, foi utilizada a Equação de Estado Peng-Robinson com regra de mistura

clássica, por oferecer modelagem termodinâmica apropriada para processos cujos componentes envolvidos são o óleo, água e gás, além de processos de inibição de hidratos e desidratação utilizando trietilenoglicol (TEG) (Aspentech, 2003). A Equação de Estado Peng-Robinson, suas regras de mistura e as constantes envolvidas são apresentadas no Apêndice A.2.

III.4 Separação da Mistura Trifásica

A carga trifásica água/óleo/gás é alimentada a um separador trifásico gravitacional, onde será realizada a separação das fases. A água escoo para o fundo do separador, sendo posteriormente tratada. O óleo segue para aquecimento em um trocador de calor de modo que o gás, eventualmente dissolvido e carregado pelo líquido, possa se desprender para a fase gasosa. O gás proveniente do separador trifásico segue para estágios de compressão sucessivos. A Figura III.3 apresenta o processo de separação da mistura trifásica utilizado no HYSYS.

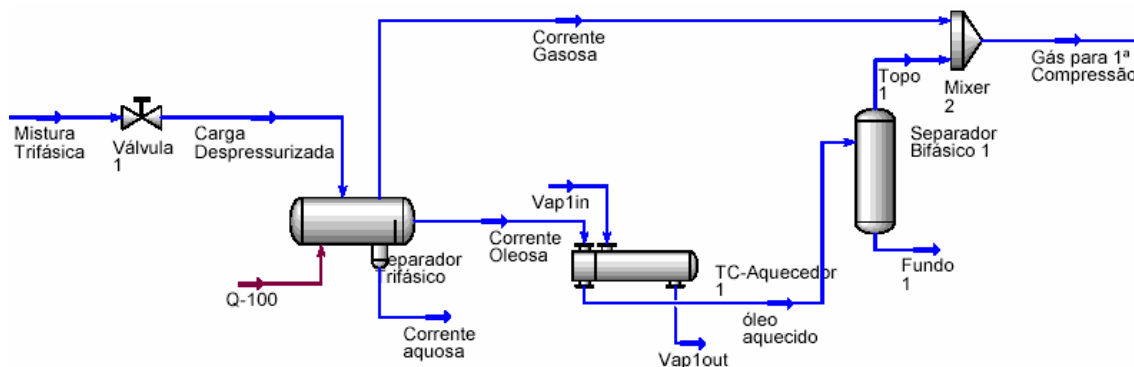


Figura III.3 – Separação da mistura trifásica utilizada no HYSYS.

A orientação do separador utilizado nesse trabalho é horizontal devido ao fato de haver interesse em recuperar a maior fração de gás possível, o que só é permitida em separadores com esse tipo de orientação. As dimensões do separador são apresentadas na Tabela III.2 .

Tabela III.2 – Dimensões do Separador Trifásico

Dimensões do Separador Trifásico	
Diâmetro (ft)	5.5
Comprimento (ft)	19.25

Um outro ponto importante a ser destacado é a pressão de separação. Foram realizadas duas simulações variando-se a pressão de separação da mistura trifásica: uma com a mesma pressão da corrente advinda do poço (30 barg) e outra a uma pressão mais baixa (4.5 barg). Sabe-se que a pressões maiores, o gás encontra-se mais facilmente solubilizado no óleo. A Tabela III.3 mostra as condições de separação para os dois casos estudados bem como o balanço material das correntes oleosa e gasosa para os componentes constituintes do gás – metano a hexano (vide Figura III.3).

Tabela III.3 – Condições de Separação e Balanço Material dos Casos Analisados

Condições de Separação e Balanço Material					
Caso	Condições Operacionais				
	A	B			
Temperatura (°C)	43.8	42.1			
Pressão (barg)	30.0	4.5			
Componente	Corrente de alimentação	Balanço Material (kg/h)			
		Caso A		Caso B	
		Corrente Gasosa	Corrente Oleosa	Corrente Gasosa	Corrente Oleosa
Metano	421.6	78.3	343.3	380.6	41.0
Etano	108.2	5.7	102.5	76.4	31.8
Propano	127.0	2.4	124.6	58.6	68.4
Butano (n e iso)	104.6	0.8	103.8	27.1	77.5
Pentano (n e iso)	467.4	1.2	466.2	53.0	414.4
Hexano	651.5	0.6	650.9	27.4	624.1

Para a recuperação do gás a pressões de separação mais altas, seria necessária uma grande demanda de energia no trocador de calor posterior, além de utilizar-se um outro separador trifásico, operando a uma pressão menor. Devido a esses fatores, a pressão de separação utilizada nas simulações posteriores foi de 4.5 barg.

Um último fator a ser considerado na separação da mistura trifásica é a temperatura de separação. Quanto maior a temperatura de separação, maior é a recuperação da fase gás que se encontra solubilizada na corrente oleosa. Entretanto, uma maior quantidade de água e componentes pesados também se desprendem para a fase gás, tornando o processo de absorção de água de maior dificuldade além de gerar ineficiência nas etapas de compressão. Simulações foram realizadas variando-se a temperatura de separação de 42.1°C a 200°C. Verificou-se que para temperaturas acima de 80°C, a compressão do gás se tornou ineficiente devido à composição da corrente gasosa que atinge o primeiro

estágio de compressão (vide Figura III.3), ser rica em componentes mais pesados. Assim sendo, definiu-se a faixa de operação deste processo como de 42.1 a 80°C. Por fim, optou-se por utilizar uma temperatura próxima ao valor médio desta faixa, que foi de 69.0C.

III.5 Trocadores de Calor

Os trocadores de calor para esse estudo são utilizados em quatro funções específicas:

- Aquecimento do óleo que deixa o separador trifásico até a temperatura de 80°C de forma que o gás residual que ainda se encontra solubilizado no óleo seja desprendido para a fase gás, separado e comprimido. Para este tipo de função, é utilizado um trocador de calor casco e tubo do tipo AEL, de acordo com a designação da TEMA. Para esse estudo em particular, foi utilizado vapor saturado a uma pressão de 3 kgf/cm², considerando-se uma perda de carga de 20% na saída do trocador;
- Resfriamento do gás que deixa um estágio de compressão (*intercooler*). Para esse tipo de aplicação são utilizados trocadores de calor *U-Bundle*, cuja denominação é DFU. Para esse estudo em particular, foi utilizado resfriamento à água cuja temperatura de entrada foi de 35°C, sendo a de saída de 50°C;
- Aquecimento do fundo da coluna regeneradora onde ocorre a separação da água e hidrocarbonetos residuais do trietilenoglicol. Nesse caso, utiliza-se um trocador de calor do tipo *Kettle*, que corresponde a um refervedor convencional.
- Resfriamento da solução de glicol regenerado de forma que esta possa ser novamente retornada ao processo de absorção de água da fase gás. Para esse tipo de aplicação, é utilizado um trocador de calor casco e tubo, do tipo AEL. Nesse estudo, necessitou-se que a água estivesse entrando pelo casco a uma temperatura mais baixa em relação aos trocadores do tipo *U-Bundle*. A temperatura de entrada da água fria foi de 30°C resultando em uma temperatura na saída do casco de 50°C.

As configurações dos trocadores, bem como as condições de operação de cada um deles, são apresentadas na Tabela III.4 .

Tabela III.4 – Configuração e Condições de Operação dos Trocadores de Calor.

Trocadores de Calor, suas configurações e condições operacionais							
Tipo de Trocador	Número de passes		ΔP (psi)	Pressão de Vapor na entrada (psi)	Temperatura de Entrada de Água (°C)	Temperatura de Saída de Água (°C)	Coefficiente global médio de transferência de calor (kJ/h m ² C)
Aquecedor (AEL)	Casco	1	8.53	42.64	-	-	165.9
	Tubo	2	0.0				
Resfriadores (DFU)	Casco	2	0.0	-	35.0	50.0	106.5
	Tubo	2	4.7×10^{-2}				
Refervedor (Kettle)	-	-	0.0	-	-	-	-
Resfriador (AEL)	Casco	1	0.0	-	30.0	50.0	663.2
	Tubo	2	0.0				

III.6 Compressores

Para este estudo em particular, foram utilizados compressores de fluxo contínuo centrífugos, acionados por motores elétricos. Tais máquinas são as mais indicadas para uma unidade de compressão de gás natural *off-shore* (Pereira, 2004). A faixa de eficiência de compressão recomendada na literatura varia entre 70 a 90% (Smith, 2000). A eficiência utilizada nesse estudo foi de 75%, valor *default* do simulador HYSYS.

Definido o tipo de compressor, a próxima etapa consistiu em estimar o número de compressores necessários para cumprir o serviço de compressão de gás natural de 4.5 barg (pressão do separador trifásico) até a pressão utilizada na etapa de absorção, seguindo-se nova compressão final até 200 barg (pressão na qual o gás deve ser enviado para os dutos), respeitando o valor da razão de compressão entre 2 e 3 por estágio. Para cada pressão de operação na etapa de compressão, diferentes números e razões nos compressores foram utilizadas. A Tabela III.5 apresenta a quantidade de compressores, suas pressões de entrada e saída, bem como a razão de compressão por estágio, para cada valor de pressão proposta na etapa de absorção de água.

Tabela III.5 – Número de compressores e condições operacionais versus pressão utilizada na etapa de absorção de água da fase gás.

Condições Operacionais dos Compressores				
Pressão de Absorção (barg)	Compressor	Pressão de Entrada (bar)	Pressão de Saída (bar)	Razão de Compressão
60	1	5.51	11.71	2.4
	2	11.68	26.31	2.4
	3	25.3	61.01	2.4
	4	61.01	109.5	1.8
	5	110.51	201.01	1.8
90	1	5.51	13.21	2.7
	2	13.21	34.21	2.7
	3	34.21	91.01	2.7
	4	91.01	201.01	2.2
120	1	5.51	14.41	3.0
	2	14.41	41.21	3.0
	3	41.21	121.01	3.0
	4	121.01	201.01	1.7
150	1	5.51	11.81	2.4
	2	11.81	27.01	2.4
	3	27.01	63.41	2.4
	4	63.41	151.01	2.4
	5	151.01	201.01	1.3

III.7 Bombas

Para o processamento de gás natural, uma bomba é utilizada após a unidade de regeneração do solvente, o qual deve retornar à coluna de absorção de água do gás. Ela tem como objetivo elevar a pressão do solvente regenerado desde 1 bar (pressão na coluna de regeneração) até a pressão de absorção. Para o projeto da bomba, foram utilizados todos os parâmetros *default* do HYSYS, informando-se como dados de entrada as pressões inicial e final da corrente de TEG. Como dados de saída, são obtidas a energia necessária e a temperatura da corrente de saída.

III.8 Separadores Bifásicos e Tanques de Armazenamento

Separadores bifásicos são equipamentos importantes no processamento de gás natural *off-shore* que visam a capturar líquido formado em um processo de resfriamento de gás, evitando assim que equipamentos sensíveis a presença de líquidos sejam danificados,

como é o caso dos compressores. Outras aplicações são a separação óleo/gás após o aquecimento da corrente oleosa proveniente de um separador trifásico (vide Figura III.3) e o resfriamento de uma corrente quente, no qual se deseja recuperar compostos condensáveis. Em todos esses casos a orientação utilizada para projeto dos vasos foi a vertical. A quantidade de separadores, bem como suas dimensões, variam conforme o número de estágios de compressão e quantidade de material alimentado no separador.

Os tanques de armazenamento são inseridos no fluxograma com finalidades apenas acessórias. Primeiramente, considera-se a alocação de tanques (pulmão) para armazenar temporariamente o gás tratado antes de enviado aos dutos. A seleção destes tanques só teria utilidade para a construção de cenários dinâmicos para este processamento, o que infelizmente não foi implementado neste estudo. Em segundo lugar, tanques são escalados para armazenamento de uma corrente diluída de glicol, em baixa vazão, que poderia ser acumulada para posterior recuperação em modo de batelada, diminuindo assim as perdas de solvente e possíveis agressões ambientais associadas ao seu descarte. No primeiro caso, o tanque é orientado verticalmente, enquanto que no segundo, horizontalmente.

III.9 Processo de Desidratação do Gás Natural

Após certo grau de compressão, deve-se tratar o gás natural de forma a remover a água presente na corrente gasosa e evitar a formação de hidratos que possam comprometer as linhas de longa distância para transferência do gás.

Para esse estudo em particular, o processo de remoção de água utilizado foi o processo convencional de absorção utilizando como solvente desidratante o trietilenoglicol (TEG). A Figura III.4 apresenta o fluxograma de desidratação do gás natural. O gás após passar por sucessivos estágios de compressão, é alimentado ao fundo de uma absorvedora (1) em contra-corrente com uma solução de glicol. O gás desidratado segue para um estágio de compressão final, tancagem e em seguida, é enviado aos dutos de transferência. A solução de TEG contendo água é despressurizada (2) e enviada a um separador (3) de forma a remover os hidrocarbonetos que tenham sido solubilizados pelo TEG. A solução despressurizada de TEG é enviada à coluna regeneradora (4), onde é feito o esgotamento da água através de aquecimento, resultando uma corrente de TEG

regenerada pelo fundo e uma corrente gasosa de topo contendo água, pequenas quantidades de hidrocarbonetos, CO₂ e uma pequena parcela de TEG evaporado. A solução de TEG regenerada é resfriada em um trocador de calor (5) enquanto que a corrente de topo da coluna regeneradora alimenta um vaso resfriador (6), onde é feita a condensação da solução de TEG diluído em água. Depois de realizada essa separação, a solução diluída em TEG é armazenada (7) para uma eventual recuperação posterior. O TEG regenerado e resfriado é bombeado (8), retornando ao processo (9) de absorção. É necessária ainda uma pequena corrente de *make-up* de modo a compensar as perdas de TEG no processo.

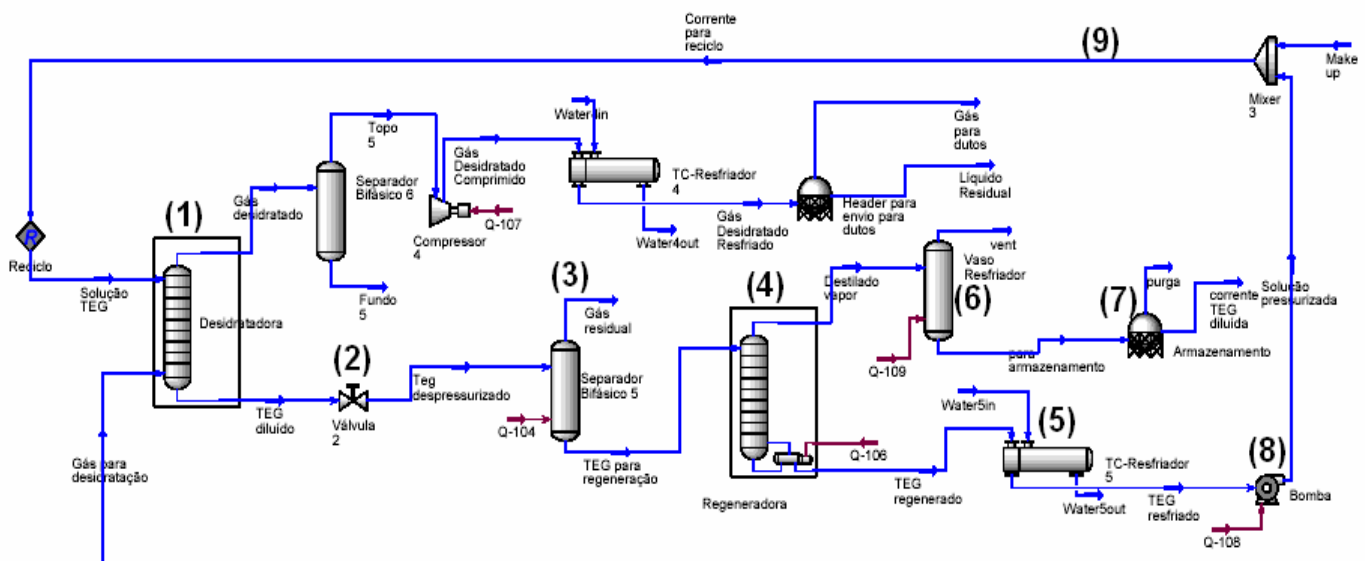


Figura III.4 – Processo convencional de absorção de água com TEG.

A concentração da solução de TEG na entrada da absorvedora é um dos fatores mais importantes para garantir a eficiência de remoção de água no processo. Soluções concentradas garantem uma remoção de quase 100% de toda a água existente no gás úmido. Entretanto, o custo operacional da etapa de regeneração do solvente é muito maior e, além disso, a absorção de hidrocarbonetos na solução de TEG tende a ser maior, resultando em um maior potencial de emissão de VOC's, que deverão ser descartados para queima e/ou utilizados como combustível primário. Para esse estudo, considerou-se o solvente de absorção como uma solução 97% mol de TEG com água. Além da redução de custos do processo, a adoção de um pouco de água na especificação do solvente desidratante traz também pequenas vantagens secundárias, como uma menor tendência de solubilização de hidrocarbonetos no solvente e redução da temperatura no fundo da regeneradora.

A temperatura de entrada da solução de TEG também é um outro fator importante para a eficiência do processo. Em geral, recomenda-se que a solução de glicol esteja resfriada em 10 graus em relação à temperatura de entrada do gás de forma a maximizar a eficiência da transferência de massa entre as fases líquida e gasosa e ainda, minimizar as perdas de TEG por evaporação (Q.B. Johnson Manufacturing Inc., 2005). Para avaliar-se o impacto desta temperatura, foram realizadas duas simulações para uma mesma pressão de absorção (90 barg) variando-se a temperatura de entrada da solução de TEG. A Tabela III.6 apresenta os resultados obtidos referentes à quantidade de água residual e à perda de TEG no processo de absorção.

Tabela III.6 – Comparação de processos de absorção com diferentes temperaturas de entrada de solvente.

Comparação da Temperatura do Solvente no Processo de Absorção			
Caso	A	B	
Pressão de Absorção (barg)	90.0	90.0	
Temperatura do Gás (°C)	40.0	40.0	
Vazão do Gás (kg/h)	617.1	617.1	
Temperatura da solução de TEG (°C)	40.0	30.0	
Vazão de TEG de entrada (kg/h)	3121.0	3121.0	
Vazão de água presente na corrente de gás desidratado (kg/h)	1.2×10^{-2}	7.1×10^{-3}	
Fração mássica de água	2.1×10^{-5}	1.2×10^{-5}	
Vazão de TEG presente na corrente de gás desidratado (kg/h)	1.9×10^{-3}	7.7×10^{-4}	
Fração mássica de TEG	3.0×10^{-6}	1.0×10^{-6}	
Vazão de Gás Desidratado (kg/h)	590.9	592.3	
Composição da Solução de TEG (% Molar):			
	TEG	97.0	97.0
	Água	3.0	3.0

Conforme é possível observar, reduzindo-se a temperatura de entrada da solução de TEG, o processo de absorção tende a uma maior eficiência, resultando em uma menor concentração de água, menor perda de TEG e ainda uma menor absorção de hidrocarbonetos. Todavia deve-se evitar temperaturas de solvente inferiores a este patamar, que, dependendo da pressão empregada, poderiam acarretar a condensação de hidrocarbonetos no topo da absorvedora levando à formação de uma segunda fase líquida. Esta, além dos inexoráveis problemas de convergência sinalizados pelo simulador, também significaria perda de hidrocarbonetos em um processo real. Devido a estes fatos, todas as simulações utilizarão temperatura de entrada da solução de TEG igual a 30 °C.

Para o projeto de uma unidade de absorção convencional, os tipos das colunas (absorção e regeneração), os respectivos números de estágios e suas respectivas dimensões devem ser levados em consideração. A Tabela III.7 apresenta as informações relevantes de cada uma das colunas. Para a coluna regeneradora, é necessário ainda a implementação de um refeedor de fundo aquecido através de resistências elétricas.

Alguns parâmetros operacionais da coluna regeneradora, como a razão de refluxo do refeedor, vazão de produto de fundo, vazão de topo, etc., variam para cada proposição de processo, em resposta ao valor de pressão utilizada na coluna de absorção e da conseqüente composição da corrente de TEG rica em água.

Tabela III.7 – Colunas utilizadas no processo de desidratação de gás natural.

Colunas envolvidas no processo de desidratação de gás natural		
Nome	Absorvedora	Regeneradora
Tipo de Prato	Perfurado	Perfurado
Número de Estágios	10	10
Diâmetro (ft)	4.9	4.9
Altura (ft)	16.4	16.4

CAPÍTULO IV. EFEITO DA PRESSÃO NA ETAPA DE ABSORÇÃO

Neste capítulo é feita uma análise do processo variando-se a pressão na etapa de absorção, ressaltando-se a eficiência na remoção de água da fase gás, as perdas de solvente e as perdas por absorção de hidrocarbonetos que foram encontradas.

IV.1 Casos Analisados

Para o estudo do efeito da pressão na etapa de absorção, foram utilizadas quatro diferentes pressões: 60, 90, 120 e 150 barg. As figuras seguintes – Figuras IV.1 a IV.4 – apresentam os fluxogramas de processo estudados no HYSYS.

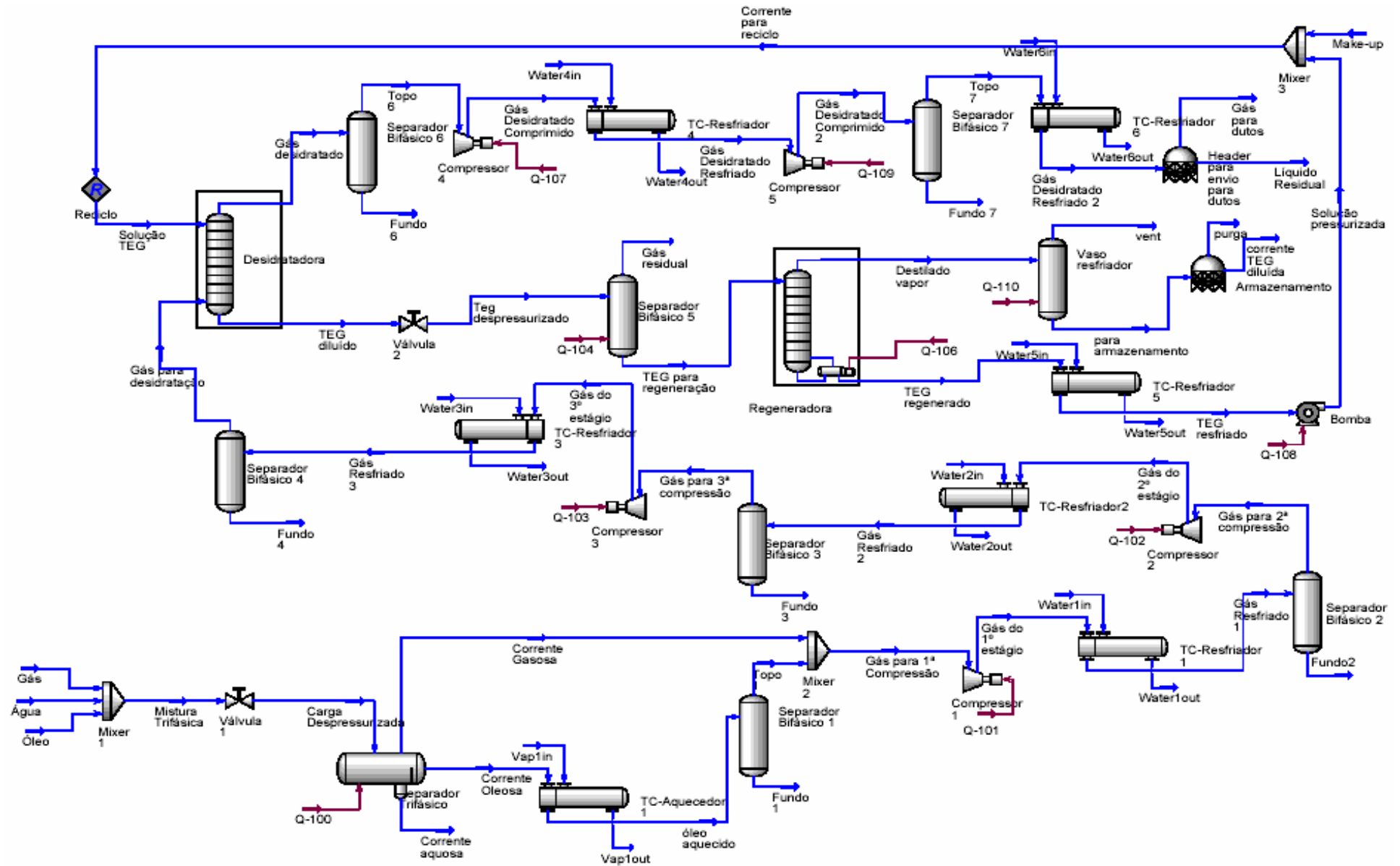


Figura IV.1 – Fluxograma IV.1 utilizando pressão de 60 barg de absorção.

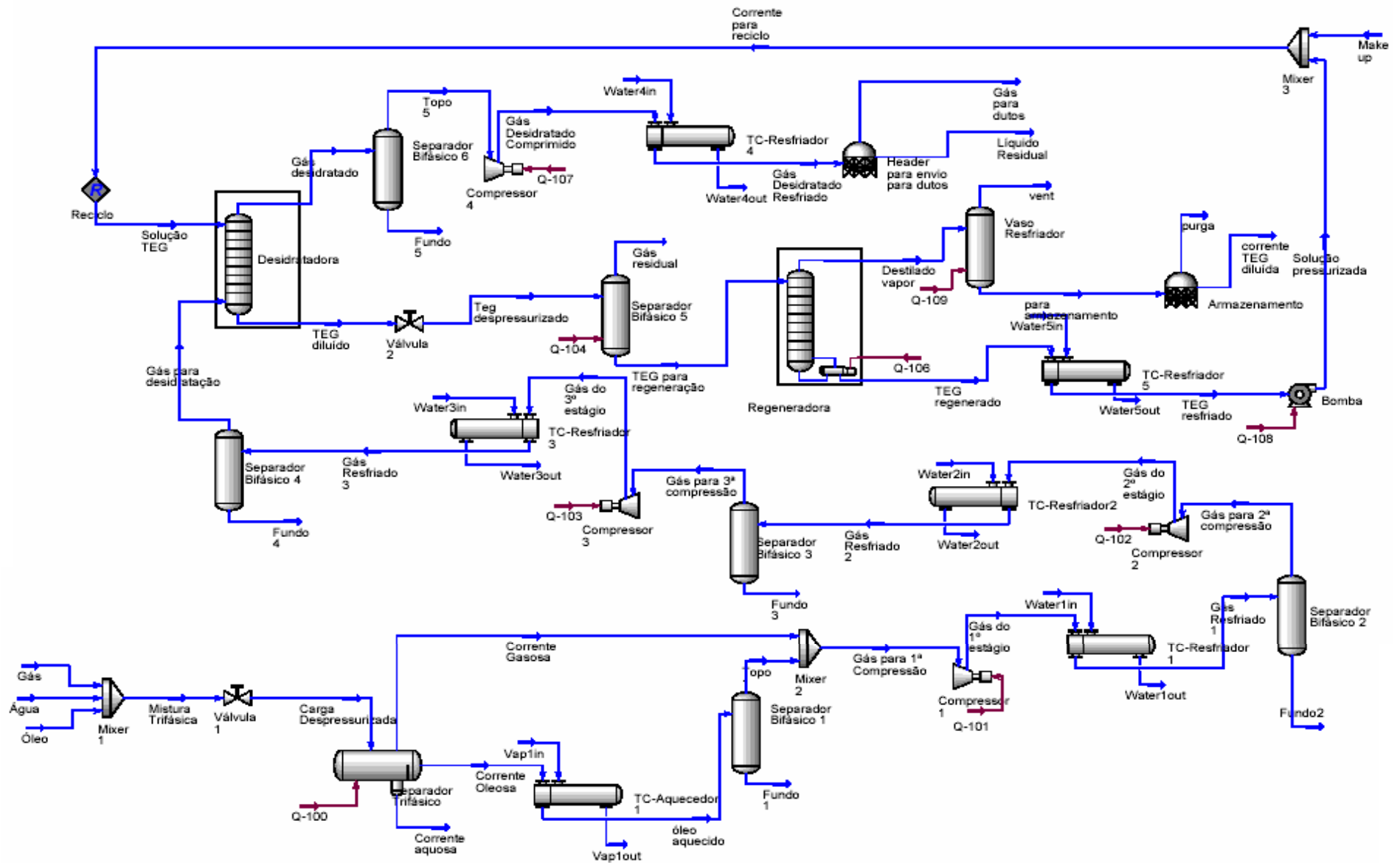


Figura IV.2 – Fluxograma IV.2 utilizando pressão de 90 barg de absorção.

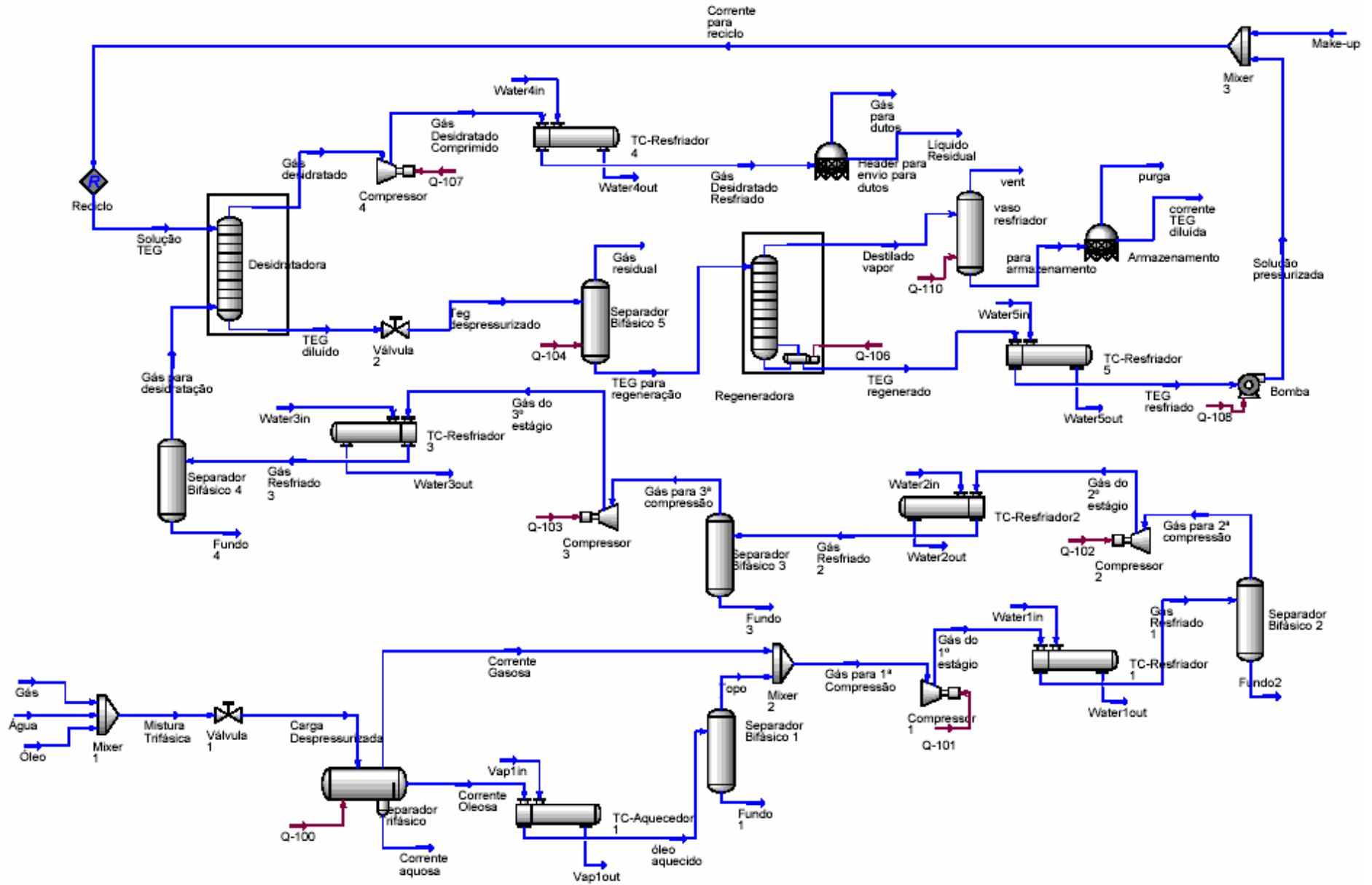


Figura IV.3– Fluxograma IV.3 utilizando pressão de 120 barg de absorção.

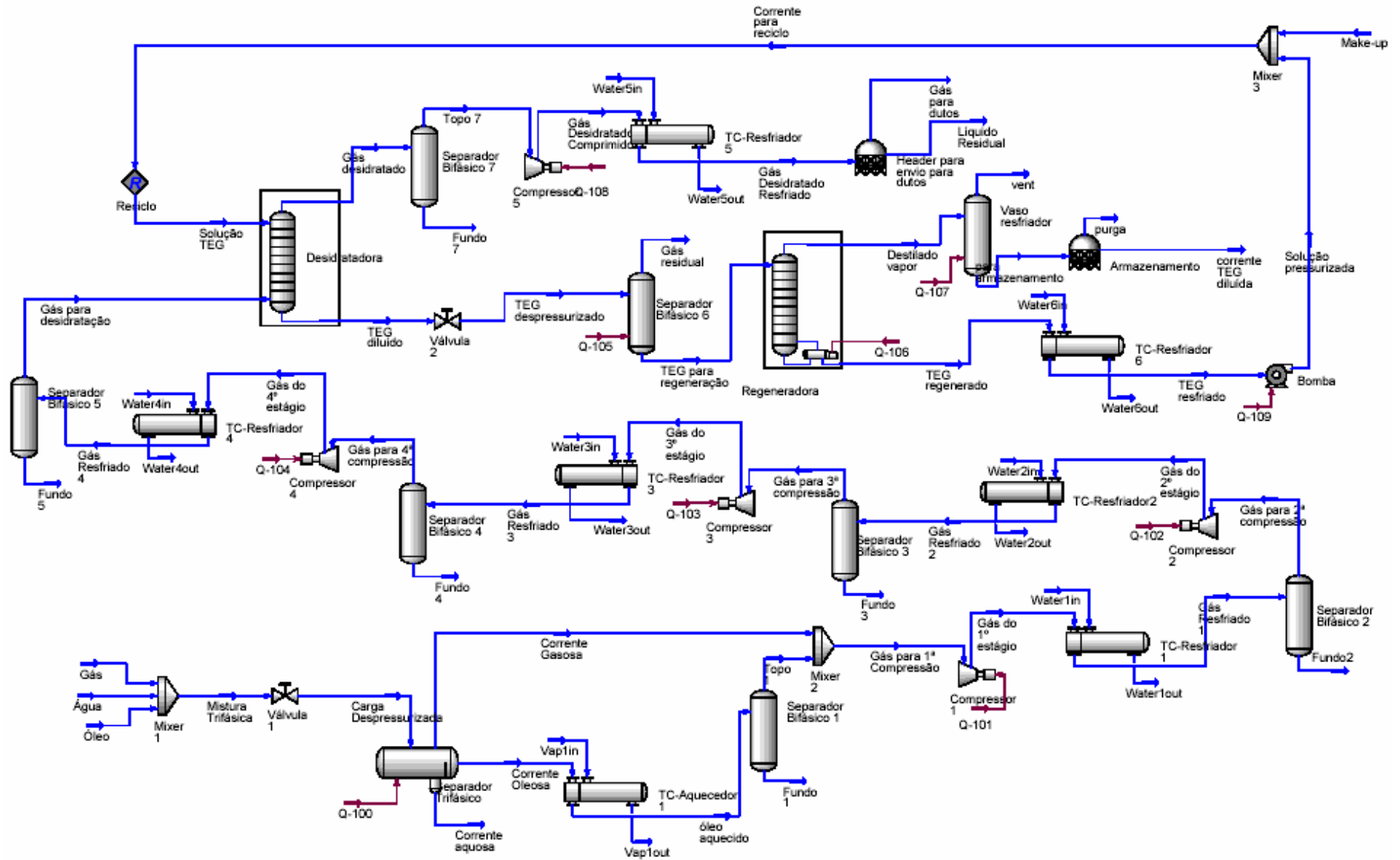


Figura IV.4 – Fluxograma IV.4 utilizando pressão de 150 barg de absorção.

Composições e demais condições operacionais das correntes materiais, assim como as cargas térmicas das correntes de energia para cada um dos fluxogramas estudados encontram-se no Apêndice A.3.

IV.2 Estágios da Cadeia de Compressão

Dependendo da pressão escolhida na etapa de absorção, o número de estágios de compressão bem como suas razões poderão variar. Conforme visto no capítulo anterior, é necessário que a pressão do gás se eleve desde 4.5 barg (pressão de separação da mistura trifásica) até o patamar de pressão de absorção sendo, em seguida, colocada no nível de destino de 200 barg.

Para isso, foi arbitrado um certo número de estágios para a cadeia de compressão de cada fluxograma correspondente a cada uma das pressões utilizadas, de forma que a razão de compressão por estágio estivesse entre 2 e 3 nos estágios a montante da absorção (vide Tabela III.1). Evidentemente procurou-se seguir a heurística de iguais valores de razão de compressão por estágio, tanto a montante quanto a jusante da operação de desidratação.

Para o valor de menor pressão de absorção (60 barg), foram utilizados três estágios de compressão a montante da absorção e dois após o gás ser desidratado. Para as pressões de 90 e 120 barg, foram utilizados três estágios a montante da absorção, e mais um a jusante desta. Por último, para a pressão de 150 barg, foram necessários quatro estágios de compressão a montante da desidratação do gás, seguindo-se um último estágio a jusante.

IV.3 Etapa de Absorção

A Tabela IV.1 apresenta os resultados referentes à corrente de gás natural desidratado.

Tabela IV.1 – Composição da corrente de gás efluente da coluna de absorção.

Composição do Gás ao Final do Processo de Absorção de Água

Pressão (barg)	60 barg	90 barg	120 barg	150 barg
Composição (kg/h)				
Metano	375.4	373.4	371.2	369.5
Etano	72.1	71.9	71.6	71.6
Propano	52.1	52.7	52.8	53.2
i-Butano	13.3	13.6	13.4	13.5
n-Butano	10.6	10.9	10.8	10.8
i-Pentano	22.5	23.3	22.7	23.0
n-Pentano	17.5	18.2	17.7	18.0
n-Hexano	13.3	14.4	13.5	13.7
n-Heptano	3.2	3.8	3.4	3.3
n-Octano	0.6	0.9	0.8	0.6
n-Nonano	4.6×10^{-2}	0.1	9.1×10^{-2}	5.0×10^{-2}
n-Decano	2.7×10^{-3}	9.6×10^{-3}	8.9×10^{-3}	2.9×10^{-3}
n-C11	1.7×10^{-4}	1.1×10^{-3}	1.1×10^{-3}	1.9×10^{-4}
n-C12	1.0×10^{-5}	1.2×10^{-4}	1.2×10^{-4}	1.2×10^{-5}
C13 ⁺	4.61×10^{-7}	1.2×10^{-5}	1.3×10^{-5}	5.5×10^{-7}
H ₂ O	9.6×10^{-3}	7.1×10^{-3}	6.1×10^{-3}	5.5×10^{-3}
CO ₂	9.8	9.1	8.6	8.3
TEG	1.0×10^{-3}	7.7×10^{-4}	4.7×10^{-4}	2.6×10^{-4}
Temperatura (°C)	31.3	29.9	28.9	28.6
Vazão Mássica (kg/h)	590.6	592.3	586.7	585.7

Observa-se que quanto maior a pressão, menor é a quantidade relativa de água presente nesse gás. Assim sendo, o processo de absorção tende a ser mais eficiente a pressões cada vez maiores. Quanto à massa de TEG que é perdida para cada hora de operação do processo, verifica-se que esta também é menor à medida que cresce a pressão na coluna absorvedora.

Entretanto, o acréscimo de pressão no processo faz com que uma maior quantidade de hidrocarbonetos (VOC's) sejam mais facilmente dissolvidos e carreados para a solução de TEG rica em água que é gerada no fundo da absorvedora, fato este que é mostrado na Tabela IV.2.

Tabela IV.2 – Composição da corrente de líquido efluente da coluna de absorção.

Composição da Solução de TEG Diluída				
Pressão (barg)	60 barg	90 barg	120 barg	150 barg
Composição (kg/h)				
Metano	6.9	9.3	11.3	12.8
Etano	3.8	4.3	4.4	4.4
Propano	4.7	4.5	4.1	3.6
i-Butano	0.5	0.4	0.4	0.3
n-Butano	0.4	0.4	0.3	0.2
i-Pentano	0.8	0.6	0.4	0.3
n-Pentano	0.6	0.5	0.3	0.2
n-Hexano	0.4	0.3	0.1	
n-Heptano	7.4×10^{-2}	4.6×10^{-2}	2.3×10^{-2}	9.7×10^{-2}
n-Octano	1.1×10^{-2}	7.6×10^{-3}	3.3×10^{-3}	1.3×10^{-2}
n-Nonano	6.5×10^{-4}	5.6×10^{-4}	2.2×10^{-4}	1.4×10^{-3}
n-Decano	1.7×10^{-4}	3.3×10^{-5}	1.2×10^{-5}	5.8×10^{-5}
n-C11	1.3×10^{-6}	2.6×10^{-6}	8.6×10^{-7}	1.7×10^{-6}
n-C12	5.3×10^{-8}	1.7×10^{-7}	5.2×10^{-8}	6.0×10^{-8}
C13 ⁺	1.9×10^{-9}	1.1×10^{-8}	3.2×10^{-9}	1.8×10^{-9}
H ₂ O	12.3	11.8	11.8	11.6
CO ₂	3.0	3.7	4.2	4.5
TEG	3107.0	3109.8	3109.3	3110.2
Temperatura (°C)	31.3	29.9	32.5	31.8
Vazão Mássica (kg/h)	3140.6	3145.7	3146.7	3148.3

IV.4 Etapa de Regeneração

A Tabela IV.3 apresenta as variáveis de operação e parâmetros de projeto da etapa de regeneração de cada um dos quatro fluxogramas estudados. A Tabela IV.4 apresenta a composição do produto de fundo (solvente pobre em água) da coluna.

Tabela IV.3 – Variáveis de Operação e Parâmetros de Projeto Utilizados na Etapa de Regeneração.

Variáveis de Operação e Parâmetros de Projeto				
Caso	Pressão Absorvedora	Pressão Absorvedora	Pressão Absorvedora	Pressão Absorvedora
	60 barg	90 barg	120 barg	150 barg
Tipo de Prato	Perfurado	Perfurado	Perfurado	Perfurado
Número de Estágios	10	10	10	10
Diâmetro (ft)	4.9	4.9	4.9	4.9
Altura (ft)	16.4	16.4	16.4	16.4
Vazão de Entrada (kg/h)	3120.4	3122.4	3121.7	3122.3
Vazão de Topo (kg/h)	14.0	13.9	1.8	13.8
Vazão de Fundo (kg/h)	3106.4	3108.5	3119.9	3108.5
Razão de Refluxo do Refervedor	1.8	1.7	0.4	1.7

Tabela IV.4 – Composição do Produto de Fundo Obtido na Etapa de Regeneração.

Composição da Solução de TEG Regenerado				
Caso	Pressão Absorvedora	Pressão Absorvedora	Pressão Absorvedora	Pressão Absorvedora
	60 barg	90 barg	120 barg	150 barg
Fluxograma	IV.1	IV.2	IV.3	IV.4
Composição (kg/h)				
Metano	-	-	-	-
Etano	-	-	-	-
Propano	-	-	-	-
i-Butano	-	-	-	-
n-Butano	-	-	-	-
i-Pentano	-	-	-	-
n-Pentano	-	-	-	-
n-Hexano	-	-	-	-
n-Heptano	-	-	-	-
n-Octano	-	-	-	-
n-Nonano	-	-	-	-
n-Decano	-	-	-	-
n-C11	-	-	-	-
n-C12	-	-	-	-
C13 ⁺	-	-	-	-
H ₂ O	-	-	10.7	-
CO ₂	-	-	-	-
TEG	3106.4	3108.5	3109.2	3108.5
Temperatura (°C)	287.2	287.1	245.53	287.1
Vazão Mássica (kg/h)	3106.4	3108.5	3119.9	3108.5

Para todos os casos estudados, a pressão da coluna utilizada na etapa de regeneração foi de 1 bar. O valor da razão de refluxo do refeedor foi considerado como sendo o menor valor permitido sem que a coluna sem que houvesse problemas numéricos gerados pelo simulador e obtivesse a máxima recuperação dos produtos de fundo. Assim sendo, analisando-se a tabela acima, podemos observar que o fluxograma IV.3, no qual foi utilizada pressão de 120 barg na etapa de absorção, foi aquele que apresentou melhor recuperação relativa à vazão de entrada. Verificando-se também a composição das correntes de fundo desta coluna, o Fluxograma IV.3 é o único que obtém uma corrente com a especificação desejada (97% molar de TEG), enquanto que nos outros casos, a corrente de fundo apresenta-se super especificada.

IV.5 Perdas de TEG

A Tabela IV.5 apresenta as perdas totais de TEG para cada um dos fluxogramas estudados. As correntes Gás Desidratado, Gás Residual e Destilado Vapor correspondem às perdas possíveis de TEG em cada uma das operações unitárias:

- Gás Desidratado: gás que deixa o topo da coluna absorvedora;
- Gás Residual: gás que sai pelo topo do Separador Bifásico 5 cuja função é remover os hidrocarbonetos solubilizados na corrente diluída em TEG que deixa o fundo da coluna de absorção;
- Destilado Vapor: gás que deixa o topo da coluna regeneradora, cuja função é remover a água e os hidrocarbonetos residuais da solução de TEG.

Tabela IV.5 – Perdas de TEG em cada um dos fluxogramas estudados.

Caso	Perdas de TEG			
	Pressão Absorvedora 60 barg	Pressão Absorvedora 90 barg	Pressão Absorvedora 120 barg	Pressão Absorvedora 150 barg
Corrente				
Gás Desidratado (kg/h)	1.0×10^{-3}	7.7×10^{-4}	4.7×10^{-4}	2.6×10^{-4}
Gás Residual (kg/h)	6.5×10^{-2}	9.6×10^{-2}	0.1	0.16
Destilado Vapor (kg/h)	0.6	1.2	3.9×10^{-2}	1.6
Total	0.67	1.30	0.13	1.76

O condensado aquoso produzido a partir da corrente destilado vapor (ao deixar a coluna regeneradora e passar pelo vaso resfriador) é armazenado para recuperação posterior em modo batelada. Portanto, o TEG associado a esta corrente não é desperdiçado. Todavia, em termos da operação contínua da planta, trata-se de uma perda nominal que, agregada às demais perdas, deve ser reposta via a corrente de *make-up*.

Analisando-se os resultados da tabela acima, a perda de TEG é menor no fluxograma (IV.3) cuja pressão de absorção é de 120 barg, fato que se explica pela maior recuperação de TEG na coluna regeneradora.

Embora o processo de absorção a 150 barg (Fluxograma IV.4) seja o que obteve um melhor desempenho quanto à remoção de água, o Fluxograma IV.3 (pressão de 120 barg na absorção) apresenta uma série de vantagens como a menor perda de TEG e a obtenção de uma corrente de TEG regenerado retornando à absorção dentro das especificações. Além do mais, o teor de água do gás desidratado no topo da coluna de absorção do Fluxograma IV.3 é muito pouco diferente relativamente ao apresentado pelo Fluxograma IV.4 (pressão de 150 barg na absorção).

Um outro fator que deve ser levado em consideração é a absorção de VOC's a pressões cada vez maiores, que tende a gerar um desperdício de gás natural na planta, podendo tornar o processamento nas condições do Fluxograma IV.4 de desempenho econômico inferior em base unitária de gás tratado.

Portanto, como critério decisor final para a escolha da melhor pressão de absorção, uma análise econômica dos processos estudados terá de ser conduzida. Esta análise e a respectiva comparação de resultados são objetos do capítulo seguinte.

CAPÍTULO V. AVALIAÇÃO ECONÔMICA DOS PROCESSOS ESTUDADOS

Neste capítulo, é conduzida a análise econômica dos fluxogramas estudados de forma a orientar a escolha da melhor pressão na etapa de absorção.

V.1 Introdução

Qualquer projeto que atenda às especificações requeridas nem sempre é um projeto de implementação viável. Embora um projeto tenha sido otimizado do ponto de vista tecnológico (seleção de rota química e de tecnologia, seleção das matérias-primas e catalisadores) e estrutural (concepção de alternativas de fluxograma do processo), o projeto também deve estar otimizado do ponto de vista paramétrico (econômico) visando à garantia de que seja a melhor alternativa economicamente viável e cuja implantação seja possível. Além destas considerações, é necessário também que o processo finalizado apresente boas características com respeito a questões de segurança operacional e ambiental.

A primeira etapa envolvida na otimização paramétrica de um processo consiste na construção de um modelo para avaliação do seu desempenho econômico. Este desempenho pode ser medido em termos de lucro ou de custo. Para avaliar-se o lucro ou custo do processo, existem diversos critérios de avaliação econômica descritos na literatura especializada e praticados nas empresas, e que são utilizados diferentemente de acordo com as circunstâncias (Perlingeiro, 2005).

Para o presente estudo, utilizou-se a função Custo Anualizado Total Unitário (CATU), expresso por unidade de gás tratado especificado (US\$/kg). Para a estimativa de custos fixos e operacionais, além dos investimentos, foi utilizada a modelagem econômica proposta por Douglas (1988), com base nas Correlações de Guthrie (Douglas, 1988) para estimativa de investimento de equipamentos instalados de processo. Embora as correlações aqui usadas sejam antigas, elas admitem atualização com respeito à variação inflacionária de preços de bens e à variação de preços de fontes de energia e de utilidades em geral (cenário norte-americano).

V.2 Função Custo Anualizado Total Unitário (CATU)

A função Custo Anualizado Total Unitário (US\$/kg) é obtida a partir do custo anualizado total (CAT) por unidade de produto especificado (nesse caso, o gás natural). O Custo Anualizado Total Unitário é definido pela Eq. (V.1).

$$CATU = \frac{\text{Custo Fixo Anualizado (US\$ / ano)} + \text{Custo Operacional Anual (US\$ / ano)}}{\text{Produção Anual (kg / ano)}} \quad (V.1)$$

O custo operacional anual (US\$/ano) corresponde ao total gasto em utilidades (água, vapor, energia) e insumos (matérias-primas, solventes).

O custo fixo anualizado (US\$/ano) corresponde aos impostos, seguros, aluguéis, juros associados ao investimento nos equipamentos centrais (ISBL – *Inside Battery Limits* – US\$) e inventário de materiais para partida do processo (nesse caso, o TEG). Para uma planta com longo tempo de vida, inserida em um *ambiente econômico* com taxa de atratividade (taxa de juros a favor do investidor) próxima a 10-12% ao ano, Douglas (1988) mostrou que os custos fixos anualizados (US\$/ano) correspondem aproximadamente à totalização do ISBL envolvido (US\$), premissa que foi adotada nesse trabalho. Assim, substituindo-se o custo fixo anualizado pelo ISBL de equipamentos, chegamos à função Custo Anualizado Total Unitário, mostrada na Eq. (V.2).

$$CATU = \frac{\text{ISBL Equipamentos (US\$)} + \text{Custo Operacional Anualizado (US\$ / ano)}}{\text{Produção Anual (kg / ano)}} \quad (V.2)$$

Todas as correlações de ISBL de equipamentos instalados e custos operacionais serão descritas a seguir.

V.2.1 Custos Fixos

No cálculo de ISBL de equipamentos, não serão considerados as contribuições de itens de pequeno porte como bombas, tubos, misturadores e dispositivos como válvulas.

V.2.1.1 Trocadores de Calor

$$ISBL = \left(\frac{M \& S}{280} \right) \cdot 101.3 \cdot A^{0.65} \cdot (2.29 + F_c) \quad (V.3)$$

$$F_c = (F_d + F_p) \cdot F_m \quad (V.4)$$

Onde M&S é o índice *Marshall & Swift* de inflação referente à variação de preços americanos de equipamentos de processo com respeito a uma data de referência no ano de 1968 (data esta para a qual Guthrie desenvolveu suas correlações de ISBL instalado); A é a área de troca térmica em ft² e F_c é uma constante que depende do tipo de trocador (F_d), da pressão de operação (F_p) e do material utilizado (F_m), cujos valores possíveis são mostrados na Tabela V.1.

O índice *Marshall & Swift* é publicado mensalmente na Revista *Chemical Engineering*. O valor utilizado nesse trabalho foi de 1257.8, que corresponde ao segundo trimestre de 2005 (*Chemical Engineering Magazine*, 2005).

Tabela V.1 – Fatores para ISBL de trocadores de calor. (Douglas, 1988).

Fatores para o cálculo de ISBL de trocadores de calor			
<i>Design</i>	F _d	Pressão, psi	F _p
Refervedor, Kettle	1.35	Até 150	0.00
Cabeça Flutuante	1.00	300	1.00
U-Bundle	0.85	400	0.25
Tubo Fixo	0.80	800	0.52
		1000	0.55
Material*	F _m	Material	F _m
Aço carbono/Aço carbono	1.00	Aço Inoxidável/ Aço Inoxidável	3.75
Aço carbono/Brass	1.30	Aço carbono/Monel	3.10
Aço carbono/MO	2.15	Monel/Monel	4.25
Aço carbono/Aço Inoxidável	2.81	Aço Carbono /Titânio	8.95
Titânio/Titânio	13.05		

* O primeiro valor do material corresponde ao material do casco e o segundo dos tubos.

V.2.1.2 Compressores de Gás

$$ISBL = \left(\frac{M \& S}{280} \right) \cdot 517.5 \cdot (bhp)^{0.85} \cdot (2.11 + F_c) \quad (V.5)$$

$$F_c = F_d \quad (V.6)$$

Onde bhp é a potência no eixo dos compressores em hp e F_d é um fator que depende do tipo de acionamento do motor. Nesse trabalho, foi considerado que os compressores são do tipo centrífugo acionados por motores elétricos, cujo F_d é 1.00. Admite-se que a energia elétrica disponível na plataforma seja gerada em uma central termoelétrica utilizando o próprio gás natural. O custo do kWh fornecido ao processo corresponde à destruição de inventário com possível valor comercial, além dos custos fixos da planta termoelétrica. Admitimos que este custo seja próximo de valores cobrados por empresas de eletricidade à indústria local (em US\$/kWh). Os valores de F_d para cada tipo de compressor encontram-se na Tabela V.2 (Douglas, 1988).

Tabela V.2 – Valores de F_d para compressores (Douglas, 1988).

Fatores para ISBL de compressores	
<i>Design</i>	F_d
Centrífugo, motor	1.00
Recíproco, vapor	1.07
Centrífugo, turbina	1.15
Recíproco, motor	1.29
Recíproco, gás	1.82

V.2.1.3 Separadores Bifásicos, Trifásicos e Tanques de Armazenamento

$$ISBL = \left(\frac{M \& S}{280} \right) \cdot 101.9 \cdot D^{1.066} \cdot H^{0.802} \cdot (2.18 + F_c) \quad (V.7)$$

$$F_c = F_m \cdot F_p \quad (V.8)$$

Onde D é o diâmetro em ft e H é a altura em ft. F_c é uma constante que depende da pressão de operação do equipamento (F_p) e do tipo de material (F_m). Os valores de F_p e F_m encontram-se na Tabela V.3.

Tabela V.3 – Valores de F_p e F_m para vasos (Douglas, 1988).

Fatores para o cálculo de ISBL para vasos			
Pressão, psi	F_p	Material	F_m revestido
Até 50	1.00	Aço Carbono	1.00
100	1.05	Aço Inoxidável	2.25
200	1.15	Monel	3.89
300	1.20	Titânio	4.25
400	1.35		
500	1.45	Material	F_m sólido
600	1.60	Aço Carbono	1.00
700	1.80	Aço Inoxidável	3.67
800	1.90	Monel	6.34
900	2.30	Titânio	7.89
1000	2.50		

V.2.1.4 Colunas de Destilação

Para o cálculo do ISBL total de uma coluna de destilação, deve-se calcular o ISBL do vaso externo via Eq. (V.7) e (V.8), adicionada do ISBL dos internos cujas equações encontram-se abaixo.

$$ISBL = \left(\frac{M \& S}{280} \right) \cdot 4.7 \cdot D^{1.55} \cdot H \cdot F_c \quad (V.9)$$

$$F_c = F_s + F_t + F_m \quad (V.10)$$

Onde D é o diâmetro em ft e H é a altura da bandeja em ft e F_c é uma constante que depende do espaçamento entre os estágios (F_s), do tipo de bandeja (F_t) e do material utilizado (F_m), cujos valores encontram-se na Tabela V.4.

Tabela V.4 – Valores de F_s , F_t e F_m para internos de torres (Douglas, 1988).

Fatores para o cálculo de ISBL para internos de torres					
Tipo de Interno	F_t	Material	F_m	Espaçamento entre os estágios, in	F_s
Malha (sem <i>downcomer</i>)	0.0	Aço Carbono	0.00	24	1.0
Prato	0.0	Aço Inoxidável	1.7	18	1.4
Perfurado	0.0	Monel	8.9	12	2.2
Valvulado	0.4				
<i>Bubble Cap</i>	1.8				
Koch Cascade	3.9				

V.2.2 Custos Operacionais

V.2.2.1 Vapor Saturado

Nesse estudo, o vapor é utilizado para aquecer o óleo em trocadores de calor, com o objetivo de desprender o gás que ainda se encontra solubilizado. Neste estudo admitiu-se que o aquecimento pode ser atendido por vapor saturado a 50 psig. Para o cálculo do custo do vapor, utilizou-se o custo correspondente ao vapor saturado a 50 psig, cujo preço médio (Douglas, 1988) americano em 1988, era de US\$ 2.8/1000 lb (453.6 kg) com base no preço médio de combustível de aquecimento da época (US\$ 4.0/10⁶ BTU). Utilizando-se o fator de impacto correspondente (0.7) e o preço médio do combustível de aquecimento nas condições de uma plataforma atual (em US\$/10⁶BTU), podemos chegar à seguinte expressão do custo do vapor saturado a 50 psig em US\$/kg.

$$CustoVapor = \frac{2.8}{453.6} \cdot \left[\left(\frac{CustoCombustível}{US\$4.0 / 10^6 BTU} \right) \cdot 0.7 + 0.3 \right] \quad (V.11)$$

O preço do combustível (gás natural) utilizado foi de US\$ 1.7 por milhão de BTU (GasNet, 2005).

V.2.2.2 Água de Resfriamento

Analogamente, o preço médio da água de resfriamento em 1988 correspondia a US\$ 0.03/1000 gal (3.8 m³ que multiplicada pela densidade da água, 998 kg/m³, corresponde a 3777.8 kg), também com base no valor do combustível da época. Utilizando-se o fator de impacto correspondente (0.75) e o preço do combustível atual, podemos chegar à seguinte expressão para o custo da água de resfriamento (em US\$/kg).

$$CustoÁgua = \frac{0.03}{3777.8} \cdot \left[\left(\frac{CustoCombustível}{US\$4.0 / 10^6 BTU} \right) \cdot 0.75 + 0.25 \right] \quad (V.12)$$

V.2.2.3 Energia Elétrica

A energia elétrica se destina ao acionamento dos compressores e o aquecimento do fundo da coluna refeedora. O custo associado utilizado foi de US\$ 0.083/kWh, valor obtido através da empresa de energia elétrica Ampla para grandes clientes em uma classe que não corresponda à residencial ou rural e que possuem uma potência instalada de 30 a 44 kV acrescido de 18% de ICMS (Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços) e convertido para dólar (R\$ 2.319 – baseado no valor médio entre os dias 01 a 20 de setembro de 2005) (Resolução ANEEL, 2003 e Estadão, 2005).

V.2.2.4 Solvente

Segundo recomenda a literatura (*Chemical Engineering Magazine*, 2005), o custo de produtos químicos pode ser encontrado em revistas como *Chemical Marketing Reporter* e *Chemical Week*. Entretanto, não foram encontrados dados de preços para o trietilenoglicol (TEG) em nenhuma dessas revistas especializadas. Em face disto, adotou-se preço do TEG no nível estimado de US\$ 1000/t (1000 kg). No que se refere a esse custo operacional da planta, o TEG analisado economicamente refere-se somente à corrente de *make-up* que é introduzida ao processo. O TEG utilizado na partida do processo (inventário) é considerado um custo fixo e não foi considerado nesse trabalho, conforme dito anteriormente.

V.2.3 Fator HPA (Horas por Ano)

O fator HPA (Horas por Ano) corresponde ao tempo de operação da planta em um ano. Nesse trabalho foi considerado que a planta opera a 300 dias por ano, correspondendo a um HPA de 7200, sendo os 65 dias restantes utilizados para manutenção, paradas para reparo de equipamentos devido a acidentes e outros.

V.3 Resultados

V.3.1 Custos Fixos

V.3.1.1 Trocadores de Calor

A Tabela V.5 apresenta os resultados de ISBL para os trocadores de calor.

Tabela V.5 – Resultados de ISBL dos trocadores de calor para cada um dos fluxogramas estudados.

ISBL dos Trocadores de Calor, em US\$				
Caso	Pressão Absorvedora 60 barg	Pressão Absorvedora 90 barg	Pressão Absorvedora 120 barg	Pressão Absorvedora 150 barg
TC-Aquecedor 1				
A (ft ²)	649.25	649.2	649.2	649.2
Fd	0.8	0.8	0.8	0.8
Fp	0.0	0.0	0.0	0.0
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	0.8	0.8	0.8	0.8
ISBL (US\$)	96643.00	96643.00	96643.00	96643.00
TC-Resfriador 1				
A (ft ²)	649.30	649.27	649.31	649.15
Fd	0.85	0.85	0.85	0.85
Fp	0.1	0.1	0.1	0.1
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	0.95	0.95	0.95	0.95
ISBL (US\$)	99242.85	99239.20	99243.06	99227.99
TC-Resfriador 2				
A (ft ²)	649.20	649.39	649.27	649.1945179
Fd	0.85	0.85	0.85	0.85
Fp	0.25	0.52	0.52	0.25
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	1.1	1.37	1.37	1.1
ISBL (US\$)	103826.96	112116.95	112103.73	103826.0546
TC-Resfriador 3				
A (ft ²)	649.25	649.15	651.15	649.2814094
Fd	0.85	0.85	0.85	0.85
Fp	0.55	0.64*	0.73*	0.55
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	1.4	1.49	1.58	1.4
ISBL (US\$)	113020.90	115766.29	118760.00	113024.0329

Tabela V.5 – Resultados de ISBL dos trocadores de calor para cada um dos fluxogramas estudados (Continuação).

ISBL dos Trocadores de Calor, em US\$				
TC-Resfriador 4				
A (ft ²)	649.33	649.22	649.28	649.1967871
Fd	0.85	0.85	0.85	0.85
Fp	0.7*	0.88*	0.89*	0.8*
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	1.55	1.73	1.74	1.65
ISBL (US\$)	117623.99	123124.06	123437.92	120671.2639
TC-Resfriador 5				
A (ft ²)	649.32	649.20	649.08	649.3506494
Fd	0.85	0.85	0.85	0.85
Fp	0.0	0.0	0.0	0.89*
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	0.85	0.85	0.85	1.74
ISBL (US\$)	96181.17	96169.65	96158.72	123446.7276
TC-Resfriador 6				
A (ft ²)	649.31	-	-	649.4009866
Fd	0.85	-	-	0.85
Fp	0.89*	-	-	0.0
Fm	1.0	-	-	1.0
Fc	1.74	-	-	0.85
ISBL (US\$)	123441.73	-	-	96189.14538
Refrervedor				
A (ft ²)	12.03	12.03	12.03	12.03
Fd	1.35	1.35	1.35	1.35
Fp	0.0	0.0	0.0	0.0
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	1.35	1.35	1.35	1.35
ISBL (US\$)	8343.43	8343.43	8343.43	8343.43
ISBL Total (US\$)	756324.00	649402.6	652689.8	759371.6

Obtidos através da extrapolação dos pontos em curva logarítmica $F_p=0.3155\ln(\text{Pressão})-1.6279$.

V.3.1.2 Compressores

A Tabela V.6 apresenta resultados dos ISBL para os compressores utilizados. Para todos os compressores, foi utilizado o fator F_c igual a 1.0, conforme dito anteriormente.

Tabela V.6 – Resultados de ISBL de compressores para cada fluxograma estudado.

ISBL dos Compressores, em US\$				
Caso	Pressão Absorvedora 60 barg	Pressão Absorvedora 90 barg	Pressão Absorvedora 120 barg	Pressão Absorvedora 150 barg
Compressor 1				
BHP	35.36	41.58	46.20	35.97
ISBL (US\$)	134564.97	153692.67	167539.37	136445.09
Compressor 2				
BHP	32.30	38.07	42.01	32.87
ISBL (US\$)	124947.59	142960.92	154991.98	126731.10
Compressor 3				
BHP	31.74	36.53	39.95	32.22
ISBL (US\$)	123158.47	138194.74	148716.62	124692.35
Compressor 4				
BHP	18.34	23.43	13.58	29.82
ISBL (US\$)	78561.96	96006.78	61407.50	117023.27
Compressor 5				
BHP	18.06	-	-	7.21
ISBL (US\$)	77571.67	-	-	36542.39
ISBL Total (US\$)	538804.65	530855.11	532655.48	541434.198

V.3.1.3 Separadores Bifásicos, Trifásicos e Tanques de Armazenamento

A Tabela V.7 mostra os resultados dos ISBL para separadores e vasos em geral.

Tabela V.7 – Resultados de ISBL dos vasos e separadores para cada fluxograma estudado.

ISBL de Separadores e Vasos, em US\$				
Caso	Pressão Absorvedor a 60 barg	Pressão Absorvedora 90 barg	Pressão Absorvedora 120 barg	Pressão Absorvedora 150 barg
Separador Bifásico 1				
D (ft)	3.5	3.5	3.5	3.5
H (ft)	19.25	19.25	19.25	19.25
Fp	1.05	1.05	1.05	1.05
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	1.05	1.05	1.05	1.05
ISBL (US\$)	60244.89	60244.89	60244.89	60244.89
Separador Bifásico 2				
D (ft)	1.5	1.5	1.50	1.5
H (ft)	8.25	8.25	8.25	8.25
Fp	1.15	1.15	1.20	1.0
Fm	1.0	1.0	1.0	1.15
Fc	1.15	1.15	1.20	1.15
ISBL (US\$)	12757.96	12757.96	12949.52	12757.96

Tabela V.7 – Resultados de ISBL dos vasos e separadores para cada fluxograma estudado (Continuação).

ISBL de Separadores e Vasos, em US\$				
Separador Bifásico 3				
D (ft)	1.5	1.5	1.50	1.5
H (ft)	8.25	8.25	8.25	8.25
Fp	1.35	1.45	1.60	1.0
Fm	1.0	1.0	1.0	1.35
Fc	1.35	1.45	1.60	1.35
ISBL (US\$)	13524.21	13907.33	14482.01	13524.21
Separador Bifásico 4				
D (ft)	1.5	2.0	2.0	1.5
H (ft)	8.25	7.0	7.0	8.25
Fp	2.3	3.93*	7.02*	1.0
Fm	1.0	1.0	1.0	2.50
Fc	2.3	3.93	7.02	2.5
ISBL (US\$)	17163.87	27882.75	41983.84	17930.11
Separador Bifásico 5				
D (ft)	2.0	2.0	2.0	1.5
H (ft)	11.0	11.0	11.0	8.25
Fp	1.0	1.0	1.0	1.0
Fm	1.0	1.0	1.0	12.0*
Fc	1.0	1	1.0	12.0
ISBL (US\$)	20852.10	20852.10	20852.10	54326.70
Separador Bifásico 6				
D (ft)	1.5	1.0	2.0	2.0
H (ft)	8.25	5.5	11.0	11.0
Fp	2.3	3.93*	1.0	1.0
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	2.3	3.93	1.0	1.0
ISBL (US\$)	17163.87	10975.89	20852.10	20852.10
Separador Bifásico 7				
D (ft)	1.0	-	-	2.0
H (ft)	5.5	-	-	11.0
Fp	25.84*	-	-	1.0
Fm	1.0	-	-	12.0
Fc	25.84	-	-	12.0
ISBL (US\$)	50334.61	-	-	92982.00
Separador Trifásico				
D (ft)	5.5	5.5	5.5	5.5
H (ft)	44.0	44	44	44
Fp	1.05	1.05	1.05	1.05
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	1.05	1.05	1.05	1.05
ISBL (US\$)	189280.53	189280.53	189280.53	189280.53

Tabela V.7 – Resultados de ISBL dos vasos e separadores para cada fluxograma estudado (Continuação).

ISBL de Separadores e Vasos, em US\$				
Vaso Resfriador				
D (ft)	1.0	1.0	1.0	1.0
H (ft)	5.5	5.5	5.5	5.5
Fp	1.0	1.0	1.0	1.0
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	1.0	1.0	1.0	1.0
ISBL (US\$)	5712.49	5712.49	5712.49	5712.49
Header para envio para dutos				
D (ft)	1.5	1.5	1.5	1.5
H (ft)	9.0	9.0	9.0	9.0
Fp	25.84*	25.84*	25.84*	25.84*
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	25.84	25.84	25.84	25.84
ISBL (US\$)	1.5	115109.63	115109.63	115109.63
Armazenamento				
D (ft)	11.44	11.44	11.44	11.44
H (ft)	17.17	17.17	17.17	17.17
Fp	1.0	1.0	1.0	1.0
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	1.0	1.0	1.0	1.0
ISBL (US\$)	191259.40	191259.40	191259.40	191259.40
ISBL Total (US\$)	693403.56	647983.00	672726.52	773980.02

* Obtidos através da extrapolação dos pontos em um polinômio de 3º grau $F_p = 1.00 \times 10^{-9} (\text{Pressão})^3 - 3.00 \times 10^{-7} (\text{Pressão})^2 + 9.00 \times 10^{-4} (\text{Pressão}) - 0.9604$.

V.3.1.4 Colunas de Destilação

A Tabela V.8 mostra os resultados dos ISBL para separadores e vasos em geral.

Tabela V.8 – Resultados de ISBL das colunas de absorção e regeneração para cada fluxograma estudado.

ISBL das Colunas, em US\$				
Caso	Pressão Absorvedora 60 barg	Pressão Absorvedora 90 barg	Pressão Absorvedora 120 barg	Pressão Absorvedora 150 barg
Absorvedora				
D (ft)	4.92	4.92	4.921	4.921
H (ft)	16.4	16.4	16.4	16.4
Casco				
Fp	1.0	1.0	1.0	1.0
Fm	2.3	3.93*	7.02*	12.0*
Fc	2.3	3.93	7.02	12.0
Internos				
Fs	1.0	1.0	1.0	1.0
Ft	0	0.0	0.0	0.0
Fm	0	0.0	0.0	0.0
Fc	1.0	1.0	1.0	1.0
Altura do Prato (ft)	1.64	1.64	1.64	1.64
ISBL (US\$)	106582.72	145028.53	217910.46	335370.66
Regeneradora				
D (ft)	4.92	4.92	4.92	4.92
H (ft)	16.4	16.4	16.4	16.4
Casco				
Fp	1.0	1.0	1.0	1.0
Fm	1.0	1.0	1.0	1.0
Fc	1.0	1.0	1.0	1.0
Internos				
Fs	1.0	1.0	1.0	1.0
Ft	0.0	0.0	0.0	0.0
Fm	0.0	0.0	0.0	0.0
Fc	1.0	1.0	1.0	1.0
Altura do Prato (ft)	1.64	1.64	1.64	1.64
ISBL (US\$)	75920.42	75920.42	75920.42	75920.42
ISBL Total (US\$)	182503.14	220948.95	293830.88	411291.08

* Obtidos através da extrapolação dos pontos em um polinômio de 3º grau $F_p = 1.00 \times 10^{-9} (\text{Pressão})^3 - 3.00 \times 10^{-7} (\text{Pressão})^2 + 9.00 \times 10^{-4} (\text{Pressão}) - 0.9604$.

V.3.1.5 Custo Fixo Total

A Tabela V.9 apresenta o Custo Fixo Total obtido para os quatro fluxogramas estudados.

Tabela V.9 – Resultados do Custo Fixo Total para cada fluxograma estudado.

Custo Fixo Total, em US\$/ano				
Caso	Pressão Absorvedora 60 barg	Pressão Absorvedora 90 barg	Pressão Absorvedora 120 barg	Pressão Absorvedora 150 barg
Custo Fixo Total (US\$/ano)	2171035.39	2049189.61	2151902.72	2486076.94

Dentre os casos estudados, o processo cuja absorção é realizada a uma pressão de 90 barg foi o que obteve um menor custo fixo (equivalente ao ISBL) em equipamentos. Fato este que se deve a haver equipamentos expostos a uma menor pressão em cada estágio de compressão comparativamente ao caso a 120 barg, uma vez que ambos os casos possuem a mesma quantidade de equipamentos.

V.3.2 Custos Operacionais

V.3.2.1 Utilidades

A Tabela V.10 mostra o custo das utilidades para cada um dos fluxogramas estudados.

Tabela V.10 – Custo Total de Utilidades (US\$/ano)

Custo de Utilidades, em US\$/ano				
Caso	Pressão Absorvedora 60 barg	Pressão Absorvedora 90 barg	Pressão Absorvedora 120 barg	Pressão Absorvedora 150 barg
Vapor Saturado				
Vazão Total (kg/h)	44095	44095	44095	44095
Preço do Vapor (US\$/kg)	0.0037	0.0037	0.0037	0.0037
Custo do Vapor (US\$/ano)	1170967.22	1170967.22	1170967.22	1170967.22
Água de Resfriamento				
Vazão Total (kg/h)	35242.9	34885.0	30281.07	35111.09
Preço da Água (US\$/kg)	4.51747E-06	4.51747E-06	4.51747E-06	4.51747E-06
Custo da Água (US\$/ano)	1146.30	1134.66	984.92	1142.02
Energia				
Custo de Energia (US\$/ano)	677579.82	676390.97	592161.02	609395.93
Custo Total de Utilidades (US\$/ano)	1849693.35	1848492.86	1764113.16	1781505.17

Dentre os casos estudados, o fluxograma utilizando pressão de absorção de 120 barg apresenta os menores custos com utilidades, fato que se deve a menores gastos de água de refrigeração e energia em relação aos outros casos, principalmente na etapa de regeneração de solvente, onde as temperaturas alcançadas são menores do que nos demais.

V.3.2.2 Solvente

A Tabela V.11 apresenta o custo relacionado ao solvente que é utilizado no processo (TEG).

Tabela V.11 – Custo de Make-up de Solvente.

Custo de Solvente, em US\$/ano				
Caso	Pressão Absorvedora 60 barg	Pressão Absorvedora 90 barg	Pressão Absorvedora 120 barg	Pressão Absorvedora 150 barg
Vazão de Solvente (kg/h)	0.6	1.3	0.1	1.7
Preço do Solvente (US\$/kg)	1.0	1.0	1.0	1.0
Custo Total de Make-up de Solvente (US\$/ano)	4320.0	9360.0	720.0	12240.0

Dentre os casos estudados, o terceiro caso (pressão na absorvedora de 120 barg) é o que apresenta um menor custo devido ao make-up de solvente, fato este que se deve à maior recuperação de TEG na etapa de regeneração.

V.3.3 Custo Anualizado Total Unitário

A Tabela V.12 apresenta o resultado final da análise econômica dos processos estudados, apresentando a função Custo Anualizado Total Unitário, em US\$/ano.

Tabela V.12 – Valores encontrados para o Custo Anualizado Total Unitário.

Caso	Custo Anual, em US\$/ano			
	Pressão Absorvedora 60 barg	Pressão Absorvedora 90 barg	Pressão Absorvedora 120 barg	Pressão Absorvedora 150 barg
Custo Fixo Anualizado (US\$/ano)	2171035.39	2049189.61	2151902.72	2486076.94
Custo Operacional Anual (US\$/ano)	1952413.35	2071052.86	1781233.16	2072545.17
Produção de Gás Natural (kg/h)	575.7	580.51	586.66	585.71
CATU (US\$/kg)	0.995	0.986	0.931	1.081

Portanto, a Tabela V.12 indica que na implantação de um fluxograma de processamento de gás natural *off-shore*, é aparentemente mais vantajoso utilizar-se a operação de desidratação do gás natural em pressões próximas a 120 barg. Nesta condição, o Custo Total Anualizado por unidade de gás natural produzido no período de um ano é menor, além de possuir uma série de vantagens como maior produção de gás natural, maior recuperação de solvente e menor perda de hidrocarbonetos.

CAPÍTULO VI. CONCLUSÕES

Foi abordado nesse trabalho o estudo do processamento do gás natural em uma plataforma de produção *off-shore*, utilizando-se o simulador de processos HYSYS. O processo compreende as etapas de separação da mistura trifásica água/óleo/gás, a compressão do gás em estágios sucessivos e o tratamento do gás, desidratando-o, a fim de evitar a formação de hidratos que possam bloquear as linhas de gás.

Na concepção do fluxograma, foram levantados dados na literatura sobre os equipamentos envolvidos, suas configurações típicas, além dos processos possíveis para o tratamento do gás natural. Uma premissa básica, aqui empregada, consistiu em utilizar-se uma composição estimada de entrada da carga trifásica do processo.

Fluxogramas foram propostos e comparados em termos de desempenho (e posteriormente em termos de resposta econômica) a partir de variações em alguns parâmetros (sensibilidade paramétrica) como a pressão na etapa de separação da mistura trifásica (que se mostrou mais favorável a pressões reduzidas), a temperatura na etapa de separação, a temperatura na etapa de absorção e principalmente, a pressão na etapa de absorção.

Variando-se a pressão na etapa de absorção, observou-se que à medida que se aumenta a pressão, a quantidade relativa de água na corrente que deixa o topo da absorvedora é menor e a perda de TEG por essa corrente também é menor. Entretanto, a absorção de hidrocarbonetos pela corrente de TEG diluída que deixa o fundo da absorvedora é maior e, conseqüentemente, o desperdício desses hidrocarbonetos.

Para a etapa de regeneração, o caso cuja absorção se deu à pressão de 120 barg foi aquele em que obteve uma maior recuperação de TEG, além de atender às especificações requeridas, diferentemente dos outros fluxogramas, que estavam aparentemente sobre-especificando a recuperação de TEG. Comparando-se as perdas de TEG, esse mesmo caso foi o que obteve a menor perda de TEG possível.

Uma análise econômica dos processos indicou que o fluxograma utilizando 120 barg na etapa de absorção foi o mais econômico, tendo um custo anualizado total unitário de US\$0.931/kg de gás natural produzido.

Conclui-se então que para o processamento *off-shore* de gás natural, a melhor alternativa a ser implantada em um projeto corresponderia a utilizar-se pressão de absorção próxima de 120 barg por apresentar vantagens econômicas (menor custo por kg de produto produzido), além de apresentar boa eficiência de remoção de água, ficando em desvantagem, com respeito a este último quesito, somente com respeito ao processamento de absorção a 150 barg. Como a diferença relativa da quantidade remanescente de água no gás entre as duas opções de processo é muito pequena, optou-se por recomendar a utilização do fluxograma operando com desidratação a 120 barg (Fluxograma IV.3).

Com o intuito de orientar trabalhos futuros, recomenda-se a otimização do processo a 120 barg na etapa de absorção, minimizando a função Custo Anualizado Total Unitário, variando-se outros parâmetros como a vazão de recirculação de TEG para a absorvedora. O desempenho dinâmico do processo também poderia ser estudado.

REFERÊNCIAS

ALMEIDA, S. C. A., Apostila de Gás Natural, Programa de Engenharia Mecânica, COPPE/UFRJ, 2005.

ASPENTECH, HYSYS 3.1 User's Guide, 2003.

British Petroleum <http://www.bp.com/> última vez visitado em 27/08/2005.

CARROLL, J. J, Problem is the result of industry's move to use higher pressures, Pipeline & Gas Journal, 2003.

CHEMICAL ENGINEERING MAGAZINE, v.112 (7), Julho de 2005.

CLENNELL, M. B., Hidratos de gás submarino: natureza, ocorrência e perspectivas para exploração na margem continental brasileira, Brazilian Journal of Geophysics, 18 (3), 2000.

DALMINGER, U., LIND, W., Adsorption Processes for Natural Gas Treatment, Engelhard Corporation, 2004.

DOUGLAS, J. M., Conceptual Design of Chemical Processes, Ed. McGraw-Hill, 1988.

Estadão http://www.estadao.com.br/ext/economia/financas/historico/dolar_2005.htm visitado pela última vez em 21/09/2005.

FRANÇA, F. A., *Separador de fundo para óleo e gás*, www.coppe.ufrj.br/recope/tecsub/separado.htm, última vez visitado em 11/09/2005.

GasNet – O Site do Gás Natural, http://www.gasnet.com.br/atualidades/atualidades_view2.asp?cod=373, última vez visitado em 21/09/2005.

HEATH, F., Engineered Concepts' Quantum Leap Natural Gas Dehydration Technology (QLT), 11th Annual Natural Gas STAR Implementation Workshop, 2004.

HERNANDEZ-VALENCIA, V. N., HLAVINKA, M. W., BULLIN, J. A., Design Glycol Units for Maximum Efficiency, BR&E – Technical Papers, 2001.

HOBSON, POHL, W., The Institute of Petroleum, Modern Petroleum Technology, 4^a Ed., 1975.

INCROPERA, F. P., DEWITT, D. P., Fundamentos de Transferência de Calor e Massa, Ed. LTC, 5^a Ed., 2003.

JUNIOR, I. M., Panorama dos Mercados de Petróleo e Gás no Brasil e no Mundo, Publicações BNDES, 2004.

LAHERRERE, J.H., Oceanic Hydrates: An Elusive Resource, <http://www.oilcrisis.com/laherrere/hydrates/>, última vez visitado em 28/08/2005.

Louisiana State University, Gas Dehydration Using Glycol The Craft & Hawkins Department of Petroleum Engineering, http://www.pete.lsu.edu/Courses/Edwards/pete4085/Handouts/Glycol_Dehydration.pdf, última vez visitado em 18/09/2005.

MIRDARDIAN, D., AOR, L. G., Benefits of Using Deliquescing Desiccants for Gas Dehydration, Society of Petroleum Engineers, Paper Number 82138, 2003.

NASSAR, V. L., BULLIN, J. A., LYDDON, L. G., Solubility of Hydrocarbons in Physical Solvents, BR&E – Technical Papers, 2001.

Notas de aula da disciplina EEI-761 – Fundamentos da Engenharia de Petróleo, Escola Politécnica/UFRJ, 2004.

Notas de aula da disciplina EQE-031 – Engenharia de Gás Natural, Escola de Química/UFRJ, 2005.

PEREIRA, T. V., Otimização e Operação de Processos *Off-Shore* de Separação Óleo-Gás, Monografia de Final de Curso, Escola de Química/UFRJ, 2004.

PERLINGEIRO, C. A. G., Engenharia de Processos – Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos Químicos, Ed. Edgard Blücher, 2005.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. Perry's Chemical Engineers' Handbook, New York: McGraw Hill Companies, Inc., 1999.

Portal Gás Energia <http://www.gasenergia.com.br/> última vez visitado em 27/08/2005.

Q. B. Johnson Manufacturing, Inc.

http://www.qbjohnson.com/Products_and_services/TEG_Dehydrators/TEG_Deydrators.htm última vez visitado em 18/09/2005.

RAMALHO, J. B. V. S., Ensaio para avaliação dos principais parâmetros necessários ao dimensionamento de separadores gravitacionais trifásicos, Boletim Técnico PETROBRAS, Rio de Janeiro, 43 (1), 2000.

Resolução ANEEL nº726 de 24/12/2003 (DOU nº 253 de 30/12/2003 Seção 1 p. 109-112).

SMAR, Planta de Deshidratación de Gás,

<http://www.smar.com/Industries/oilgas/Presentation/Spanish/Dehydration%20Plant%20esp%20ver%201.pdf> última vez visitado em 18/09/2005.

SMITH, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M., Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química, Ed. LTC, 2000.

Soft Post[®] do Brasil Ltda, <http://www.softpost.com.br/html/silicavisaogeral.htm>, última vez visitado em 19/09/2005.

THOMAS, J. E., Fundamentos da Engenharia de Petróleo, Ed. Interciência, 1ª Ed., 2001.

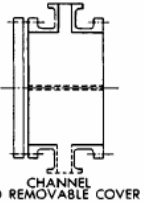
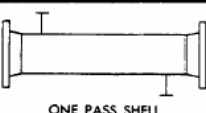
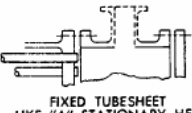
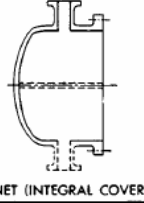
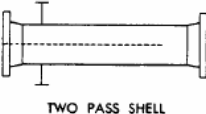
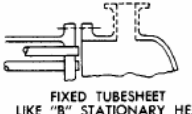
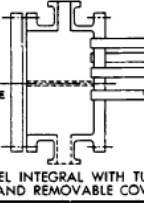
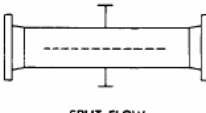
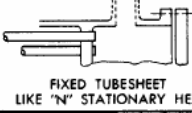
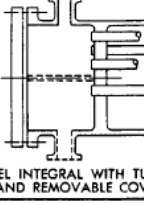
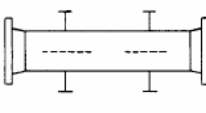
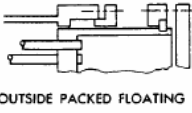
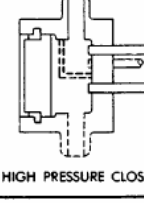
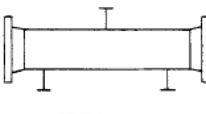
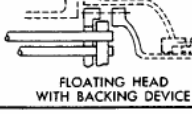
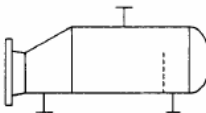
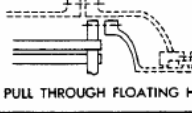
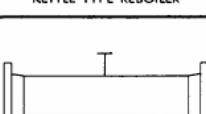
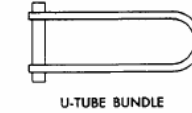
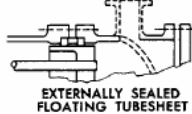
WHITE, F. M., Fluid Mechanics, Ed. Mc. Graw Hill, 4th Ed., 2001.

APÊNDICE A.1

Nomenclatura TEMA para trocadores de calor casco e tubo

A Tabela A.1.1 mostra os diferentes tipos de cabeçotes e casco em trocadores de calor casco e tubo de acordo com a *Tubular Exchange Manufacturers Association* (TEMA) e a nomenclatura correspondente para cada um dos elementos constituintes do trocador.

Tabela A.1.1 – Nomenclatura para os trocadores de calor casco e tubo segundo a designação TEMA (Perry, 1999).

	FRONT END STATIONARY HEAD TYPES		SHELL TYPES		REAR END HEAD TYPES
A	 CHANNEL AND REMOVABLE COVER	E	 ONE PASS SHELL	L	 FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD
B	 BONNET (INTEGRAL COVER)	F	 TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE	M	 FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD
C	 REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE- SHEET AND REMOVABLE COVER	G	 SPLIT FLOW	N	 FIXED TUBESHEET LIKE "N" STATIONARY HEAD
N	 CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE- SHEET AND REMOVABLE COVER	H	 DOUBLE SPLIT FLOW	P	 OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD
D	 SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE	J	 DIVIDED FLOW	S	 FLOATING HEAD WITH BACKING DEVICE
		K	 KETTLE TYPE REBOILER	T	 PULL THROUGH FLOATING HEAD
		X	 CROSS FLOW	U	 U-TUBE BUNDLE
				W	 EXTERNALLY SEALED FLOATING TUBESHEET

APÊNDICE A.2

Equação de Estado Peng Robinson

A Tabela A.2.1 mostra a equação de Peng Robinson e suas constantes que são utilizadas no simulador de processos HYSYS.

Tabela A.2.1– Equação de Peng Robinson e suas constantes envolvidas (Aspentech, 2003).


Equação de Estado Peng Robinson	
$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b) + b(V-b)}$ $Z^3 + (1-B)Z^2 + (A-2B-3B^2)Z - (AB-B^2-B^3) = 0$	
Onde:	
P	Pressão da Mistura
V	Volume da Mistura
R	Constante dos Gases
T	Temperatura
Z	Fator de Compressibilidade ($Z=PV/RT$)
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	$\sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})$
a _i	$a_{ci} \alpha_i$
a _{ci}	$0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$
α _i ^{0.5}	$1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$
m _i	$0.37464 + 1.54226 \omega_i - 0.26992 \omega_i^2$
	Onde: ω _i é o fator acêntrico. Para ω _i >0.49, o valor de m _i deve ser:
	$0.379642 + (1.48503 - (0.164423 - 1.016666\omega_i)\omega_i)\omega_i$
A	$\frac{aP}{(RT)^2}$
B	$\frac{bP}{RT}$


APÊNDICE A.3

Composição das Correntes Envolvidas no Fluxograma de Processamento de Gás Natural

A seguir são apresentados os relatórios do HYSYS das correntes materiais e de energia para cada fluxograma estudado.

- Pressão de Absorção de 60 bar


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\60bar.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 22:39:47 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6	Material Streams					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Mistura Trifásica	Corrente aquosa	Corrente Oleosa	Corrente Gasosa	óleo aquecido
12	Vapour Fraction	0.0273	0.0000	0.0000	1.0000	0.0019
13	Temperature (C)	43.75	69.01	69.01	69.01	80.00 *
14	Pressure (kPa)	3101	551.3	551.3	551.3	551.3 *
15	Molar Flow (kgmole/h)	190.8	8.628	150.7	31.46	150.7
16	Mass Flow (kg/h)	2.219e+004	155.4	2.133e+004	704.0	2.133e+004
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	31.23	0.1557	29.20	1.874	29.20
18	Heat Flow (kJ/h)	-4.976e+007	-2.433e+006	-4.299e+007	-2.895e+006	-4.244e+007
19	Name	Fundo 1	Topo 1	Gás para 1ª Comp	Gás do 1º estágio	Gás
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000 *
21	Temperature (C)	80.00	80.00	69.12	130.8	40.00 *
22	Pressure (kPa)	551.3	551.3	551.3	1168 *	3101 *
23	Molar Flow (kgmole/h)	150.4	0.2797	31.74	31.74	36.00 *
24	Mass Flow (kg/h)	2.132e+004	6.711	710.7	710.7	860.3
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	29.19	1.717e-002	1.891	1.891	2.295
26	Heat Flow (kJ/h)	-4.242e+007	-2.628e+004	-2.922e+006	-2.827e+006	-3.136e+006
27	Name	Óleo	Água	Gás desidratado	TEG diluído	Gás Desidratado 0
28	Vapour Fraction	0.0000 *	0.0000 *	0.9901	0.0000	1.0000
29	Temperature (C)	40.00 *	40.00 *	31.36	32.31	81.86
30	Pressure (kPa)	3101 *	3101 *	6101	6101	1.106e+004 *
31	Molar Flow (kgmole/h)	144.0 *	10.80 *	28.36	22.15	28.08
32	Mass Flow (kg/h)	2.114e+004	194.6	590.6	3141	575.7
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	28.74	0.1950	1.703	2.817	1.676
34	Heat Flow (kJ/h)	-4.355e+007	-3.069e+006	-2.383e+006	-1.674e+007	-2.294e+006
35	Name	Teq despressuriza	Gás residual	TEG para regener	Carga Despressur	Solução TEG
36	Vapour Fraction	0.0331	1.0000	0.0000	0.1452	0.0000
37	Temperature (C)	38.26	88.13	88.13	42.15	30.00 *
38	Pressure (kPa)	100.0 *	100.0	100.0	551.3 *	6101 *
39	Molar Flow (kgmole/h)	22.15	0.7474	21.40	190.8	21.33 *
40	Mass Flow (kg/h)	3141	20.15	3120	2.219e+004	3119
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.817	4.883e-002	2.768	31.23	2.765
42	Heat Flow (kJ/h)	-1.674e+007	-8.158e+004	-1.630e+007	-4.976e+007	-1.666e+007
43	Name	Corrente para reci	Gás para 2ª comp	Fundo2	Vap1in	Vap1out
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000 *	1.0000 *
45	Temperature (C)	30.00	40.00	40.00	132.8	125.4
46	Pressure (kPa)	6101	1168	1168	294.0 *	235.2 *
47	Molar Flow (kgmole/h)	21.33	29.77	1.970	2448	2448
48	Mass Flow (kg/h)	3119	643.7	66.99	4.410e+004	4.410e+004
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.765	1.805	8.622e-002	44.18	44.18
50	Heat Flow (kJ/h)	-1.666e+007	-2.522e+006	-5.287e+005	-5.814e+008	-5.819e+008
51	Name	Water1in	Gás Resfriado 1	Water1out	Gás do 2º estágio	Gás Resfriado 2
52	Vapour Fraction	0.0000	0.9379	0.0000	1.0000	0.9888
53	Temperature (C)	35.00 *	40.00 *	50.00 *	106.6	40.00 *
54	Pressure (kPa)	101.3 *	1168 *	101.3 *	2632 *	2632 *
55	Molar Flow (kgmole/h)	192.4	31.74	192.4	29.77	29.77
56	Mass Flow (kg/h)	3466	710.7	3466	643.7	643.7
57	Liquid Volume Flow (m3/h)	3.473	1.891	3.473	1.805	1.805
58	Heat Flow (kJ/h)	-5.476e+007	-3.051e+006	-5.454e+007	-2.436e+006	-2.544e+006
59	Name	Water2in	Water2out	Gás para 3ª comp	Fundo 3	Gás do 3º estágio
60	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
61	Temperature (C)	35.00 *	50.00 *	40.00	40.00	111.4
62	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	2632	2632	6101 *
63	Molar Flow (kgmole/h)	93.06	93.06	29.43	0.3320	29.43
64	Mass Flow (kg/h)	1676	1676	625.1	18.58	625.1
65	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.680	1.680	1.776	2.862e-002	1.776
66	Heat Flow (kJ/h)	-2.649e+007	-2.638e+007	-2.475e+006	-6.942e+004	-2.390e+006
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 1 of 7	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\60 BAR.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Mon Oct 03 00:06:14 2005
4		
5		

Workbook: Case (Main) (continued)


Material Streams (continued)


11	Name	Gás Resfriado 3	Water3in	Water3out	Gás para desidrat	Fundo 4
12	Vapour Fraction	0.9914	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
13	Temperature (C)	40.00 *	35.00 *	50.00 *	40.00	40.00
14	Pressure (kPa)	6101 *	101.3 *	101.3 *	6101	6101
15	Molar Flow (kgmole/h)	29.43	101.9	101.9	29.18	0.2545
16	Mass Flow (kg/h)	625.1	1837	1837	612.6	12.48
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.776	1.840	1.840	1.755	2.144e-002
18	Heat Flow (kJ/h)	-2.508e+006	-2.902e+007	-2.890e+007	-2.465e+006	-4.337e+004
19	Name	Destilado vapor	TEG regenerado	purga	corrente TEG diluí	Water4in
20	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	134.1	287.2	25.00	25.00	35.00 *
22	Pressure (kPa)	100.0	100.0	100.0	100.0	101.3 *
23	Molar Flow (kgmole/h)	0.7116	20.69	0.0000	0.6737	61.60
24	Mass Flow (kg/h)	14.03	3106	0.0000	12.64	1110
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.532e-002	2.753	0.0000	1.260e-002	1.112
26	Heat Flow (kJ/h)	-1.677e+005	-1.427e+007	0.0000	-1.943e+005	-1.753e+007
27	Name	Water4out	Gás Desidratado F	Gás para dutos	Líquido Residual	TEG resfriado
28	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	50.00 *	40.00 *	40.00	40.00	32.20 *
30	Pressure (kPa)	101.3 *	1.106e+004 *	2.010e+004	2.010e+004	100.0 *
31	Molar Flow (kgmole/h)	61.60	28.08	28.08	0.0000	20.69
32	Mass Flow (kg/h)	1110	575.7	575.7	0.0000	3106
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.112	1.676	1.676	0.0000	2.753
34	Heat Flow (kJ/h)	-1.746e+007	-2.366e+006	-2.408e+006	0.0000	-1.649e+007
35	Name	Water5in	Water5out	Solução pressuriz	Gás Desidratado C	Water5in
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
37	Temperature (C)	30.00 *	50.00 *	29.70	87.94	35.00 *
38	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	6101 *	2.010e+004 *	101.3 *
39	Molar Flow (kgmole/h)	1430	1430	20.69	28.08	77.21
40	Mass Flow (kg/h)	2.576e+004	2.576e+004	3106	575.7	1391
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	25.81	25.81	2.753	1.676	1.394
42	Heat Flow (kJ/h)	-4.076e+008	-4.054e+008	-1.647e+007	-2.317e+006	-2.198e+007
43	Name	Water6out	Gás Desidratado F	Make-up	vent	para armazename
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
45	Temperature (C)	50.00 *	40.00 *	30.00 *	25.00	25.00 *
46	Pressure (kPa)	101.3 *	2.010e+004 *	6101 *	100.0	100.0
47	Molar Flow (kgmole/h)	77.21	28.08	0.6439	3.792e-002	0.6737
48	Mass Flow (kg/h)	1391	575.7	12.13 *	1.392	12.64
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.394	1.676	1.208e-002	2.725e-003	1.260e-002
50	Heat Flow (kJ/h)	-2.189e+007	-2.408e+006	-1.855e+005	-6276	-1.943e+005
51	Name	Topo 6	Fundo 6	Topo 7	Fundo 7	
52	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	
53	Temperature (C)	31.36	31.36	87.94	87.94	
54	Pressure (kPa)	6101	6101	2.010e+004	2.010e+004	
55	Molar Flow (kgmole/h)	28.08	0.2806	28.08	0.0000	
56	Mass Flow (kg/h)	575.7	14.92	575.7	0.0000	
57	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.676	2.694e-002	1.676	0.0000	
58	Heat Flow (kJ/h)	-2.343e+006	-3.973e+004	-2.317e+006	0.0000	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\60bar.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 22:39:47 2005			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7	Compositions					
8						
9						
10						
11	Name	Mistura Trifásica	Corrente aguosa	Corrente Oleosa	Corrente Gasosa	óleo aquecido
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.1377	0.0000	0.0170	0.7541	0.0170
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0189	0.0000	0.0070	0.0807	0.0070
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0151	0.0000	0.0103	0.0423	0.0103
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0047	0.0000	0.0043	0.0081	0.0043
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0047	0.0000	0.0046	0.0067	0.0046
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0170	0.0000	0.0188	0.0128	0.0188
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0170	0.0000	0.0193	0.0106	0.0193
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0396	0.0000	0.0481	0.0101	0.0481
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0453	0.0000	0.0563	0.0047	0.0563
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0755	0.0000	0.0949	0.0032	0.0949
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0755	0.0000	0.0953	0.0013	0.0953
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0755	0.0000	0.0954	0.0005	0.0954
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.1132	0.0000	0.1432	0.0003	0.1432
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.1132	0.0000	0.1433	0.0002	0.1433
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.1887	0.0000	0.2388	0.0001	0.2388
27	Comp Mole Frac (H2O)	0.0566	1.0000	0.0029	0.0550	0.0029
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0019	0.0000	0.0005	0.0093	0.0005
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Name	Fundo 1	Topo 1	Gás para 1ª Comp	Gás do 1º estágio	Gás
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0157	0.7186	0.7538	0.7538	0.7300 *
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0069	0.0876	0.0808	0.0808	0.1000 *
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0102	0.0491	0.0423	0.0423	0.0800 *
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0043	0.0099	0.0082	0.0082	0.0250 *
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0046	0.0083	0.0067	0.0067	0.0250 *
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0188	0.0163	0.0128	0.0128	0.0100 *
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0193	0.0137	0.0106	0.0106	0.0100 *
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0481	0.0138	0.0101	0.0101	0.0100 *
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0564	0.0068	0.0047	0.0047	0.0000 *
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0951	0.0048	0.0032	0.0032	0.0000 *
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0954	0.0021	0.0013	0.0013	0.0000 *
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0956	0.0009	0.0006	0.0006	0.0000 *
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.1435	0.0006	0.0003	0.0003	0.0000 *
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.1435	0.0003	0.0002	0.0002	0.0000 *
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.2393	0.0002	0.0001	0.0001	0.0000 *
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0028	0.0574	0.0550	0.0550	0.0000 *
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0004	0.0097	0.0093	0.0093	0.0100 *
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
49	Name	Óleo	Água	Gás desidratado	TEG diluído	Gás Desidratado
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000 *	0.8250	0.0193	0.8307
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0846	0.0058	0.0845
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0417	0.0048	0.0410
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0081	0.0004	0.0077
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0064	0.0004	0.0061
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0200 *	0.0000 *	0.0110	0.0005	0.0098
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0200 *	0.0000 *	0.0086	0.0004	0.0075
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0500 *	0.0000 *	0.0055	0.0002	0.0041
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0600 *	0.0000 *	0.0011	0.0000	0.0006
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.1000 *	0.0000 *	0.0002	0.0000	0.0001
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.1000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.1000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.1500 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.1500 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.2500 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	1.0000 *	0.0000	0.0309	0.0000
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000 *	0.0079	0.0031	0.0079
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.9343	0.0000
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 3 of 7	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\60bar.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 22:39:47 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Teq despressuriza	Gás residual	TEG para regener	Carga Despressur	Solução TEG
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0193	0.5610	0.0004	0.1377	0.0000 *
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0058	0.1615	0.0003	0.0189	0.0000 *
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0048	0.1298	0.0005	0.0151	0.0000 *
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0004	0.0110	0.0000	0.0047	0.0000 *
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0004	0.0097	0.0000	0.0047	0.0000 *
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0005	0.0129	0.0000	0.0170	0.0000 *
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0004	0.0108	0.0000	0.0170	0.0000 *
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0002	0.0056	0.0000	0.0396	0.0000 *
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0009	0.0000	0.0453	0.0000 *
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0001	0.0000	0.0755	0.0000 *
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0755	0.0000 *
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0755	0.0000 *
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1132	0.0000 *
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1132	0.0000 *
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1887	0.0000 *
27	Comp Mole Frac (H2O)	0.0309	0.0168	0.0314	0.0566	0.0300 *
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0031	0.0794	0.0004	0.0019	0.0000 *
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9343	0.0006	0.9669	0.0000	0.9700 *
30	Name	Corrente para reci	Gás para 2ª comp	Fundo2	Vap1in	Vap1out
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8031	0.0095	0.0000 *	0.0000
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0858	0.0048	0.0000 *	0.0000
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0446	0.0079	0.0000 *	0.0000
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0085	0.0035	0.0000 *	0.0000
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0069	0.0039	0.0000 *	0.0000
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0126	0.0164	0.0000 *	0.0000
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0102	0.0172	0.0000 *	0.0000
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0082	0.0399	0.0000 *	0.0000
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0026	0.0360	0.0000 *	0.0000
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0010	0.0364	0.0000 *	0.0000
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0002	0.0183	0.0000 *	0.0000
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0084	0.0000 *	0.0000
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0054	0.0000 *	0.0000
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0025	0.0000 *	0.0000
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0016	0.0000 *	0.0000
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0300	0.0065	0.7880	1.0000 *	1.0000
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0099	0.0003	0.0000 *	0.0000
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9700	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
49	Name	Water1in	Gás Resfriado 1	Water1out	Gás do 2º estágio	Gás Resfriado 2
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.7538	0.0000	0.8031	0.8031
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0808	0.0000	0.0858	0.0858
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0423	0.0000	0.0446	0.0446
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0082	0.0000	0.0085	0.0085
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0067	0.0000	0.0069	0.0069
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0128	0.0000	0.0126	0.0126
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0106	0.0000	0.0102	0.0102
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0101	0.0000	0.0082	0.0082
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0047	0.0000	0.0026	0.0026
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0032	0.0000	0.0010	0.0010
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0013	0.0000	0.0002	0.0002
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0006	0.0000	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	0.0550	1.0000	0.0065	0.0065
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0093	0.0000	0.0099	0.0099
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 4 of 7	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\60bar.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Sun Sep 25 22:39:47 2005			
4							
5	Workbook: Case (Main) (continued)						
6	Compositions (continued)						
7	11	Name	Water2in	Water2out	Gás para 3ª comp	Fundo 3	
8	12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.8113	0.0718	
9	13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	0.0864	0.0326	
10	14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	0.0445	0.0494	
11	15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0083	0.0201	
12	16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0067	0.0218	
13	17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0118	0.0826	
14	18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0093	0.0833	
15	19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0065	0.1546	
16	20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0016	0.0964	
17	21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0004	0.0552	
18	22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0134	
19	23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0027	
20	24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0007	
21	25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0001	
22	26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	
23	27	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	0.0031	0.3134	
24	28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0100	0.0019	
25	29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	
26	30	Name	Gás Resfriado 3	Water3in	Water3out	Gás para desidrata	
27	31	Comp Mole Frac (Methane)	0.8113	0.0000 *	0.0000	0.8166	
28	32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0864	0.0000 *	0.0000	0.0866	
29	33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0445	0.0000 *	0.0000	0.0442	
30	34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0083	0.0000 *	0.0000	0.0081	
31	35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0067	0.0000 *	0.0000	0.0065	
32	36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0118	0.0000 *	0.0000	0.0110	
33	37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0093	0.0000 *	0.0000	0.0086	
34	38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0065	0.0000 *	0.0000	0.0055	
35	39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0016	0.0000 *	0.0000	0.0011	
36	40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0004	0.0000 *	0.0000	0.0002	
37	41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	
38	42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	
39	43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	
40	44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	
41	45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	
42	46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0031	1.0000 *	1.0000	0.0015	
43	47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0100	0.0000 *	0.0000	0.0100	
44	48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	
45	49	Name	Destilado vapor	TEG regenerado	purqa	corrente TEG dilui	
46	50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0116	0.0000	0.2180	0.0000	
47	51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0096	0.0000	0.1807	0.0000	
48	52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0143	0.0000	0.2688	0.0000	
49	53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0008	0.0000	0.0151	0.0000	
50	54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0008	0.0000	0.0150	0.0000	
51	55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0011	0.0000	0.0207	0.0000	
52	56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0010	0.0000	0.0186	0.0000	
53	57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0006	0.0000	0.0105	0.0000	
54	58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0001	0.0000	0.0018	0.0000	
55	59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	
56	60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	65	Comp Mole Frac (H2O)	0.9430	0.0000	0.0313	0.9943	
62	66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0118	0.0000	0.2192	0.0001	
63	67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0053	1.0000	0.0000	0.0056	
64	68						
65	69	Hyprotech Ltd.			HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 5 of 7


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\60bar.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 22:39:47 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Water4out	Gás Desidratado F	Gás para dutos	Líquido Residual	TEG resfriado
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8307	0.8307	0.0445	0.0000
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0845	0.0845	0.0069	0.0000
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0410	0.0410	0.0035	0.0000
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0077	0.0077	0.0002	0.0000
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0061	0.0061	0.0002	0.0000
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0098	0.0098	0.0002	0.0000
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0075	0.0075	0.0001	0.0000
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0041	0.0041	0.0000	0.0000
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0006	0.0006	0.0000	0.0000
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0000	0.0000	0.0286	0.0000
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0079	0.0079	0.0038	0.0000
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.9119	1.0000
30	Name	Water5in	Water5out	Solução pressuriza	Gás Desidratado C	Water6in
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.8307	0.0000 *
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0845	0.0000 *
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0410	0.0000 *
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0077	0.0000 *
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0061	0.0000 *
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0098	0.0000 *
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0075	0.0000 *
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0041	0.0000 *
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000 *
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000 *
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
46	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000 *
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0079	0.0000 *
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000 *
49	Name	Water6out	Gás Desidratado F	Make-up	vent	para armazename
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8307	0.0000 *	0.2180	0.0000
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0845	0.0000 *	0.1807	0.0000
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0410	0.0000 *	0.2688	0.0000
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0077	0.0000 *	0.0151	0.0000
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0061	0.0000 *	0.0150	0.0000
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0098	0.0000 *	0.0207	0.0000
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0075	0.0000 *	0.0187	0.0000
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0041	0.0000 *	0.0105	0.0000
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0006	0.0000 *	0.0018	0.0000
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0001	0.0000 *	0.0002	0.0000
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0000	0.9938 *	0.0313	0.9943
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0079	0.0000 *	0.2192	0.0001
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0062 *	0.0000	0.0056
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 6 of 7	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\60 BAR.hsc		
2			Unit Set: SI		
3			Date/Time: Mon Oct 03 00:06:14 2005		
4					
5	Workbook: Case (Main) (continued)				
6	Compositions (continued)				
7					
8					
9					
10					
11	Name	Topo 6	Fundo 6	Topo 7	Fundo 7
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.8307	0.2616	0.8307	0.8307
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0845	0.0922	0.0845	0.0845
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0410	0.1113	0.0410	0.0410
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0077	0.0402	0.0077	0.0077
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0061	0.0408	0.0061	0.0061
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0098	0.1250	0.0098	0.0098
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0075	0.1172	0.0075	0.0075
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0041	0.1443	0.0041	0.0041
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0006	0.0496	0.0006	0.0006
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0001	0.0121	0.0001	0.0001
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0010	0.0000	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0079	0.0047	0.0079	0.0079
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Energy Streams				
31					
32	Name	Q-101	Q-107	Q-104	Q-100
33	Heat Flow (kJ/h)	9.495e+004	4.925e+004	3.600e+005 *	1.440e+006 *
34	Name	Q-103	Q-106	Q-108	Q-109
35	Heat Flow (kJ/h)	6.522e+004	1.856e+006	2.232e+004	4.850e+004
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.1 (Build 4815)			Page 7 of 7

- Pressão de Absorção de 90 bar

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:190BAR.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 23:01:57 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6	Material Streams					
7						
8						
9						
10	Material Streams					
11	Name	Mistura Trifásica	Corrente aquosa	Corrente Oleosa	Corrente Gasosa	óleo aquecido
12	Vapour Fraction	0.0273	0.0000	0.0000	1.0000	0.0019
13	Temperature (C)	43.75	69.01	69.01	69.01	80.00 *
14	Pressure (kPa)	3101	551.3	551.3	551.3	551.3 *
15	Molar Flow (kgmole/h)	190.8	8.628	150.7	31.46	150.7
16	Mass Flow (kg/h)	2.219e+004	155.4	2.133e+004	704.0	2.133e+004
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	31.23	0.1557	29.20	1.874	29.20
18	Heat Flow (kJ/h)	-4.976e+007	-2.433e+006	-4.299e+007	-2.895e+006	-4.244e+007
19	Name	Fundo 1	Topo 1	Gás para 1ª Comp	Gás do 1º estágio	Gás
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000 *
21	Temperature (C)	80.00	80.00	69.12	141.2	40.00 *
22	Pressure (kPa)	551.3	551.3	551.3	1321 *	3101 *
23	Molar Flow (kgmole/h)	150.4	0.2797	31.74	31.74	36.00 *
24	Mass Flow (kg/h)	2.132e+004	6.711	710.7	710.7	860.3
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	29.19	1.717e-002	1.891	1.891	2.295
26	Heat Flow (kJ/h)	-4.242e+007	-2.628e+004	-2.922e+006	-2.810e+006	-3.136e+006
27	Name	Óleo	Água	Gás desidratado	TEG diluído	Gás Desidratado (
28	Vapour Fraction	0.0000 *	0.0000 *	0.9907	0.0000	1.0000
29	Temperature (C)	40.00 *	40.00 *	29.89	32.45	93.29
30	Pressure (kPa)	3101 *	3101 *	9101	9101	2.010e+004 *
31	Molar Flow (kgmole/h)	144.0 *	10.80 *	28.28	22.31	28.02
32	Mass Flow (kg/h)	2.114e+004	194.6	592.3	3146	580.5
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	28.74	0.1950	1.702	2.828	1.679
34	Heat Flow (kJ/h)	-4.355e+007	-3.069e+006	-2.403e+006	-1.674e+007	-2.307e+006
35	Name	Teg despressuriza	Gás residual	TEG para regener	Carga Despressur	Solução TEG
36	Vapour Fraction	0.0409	1.0000	0.0000	0.1452	0.0000
37	Temperature (C)	41.36	90.83	90.83	42.15	30.03 *
38	Pressure (kPa)	100.0 *	100.0	100.0	551.3 *	9101 *
39	Molar Flow (kgmole/h)	22.31	0.9288	21.38	190.8	21.33 *
40	Mass Flow (kg/h)	3146	23.32	3122	2.219e+004	3121
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.828	5.840e-002	2.770	31.23	2.767
42	Heat Flow (kJ/h)	-1.674e+007	-1.004e+005	-1.628e+007	-4.976e+007	-1.665e+007
43	Name	Corrente para reci	Gás para 2ª comp	Fundo2	Vap1in	Vap1out
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000 *	1.0000 *
45	Temperature (C)	30.03	40.00	40.00	132.8	125.4
46	Pressure (kPa)	9101	1321	1321	294.0 *	235.2 *
47	Molar Flow (kgmole/h)	21.33	29.69	2.047	2448	2448
48	Mass Flow (kg/h)	3121	639.3	71.43	4.410e+004	4.410e+004
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.767	1.798	9.310e-002	44.18	44.18
50	Heat Flow (kJ/h)	-1.665e+007	-2.510e+006	-5.445e+005	-5.814e+008	-5.819e+008
51	Name	Water1in	Gás Resfriado 1	Water1out	Gás do 2º estágio	Gás Resfriado 2
52	Vapour Fraction	0.0000	0.9355	0.0000	1.0000	0.9869
53	Temperature (C)	35.00 *	40.00 *	50.00 *	118.9	40.00 *
54	Pressure (kPa)	101.3 *	1321 *	101.3 *	3421 *	3421 *
55	Molar Flow (kgmole/h)	209.7	31.74	209.7	29.69	29.69
56	Mass Flow (kg/h)	3778	710.7	3778	639.3	639.3
57	Liquid Volume Flow (m3/h)	3.786	1.891	3.786	1.798	1.798
58	Heat Flow (kJ/h)	-5.969e+007	-3.055e+006	-5.945e+007	-2.408e+006	-2.538e+006
59	Name	Water2in	Water2out	Gás para 3ª comp	Fundo 3	Gás do 3º estágio
60	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
61	Temperature (C)	35.00 *	50.00 *	40.00	40.00	124.6
62	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	3421	3421	9101 *
63	Molar Flow (kgmole/h)	111.3	111.3	29.30	0.3901	29.30
64	Mass Flow (kg/h)	2004	2004	617.7	21.53	617.7
65	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.008	2.008	1.764	3.417e-002	1.764
66	Heat Flow (kJ/h)	-3.167e+007	-3.154e+007	-2.461e+006	-7.675e+004	-2.363e+006
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 1 of 7	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:190BAR.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 23:01:57 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Material Streams (continued)					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Gás Resfriado 3	Water3in	Water3out	Gás para desidrat	Fundo 4
12	Vapour Fraction	0.9987	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
13	Temperature (C)	40.00 *	35.00 *	50.00 *	40.00	40.00
14	Pressure (kPa)	9101 *	101.3 *	101.3 *	9101	9101
15	Molar Flow (kgmole/h)	29.30	125.9	125.9	29.26	3.765e-002
16	Mass Flow (kg/h)	617.7	2267	2267	617.1	0.6785
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.764	2.272	2.272	1.763	6.799e-004
18	Heat Flow (kJ/h)	-2.510e+006	-3.582e+007	-3.568e+007	-2.499e+006	-1.070e+004
19	Name	Destilado vapor	TEG regenerado	purga	corrente TEG dilui	Water4in
20	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	148.5	287.2	25.00	25.00	35.00 *
22	Pressure (kPa)	100.0	100.0	100.0	100.0	101.3 *
23	Molar Flow (kgmole/h)	0.6804	20.70	0.0000	0.6453	86.32
24	Mass Flow (kg/h)	13.91	3108	0.0000	12.69	1555
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.499e-002	2.755	0.0000	1.257e-002	1.558
26	Heat Flow (kJ/h)	-1.622e+005	-1.428e+007	0.0000	-1.884e+005	-2.457e+007
27	Name	Water4out	Gás Desidratado F	Gás para dutos	Líquido Residual	TEG resfriado
28	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	50.00 *	40.00 *	40.00	40.00	33.50 *
30	Pressure (kPa)	101.3 *	2.010e+004 *	2.010e+004	2.010e+004	100.0 *
31	Molar Flow (kgmole/h)	86.32	28.02	28.02	0.0000	20.70
32	Mass Flow (kg/h)	1555	580.5	580.5	0.0000	3108
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.558	1.679	1.679	0.0000	2.755
34	Heat Flow (kJ/h)	-2.447e+007	-2.408e+006	-2.408e+006	0.0000	-1.650e+007
35	Name	Water5in	Water5out	Solução pressuriz	vent	para armazename
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
37	Temperature (C)	30.00 *	50.00 *	29.75	25.00	25.00 *
38	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	9101 *	100.0	100.0
39	Molar Flow (kgmole/h)	1425	1425	20.70	3.515e-002	0.6453
40	Mass Flow (kg/h)	2.568e+004	2.568e+004	3108	1.221	12.69
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	25.73	25.73	2.755	2.421e-003	1.257e-002
42	Heat Flow (kJ/h)	-4.063e+008	-4.041e+008	-1.646e+007	-5961	-1.884e+005
43	Name	Make up	Topo 5	Fundo 5		
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000		
45	Temperature (C)	30.00 *	29.89	29.89		
46	Pressure (kPa)	9101 *	9101	9101		
47	Molar Flow (kgmole/h)	0.6302	28.02	0.2643		
48	Mass Flow (kg/h)	12.50 *	580.5	11.82		
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.237e-002	1.679	2.297e-002		
50	Heat Flow (kJ/h)	-1.840e+005	-2.370e+006	-3.365e+004		
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 2 of 7	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:190BAR.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sun Sep 25 23:01:57 2005
4		
5		


Workbook: Case (Main) (continued)


Compositions

Name	Mistura Trifásica	Corrente aquosa	Corrente Oleosa	Corrente Gasosa	óleo aquecido	
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.1377	0.0000	0.0170	0.7541	0.0170
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0189	0.0000	0.0070	0.0807	0.0070
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0151	0.0000	0.0103	0.0423	0.0103
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0047	0.0000	0.0043	0.0081	0.0043
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0047	0.0000	0.0046	0.0067	0.0046
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0170	0.0000	0.0188	0.0128	0.0188
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0170	0.0000	0.0193	0.0106	0.0193
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0396	0.0000	0.0481	0.0101	0.0481
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0453	0.0000	0.0563	0.0047	0.0563
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0755	0.0000	0.0949	0.0032	0.0949
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0755	0.0000	0.0953	0.0013	0.0953
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0755	0.0000	0.0954	0.0005	0.0954
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.1132	0.0000	0.1432	0.0003	0.1432
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.1132	0.0000	0.1433	0.0002	0.1433
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.1887	0.0000	0.2388	0.0001	0.2388
27	Comp Mole Frac (H2O)	0.0566	1.0000	0.0029	0.0550	0.0029
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0019	0.0000	0.0005	0.0093	0.0005
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Name	Fundo 1	Topo 1	Gás para 1ª Comp	Gás do 1º estágio	Gás	
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0157	0.7186	0.7538	0.7538	0.7300 *
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0069	0.0876	0.0808	0.0808	0.1000 *
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0102	0.0491	0.0423	0.0423	0.0800 *
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0043	0.0099	0.0082	0.0082	0.0250 *
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0046	0.0083	0.0067	0.0067	0.0250 *
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0188	0.0163	0.0128	0.0128	0.0100 *
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0193	0.0137	0.0106	0.0106	0.0100 *
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0481	0.0138	0.0101	0.0101	0.0100 *
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0564	0.0068	0.0047	0.0047	0.0000 *
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0951	0.0048	0.0032	0.0032	0.0000 *
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0954	0.0021	0.0013	0.0013	0.0000 *
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0956	0.0009	0.0006	0.0006	0.0000 *
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.1435	0.0006	0.0003	0.0003	0.0000 *
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.1435	0.0003	0.0002	0.0002	0.0000 *
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.2393	0.0002	0.0001	0.0001	0.0000 *
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0028	0.0574	0.0550	0.0550	0.0000 *
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0004	0.0097	0.0093	0.0093	0.0100 *
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
Name	Óleo	Água	Gás desidratado	TEG diluído	Gás Desidratado	
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000 *	0.8231	0.0261	0.8272
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0846	0.0064	0.0844
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0422	0.0047	0.0416
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0082	0.0003	0.0080
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0066	0.0003	0.0064
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0200 *	0.0000 *	0.0114	0.0004	0.0106
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0200 *	0.0000 *	0.0089	0.0003	0.0082
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0500 *	0.0000 *	0.0059	0.0001	0.0050
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0600 *	0.0000 *	0.0013	0.0000	0.0010
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.1000 *	0.0000 *	0.0003	0.0000	0.0002
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.1000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.1000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.1500 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.1500 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.2500 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	1.0000 *	0.0000	0.0293	0.0000
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000 *	0.0073	0.0038	0.0073
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.9283	0.0000

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\90BAR.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 23:01:57 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Teq despressuriza	Gás residual	TEG para regener	Carga Despressur	Solução TEG
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0261	0.6159	0.0004	0.1377	0.0000 *
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0064	0.1479	0.0003	0.0189	0.0000 *
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0047	0.1032	0.0004	0.0151	0.0000 *
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0003	0.0077	0.0000	0.0047	0.0000 *
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0003	0.0066	0.0000	0.0047	0.0000 *
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0004	0.0079	0.0000	0.0170	0.0000 *
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0003	0.0065	0.0000	0.0170	0.0000 *
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0001	0.0030	0.0000	0.0396	0.0000 *
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0005	0.0000	0.0453	0.0000 *
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0001	0.0000	0.0755	0.0000 *
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0755	0.0000 *
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0755	0.0000 *
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1132	0.0000 *
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1132	0.0000 *
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1887	0.0000 *
27	Comp Mole Frac (H2O)	0.0293	0.0177	0.0299	0.0566	0.0291 *
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0038	0.0824	0.0004	0.0019	0.0000 *
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9283	0.0007	0.9686	0.0000	0.9709 *
30	Name	Corrente para reci	Gás para 2ª comp	Fundo2	Vap1in	Vap1out
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8050	0.0118	0.0000 *	0.0000
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0860	0.0059	0.0000 *	0.0000
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0446	0.0096	0.0000 *	0.0000
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0084	0.0042	0.0000 *	0.0000
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0069	0.0046	0.0000 *	0.0000
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0123	0.0193	0.0000 *	0.0000
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0099	0.0201	0.0000 *	0.0000
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0078	0.0448	0.0000 *	0.0000
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0024	0.0383	0.0000 *	0.0000
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0008	0.0369	0.0000 *	0.0000
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0002	0.0180	0.0000 *	0.0000
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0081	0.0000 *	0.0000
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0052	0.0000 *	0.0000
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0024	0.0000 *	0.0000
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0015	0.0000 *	0.0000
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0291	0.0058	0.7689	1.0000 *	1.0000
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0099	0.0004	0.0000 *	0.0000
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9709	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
49	Name	Water1in	Gás Resfriado 1	Water1out	Gás do 2º estágio	Gás Resfriado 2
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.7538	0.0000	0.8050	0.8050
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0808	0.0000	0.0860	0.0860
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0423	0.0000	0.0446	0.0446
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0082	0.0000	0.0084	0.0084
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0067	0.0000	0.0069	0.0069
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0128	0.0000	0.0123	0.0123
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0106	0.0000	0.0099	0.0099
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0101	0.0000	0.0078	0.0078
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0047	0.0000	0.0024	0.0024
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0032	0.0000	0.0008	0.0008
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0013	0.0000	0.0002	0.0002
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0006	0.0000	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	0.0550	1.0000	0.0058	0.0058
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0093	0.0000	0.0099	0.0099
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 4 of 7	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:190BAR.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 23:01:57 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Water2in	Water2out	Gás para 3ª comp	Fundo 3	Gás do 3º estágio
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.8144	0.1013	0.8144
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	0.0865	0.0435	0.0865
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	0.0443	0.0626	0.0443
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0082	0.0244	0.0082
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0066	0.0260	0.0066
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0113	0.0932	0.0113
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0089	0.0921	0.0089
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0058	0.1540	0.0058
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0013	0.0848	0.0013
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0003	0.0436	0.0003
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0100	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0019	0.0000
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	0.0024	0.2593	0.0024
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0100	0.0026	0.0100
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Name	Gás Resfriado 3	Water3in	Water3out	Gás para desidrat	Fundo 4
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.8144	0.0000 *	0.0000	0.8154	0.0000
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0865	0.0000 *	0.0000	0.0867	0.0000
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0443	0.0000 *	0.0000	0.0444	0.0000
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0082	0.0000 *	0.0000	0.0082	0.0000
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0066	0.0000 *	0.0000	0.0066	0.0000
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0113	0.0000 *	0.0000	0.0113	0.0000
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0089	0.0000 *	0.0000	0.0089	0.0000
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0058	0.0000 *	0.0000	0.0058	0.0000
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0013	0.0000 *	0.0000	0.0013	0.0000
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0003	0.0000 *	0.0000	0.0003	0.0000
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0024	1.0000 *	1.0000	0.0011	0.9998
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0100	0.0000 *	0.0000	0.0100	0.0002
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
49	Name	Destilado vapor	TEG regenerado	purga	corrente TEG dilui	Water4in
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0136	0.0000	0.2624	0.0000	0.0000 *
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0093	0.0000	0.1791	0.0000	0.0000 *
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0119	0.0000	0.2297	0.0000	0.0000 *
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0006	0.0000	0.0115	0.0000	0.0000 *
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0006	0.0000	0.0111	0.0000	0.0000 *
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0007	0.0000	0.0137	0.0000	0.0000 *
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0006	0.0000	0.0121	0.0000	0.0000 *
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0003	0.0000	0.0061	0.0000	0.0000 *
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0001	0.0000	0.0010	0.0000	0.0000 *
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000 *
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
65	Comp Mole Frac (H2O)	0.9380	0.0000	0.0313	0.9874	1.0000 *
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0126	0.0000	0.2418	0.0002	0.0000 *
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0118	1.0000	0.0000	0.0124	0.0000 *
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 5 of 7	
	Licensed to: TEAM LND				* Specified by user.	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:190BAR.HSC		
2				Unit Set: SI		
3				Date/Time: Sun Sep 25 23:01:57 2005		
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Water4out	Gás Desidratado F	Gás para dutos	Liquido Residual	TEG resfriado
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8272	0.8272	0.0447	0.0000
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0844	0.0844	0.0069	0.0000
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0416	0.0416	0.0035	0.0000
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0080	0.0080	0.0002	0.0000
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0064	0.0064	0.0002	0.0000
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0106	0.0106	0.0002	0.0000
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0082	0.0082	0.0001	0.0000
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0050	0.0050	0.0000	0.0000
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0010	0.0010	0.0000	0.0000
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0002	0.0002	0.0000	0.0000
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0000	0.0000	0.0212	0.0000
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0073	0.0073	0.0036	0.0000
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.9194	1.0000
30	Name	Water5in	Water5out	Solução pressuriz	vent	para armazename
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.2624	0.0000
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.1791	0.0000
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.2297	0.0000
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0115	0.0000
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0111	0.0000
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0137	0.0000
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0121	0.0000
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0061	0.0000
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0010	0.0000
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	0.0000	0.0313	0.9874
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.2418	0.0002
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000	1.0000	0.0000	0.0124
49	Name	Make up	Topo 5	Fundo 5		
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.8272	0.3884		
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0844	0.1065		
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0416	0.1078		
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0080	0.0343		
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0064	0.0334		
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0106	0.0922		
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0082	0.0845		
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0050	0.0980		
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0010	0.0360		
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0002	0.0116		
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0016		
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0002		
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000	0.0000		
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0000	0.0000		
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0000	0.0000		
65	Comp Mole Frac (H2O)	0.9863 *	0.0000	0.0000		
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0073	0.0057		
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0137 *	0.0000	0.0000		
68						
69	Hyprotech Ltd		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 6 of 7	
	Licensed to: TEAM LND			* Specified by user.		

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\90BAR.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sun Sep 25 23:01:57 2005
4		


5
6
7 **Workbook: Case (Main) (continued)**
8


9 **Energy Streams**

10						
11	Name	Q-101	Q-107	Q-104	Q-100	Q-102
12	Heat Flow (kJ/h)	1.116e+005	6.289e+004	3.600e+005 *	1.440e+006 *	1.022e+005
13	Name	Q-103	Q-106	Q-108	Q-109	
14	Heat Flow (kJ/h)	9.807e+004	1.840e+006	3.353e+004	3.213e+004	


15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68


- Pressão de Absorção de 120 bar


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:120 BAR.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 23:04:36 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6	Material Streams					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Mistura Trifásica	Corrente aquosa	Corrente Oleosa	Corrente Gasosa	óleo aquecido
12	Vapour Fraction	0.0273	0.0000	0.0000	1.0000	0.0019
13	Temperature (C)	43.75	69.01	69.01	69.01	80.00 *
14	Pressure (kPa)	3101	551.3	551.3	551.3	551.3 *
15	Molar Flow (kgmole/h)	190.8	8.628	150.7	31.46	150.7
16	Mass Flow (kg/h)	2.219e+004	155.4	2.133e+004	704.0	2.133e+004
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	31.23	0.1557	29.20	1.874	29.20
18	Heat Flow (kJ/h)	-4.976e+007	-2.433e+006	-4.299e+007	-2.895e+006	-4.244e+007
19	Name	Fundo 1	Topo 1	Gás para 1ª Comp	Gás do 1º estágio	Gás
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000 *
21	Temperature (C)	80.00	80.00	69.12	148.8	40.00 *
22	Pressure (kPa)	551.3	551.3	551.3	1445 *	3101 *
23	Molar Flow (kgmole/h)	150.4	0.2797	31.74	31.74	36.00 *
24	Mass Flow (kg/h)	2.132e+004	6.711	710.7	710.7	860.3
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	29.19	1.717e-002	1.891	1.891	2.295
26	Heat Flow (kJ/h)	-4.242e+007	-2.628e+004	-2.922e+006	-2.797e+006	-3.136e+006
27	Name	Óleo	Água	Gás desidratado	TEG diluído	Gás Desidratado
28	Vapour Fraction	0.0000 *	0.0000 *	1.0000	0.0000	1.0000
29	Temperature (C)	40.00 *	40.00 *	28.90	32.51	65.43
30	Pressure (kPa)	3101 *	3101 *	1.210e+004	1.210e+004	2.010e+004 *
31	Molar Flow (kgmole/h)	144.0 *	10.80 *	28.09	22.42	28.09
32	Mass Flow (kg/h)	2.114e+004	194.6	586.7	3147	586.7
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	28.74	0.1950	1.689	2.833	1.689
34	Heat Flow (kJ/h)	-4.355e+007	-3.069e+006	-2.405e+006	-1.673e+007	-2.369e+006
35	Name	Teq despressuriza	Gás residual	TEG para regener	Make-up	Carga Despressur
36	Vapour Fraction	0.0461	1.0000	0.0000	0.0000	0.1452
37	Temperature (C)	44.35	93.48	93.48	30.00 *	42.15
38	Pressure (kPa)	100.0 *	100.0	100.0	1.210e+004 *	551.3 *
39	Molar Flow (kgmole/h)	22.42	1.053	21.37	3.009e-002	190.8
40	Mass Flow (kg/h)	3147	25.00	3122	0.6300 *	2.219e+004
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.833	6.424e-002	2.769	6.197e-004	31.23
42	Heat Flow (kJ/h)	-1.673e+007	-1.128e+005	-1.626e+007	-8914	-4.976e+007
43	Name	Solução TEG	Corrente para reci	Gás para 2ª comp	Fundo2	Vap1in
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000 *
45	Temperature (C)	30.00 *	30.01	40.00	40.00	132.8
46	Pressure (kPa)	1.210e+004 *	1.210e+004	1445	1445	294.0 *
47	Molar Flow (kgmole/h)	21.33 *	21.33	29.63	2.105	2448
48	Mass Flow (kg/h)	3121	3121	636.0	74.75	4.410e+004
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.767	2.767	1.793	9.832e-002	44.18
50	Heat Flow (kJ/h)	-1.663e+007	-1.663e+007	-2.501e+006	-5.560e+005	-5.814e+008
51	Name	Vap1out	Water1in	Gás Resfriado 1	Water1out	Gás do 2º estágio
52	Vapour Fraction	1.0000 *	0.0000	0.9337	0.0000	1.0000
53	Temperature (C)	125.4	35.00 *	40.00 *	50.00 *	127.5
54	Pressure (kPa)	235.2 *	101.3 *	1445 *	101.3 *	4117 *
55	Molar Flow (kgmole/h)	2448	222.6	31.74	222.6	29.63
56	Mass Flow (kg/h)	4.410e+004	4010	710.7	4010	636.0
57	Liquid Volume Flow (m3/h)	44.18	4.018	1.891	4.018	1.793
58	Heat Flow (kJ/h)	-5.819e+008	-6.336e+007	-3.057e+006	-6.310e+007	-2.388e+006
59	Name	Gás Resfriado 2	Water2in	Water2out	Gás para 3ª comp	Fundo 3
60	Vapour Fraction	0.9858	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
61	Temperature (C)	40.00 *	35.00 *	50.00 *	40.00	40.00
62	Pressure (kPa)	4117 *	101.3 *	101.3 *	4117	4117
63	Molar Flow (kgmole/h)	29.63	124.3	124.3	29.21	0.4205
64	Mass Flow (kg/h)	636.0	2239	2239	613.3	22.63
65	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.793	2.244	2.244	1.756	3.670e-002
66	Heat Flow (kJ/h)	-2.533e+006	-3.538e+007	-3.523e+007	-2.454e+006	-7.939e+004
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 1 of 7	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA					Case Name: C:120 BAR.hsc					
2						Unit Set: SI					
3						Date/Time: Mon Oct 03 00:10:01 2005					
4											
5											
6	Workbook: Case (Main) (continued)										
7	Material Streams (continued)										
8											
9											
10											
11	Name	Gás do 3º estágio	Gás Resfriado 3	Water3in	Water3out	Gás para desidrat					
12	Vapour Fraction	1.0000	0.9989	0.0000	0.0000	1.0000					
13	Temperature (C)	134.0	40.00 *	35.00 *	50.00 *	40.00					
14	Pressure (kPa)	1.210e+004 *	1.210e+004 *	101.3 *	101.3 *	1.210e+004					
15	Molar Flow (kgmole/h)	29.21	29.21	147.0	147.0	29.18					
16	Mass Flow (kg/h)	613.3	613.3	2648	2648	612.7					
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.756	1.756	2.653	2.653	1.756					
18	Heat Flow (kJ/h)	-2.347e+006	-2.518e+006	-4.183e+007	-4.166e+007	-2.509e+006					
19	Name	Fundo 4	Destilado vapor	TEG regenerado	purga	corrente TEG diluí					
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000					
21	Temperature (C)	40.00	125.3	245.5	25.00	25.00					
22	Pressure (kPa)	1.210e+004	100.0	100.0	100.0	100.0					
23	Molar Flow (kgmole/h)	3.218e-002	6.926e-002	21.30	0.0000	3.626e-002					
24	Mass Flow (kg/h)	0.5799	1.782	3120	0.0000	0.6881					
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.811e-004	2.877e-003	2.766	0.0000	6.850e-004					
26	Heat Flow (kJ/h)	-9141	-1.426e+004	-1.488e+007	0.0000	-1.049e+004					
27	Name	Water4in	Water4out	Gás Desidratado F	Gás para dutos	Líquido Residual					
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000					
29	Temperature (C)	35.00 *	50.00 *	40.00 *	40.00	40.00					
30	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	2.010e+004 *	2.010e+004	2.010e+004					
31	Molar Flow (kgmole/h)	42.76	42.76	28.09	28.09	0.0000					
32	Mass Flow (kg/h)	770.4	770.4	586.7	586.7	0.0000					
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.7720	0.7720	1.689	1.689	0.0000					
34	Heat Flow (kJ/h)	-1.217e+007	-1.212e+007	-2.418e+006	-2.418e+006	0.0000					
35	Name	TEG resfriado	Water5in	Water5out	Solução pressuriz	vent					
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000					
37	Temperature (C)	34.93 *	30.00 *	50.00 *	30.00	25.00					
38	Pressure (kPa)	100.0 *	101.3 *	101.3 *	1.210e+004 *	100.0					
39	Molar Flow (kgmole/h)	21.30	1144	1144	21.30	3.299e-002					
40	Mass Flow (kg/h)	3120	2.061e+004	2.061e+004	3120	1.094					
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.766	20.66	20.66	2.766	2.192e-003					
42	Heat Flow (kJ/h)	-1.666e+007	-3.261e+008	-3.244e+008	-1.662e+007	-5698					
43	Name	para armazename	Topo 6	Fundo 6							
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000							
45	Temperature (C)	25.00 *	28.90	28.90							
46	Pressure (kPa)	100.0	1.210e+004	1.210e+004							
47	Molar Flow (kgmole/h)	3.626e-002	28.09	0.0000							
48	Mass Flow (kg/h)	0.6881	586.7	0.0000							
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	6.850e-004	1.689	0.0000							
50	Heat Flow (kJ/h)	-1.049e+004	-2.405e+006	0.0000							
51											
52											
53											
54											
55											
56											
57											
58											
59											
60											
61											
62											
63											
64											
65											
66											
67											
68											
69	Hyprotech Ltd.			HYSYS v3.1 (Build 4815)			Page 2 of 7				

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\120 BAR.HSC		
2				Unit Set: SI		
3				Date/Time: Sun Sep 25 23:04:36 2005		
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Mistura Trifásica	Corrente aquosa	Corrente Oleosa	Corrente Gasosa	óleo aquecido
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.1377	0.0000	0.0170	0.7541	0.0170
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0189	0.0000	0.0070	0.0807	0.0070
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0151	0.0000	0.0103	0.0423	0.0103
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0047	0.0000	0.0043	0.0081	0.0043
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0047	0.0000	0.0046	0.0067	0.0046
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0170	0.0000	0.0188	0.0128	0.0188
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0170	0.0000	0.0193	0.0106	0.0193
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0396	0.0000	0.0481	0.0101	0.0481
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0453	0.0000	0.0563	0.0047	0.0563
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0755	0.0000	0.0949	0.0032	0.0949
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0755	0.0000	0.0953	0.0013	0.0953
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0755	0.0000	0.0954	0.0005	0.0954
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.1132	0.0000	0.1432	0.0003	0.1432
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.1132	0.0000	0.1433	0.0002	0.1433
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.1887	0.0000	0.2388	0.0001	0.2388
27	Comp Mole Frac (H2O)	0.0566	1.0000	0.0029	0.0550	0.0029
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0019	0.0000	0.0005	0.0093	0.0005
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Name	Fundo 1	Topo 1	Gás para 1ª Comp	Gás do 1º estágio	Gás
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0157	0.7186	0.7538	0.7538	0.7300 *
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0069	0.0876	0.0808	0.0808	0.1000 *
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0102	0.0491	0.0423	0.0423	0.0800 *
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0043	0.0099	0.0082	0.0082	0.0250 *
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0046	0.0083	0.0067	0.0067	0.0250 *
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0188	0.0163	0.0128	0.0128	0.0100 *
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0193	0.0137	0.0106	0.0106	0.0100 *
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0481	0.0138	0.0101	0.0101	0.0100 *
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0564	0.0068	0.0047	0.0047	0.0000 *
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0951	0.0048	0.0032	0.0032	0.0000 *
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0954	0.0021	0.0013	0.0013	0.0000 *
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0956	0.0009	0.0006	0.0006	0.0000 *
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.1435	0.0006	0.0003	0.0003	0.0000 *
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.1435	0.0003	0.0002	0.0002	0.0000 *
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.2393	0.0002	0.0001	0.0001	0.0000 *
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0028	0.0574	0.0550	0.0550	0.0000 *
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0004	0.0097	0.0093	0.0093	0.0100 *
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
49	Name	Óleo	Água	Gás desidratado	TEG diluído	Gás Desidratado
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000 *	0.8238	0.0314	0.8238
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0848	0.0066	0.0848
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0426	0.0041	0.0426
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0082	0.0003	0.0082
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0066	0.0002	0.0066
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0200 *	0.0000 *	0.0112	0.0002	0.0112
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0200 *	0.0000 *	0.0087	0.0002	0.0087
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0500 *	0.0000 *	0.0056	0.0001	0.0056
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0600 *	0.0000 *	0.0012	0.0000	0.0012
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.1000 *	0.0000 *	0.0003	0.0000	0.0003
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.1000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.1000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.1500 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.1500 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.2500 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	1.0000 *	0.0000	0.0291	0.0000
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000 *	0.0070	0.0043	0.0070
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.9234	0.0000
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 3 of 7	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:120 BAR.HSC		
2				Unit Set: SI		
3				Date/Time: Sun Sep 25 23:04:36 2005		
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Teq despressuriza	Gás residual	TEG para regener	Make-up	Carga Despressur
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0314	0.6597	0.0005	0.0000 *	0.1377
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0066	0.1343	0.0003	0.0000 *	0.0189
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0041	0.0822	0.0003	0.0000 *	0.0151
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0003	0.0055	0.0000	0.0000 *	0.0047
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0002	0.0046	0.0000	0.0000 *	0.0047
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0002	0.0049	0.0000	0.0000 *	0.0170
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0002	0.0039	0.0000	0.0000 *	0.0170
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0001	0.0015	0.0000	0.0000 *	0.0396
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000 *	0.0453
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0755
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0755
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0755
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1132
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1132
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1887
27	Comp Mole Frac (H2O)	0.0291	0.0194	0.0296	0.9779 *	0.0566
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0043	0.0829	0.0004	0.0000 *	0.0019
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9234	0.0008	0.9689	0.0221 *	0.0000
30	Name	Solução TEG	Corrente para reci	Gás para 2ª comp	Fundo2	Vap1in
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.8064	0.0137	0.0000 *
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	0.0861	0.0068	0.0000 *
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	0.0445	0.0110	0.0000 *
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0084	0.0048	0.0000 *
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0068	0.0053	0.0000 *
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0122	0.0216	0.0000 *
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0098	0.0223	0.0000 *
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0074	0.0483	0.0000 *
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0022	0.0397	0.0000 *
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0008	0.0370	0.0000 *
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0001	0.0178	0.0000 *
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0080	0.0000 *
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0051	0.0000 *
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000 *
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0015	0.0000 *
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0293 *	0.0293	0.0053	0.7546	1.0000 *
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0099	0.0004	0.0000 *
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9707 *	0.9707	0.0000	0.0000	0.0000 *
49	Name	Vap1out	Water1in	Gás Resfriado 1	Water1out	Gás do 2º estágio
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000 *	0.7538	0.0000	0.8064
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000 *	0.0808	0.0000	0.0861
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000 *	0.0423	0.0000	0.0445
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000 *	0.0082	0.0000	0.0084
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000 *	0.0067	0.0000	0.0068
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000 *	0.0128	0.0000	0.0122
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000 *	0.0106	0.0000	0.0098
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000 *	0.0101	0.0000	0.0074
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000 *	0.0047	0.0000	0.0022
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000 *	0.0032	0.0000	0.0008
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000 *	0.0013	0.0000	0.0001
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0006	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000 *	0.0003	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000 *	0.0002	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000 *	0.0001	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	1.0000 *	0.0550	1.0000	0.0053
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000 *	0.0093	0.0000	0.0099
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 4 of 7	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:120 BAR.HSC		
2				Unit Set: SI		
3				Date/Time: Sun Sep 25 23:04:36 2005		
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Gás Resfriado 2	Water2in	Water2out	Gás para 3ª comp	Fundo 3
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.8064	0.0000 *	0.0000	0.8162	0.1268
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0861	0.0000 *	0.0000	0.0866	0.0517
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0445	0.0000 *	0.0000	0.0441	0.0714
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0084	0.0000 *	0.0000	0.0081	0.0268
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0068	0.0000 *	0.0000	0.0065	0.0282
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0122	0.0000 *	0.0000	0.0110	0.0967
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0098	0.0000 *	0.0000	0.0086	0.0943
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0074	0.0000 *	0.0000	0.0054	0.1469
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0022	0.0000 *	0.0000	0.0012	0.0754
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0008	0.0000 *	0.0000	0.0002	0.0369
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0083
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0016
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0004
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0001
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
27	Comp Mole Frac (H2O)	0.0053	1.0000 *	1.0000	0.0021	0.2315
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0099	0.0000 *	0.0000	0.0100	0.0031
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
30	Name	Gás do 3º estágio	Gás Resfriado 3	Water3in	Water3out	Gás para desidrat
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.8162	0.8162	0.0000 *	0.0000	0.8171
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0866	0.0866	0.0000 *	0.0000	0.0867
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0441	0.0441	0.0000 *	0.0000	0.0442
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0081	0.0081	0.0000 *	0.0000	0.0081
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0065	0.0065	0.0000 *	0.0000	0.0065
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0110	0.0110	0.0000 *	0.0000	0.0110
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0086	0.0086	0.0000 *	0.0000	0.0086
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0054	0.0054	0.0000 *	0.0000	0.0054
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0012	0.0012	0.0000 *	0.0000	0.0012
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002	0.0002	0.0000 *	0.0000	0.0002
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0021	0.0021	1.0000 *	1.0000	0.0010
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0100	0.0100	0.0000 *	0.0000	0.0100
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
49	Name	Fundo 4	Destilado vapor	TEG regenerado	purga	corrente TEG diluí
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.1448	0.0000	0.3040	0.0000
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0828	0.0000	0.1738	0.0000
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0925	0.0000	0.1942	0.0000
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0042	0.0000	0.0088	0.0000
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0039	0.0000	0.0082	0.0000
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0043	0.0000	0.0090	0.0000
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0037	0.0000	0.0077	0.0000
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0016	0.0000	0.0033	0.0000
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0002	0.0000	0.0005	0.0000
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	0.9998	0.5346	0.0280	0.0313	0.9926
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0002	0.1235	0.0000	0.2591	0.0002
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0038	0.9720	0.0000	0.0073
68						
69	Hyprotech Ltd		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 5 of 7	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\120 BAR.hsc		
2				Unit Set: SI		
3				Date/Time: Mon Oct 03 00:10:01 2005		
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7						
8						
9	Compositions (continued)					
10						
11	Name	Water4in	Water4out	Gás Desidratado F	Gás para dutos	Líquido Residual
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.8238	0.8238	0.0447
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	0.0848	0.0848	0.0069
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	0.0426	0.0426	0.0036
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0082	0.0082	0.0002
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0066	0.0066	0.0002
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0112	0.0112	0.0002
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0087	0.0087	0.0001
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0056	0.0056	0.0000
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0012	0.0012	0.0000
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0003	0.0003	0.0000
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	0.0000	0.0000	0.0182
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0070	0.0070	0.0034
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.9224
30	Name	TEG resfriado	Water5in	Water5out	Solução pressuriz	vent
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.3040
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.1738
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.1942
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0088
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0082
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0090
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0077
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0033
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0005
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0001
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0280	1.0000 *	1.0000	0.0280	0.0313
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.2591
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9720	0.0000 *	0.0000	0.9720	0.0000
49	Name	para armazename	Topo 6	Fundo 6		
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8238	0.0305		
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0848	0.0062		
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0426	0.0038		
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0082	0.0003		
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0066	0.0002		
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0112	0.0002		
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0087	0.0002		
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0056	0.0001		
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0012	0.0000		
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0003	0.0000		
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000		
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000		
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000		
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000		
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000		
65	Comp Mole Frac (H2O)	0.9926	0.0000	0.0280		
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0002	0.0070	0.0030		
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0073	0.0000	0.9275		
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 6 of 7	


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\120 BAR.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 23:04:36 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Energy Streams					
7	Name	Q-101	Q-107	Q-104	Q-100	Q-102
8	Heat Flow (kJ/h)	1.240e+005	3.647e+004	3.600e+005 *	1.440e+006 *	1.128e+005
9	Name	Q-103	Q-106	Q-108	Q-110	
10	Heat Flow (kJ/h)	1.073e+005	1.361e+006	4.494e+004	1928	
11						
12						
13						
14						
15						
16						
17						
18						
19						
20						
21						
22						
23						
24						
25						
26						
27						
28						
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.1 (Build 4815)			Page 7 of 7	

- Pressão de Absorção de 150 bar

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:150 BAR.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 23:06:27 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6	Material Streams					
7						
8						
9						
10	Material Streams					
11	Name	Mistura Trifásica	Corrente aquosa	Corrente Oleosa	Corrente Gasosa	óleo aquecido
12	Vapour Fraction	0.0273	0.0000	0.0000	1.0000	0.0019
13	Temperature (C)	43.75	69.01	69.01	69.01	80.00 *
14	Pressure (kPa)	3101	551.3	551.3	551.3	551.3 *
15	Molar Flow (kgmole/h)	190.8	8.628	150.7	31.46	150.7
16	Mass Flow (kg/h)	2.219e+004	155.4	2.133e+004	704.0	2.133e+004
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	31.23	0.1557	29.20	1.874	29.20
18	Heat Flow (kJ/h)	-4.976e+007	-2.433e+006	-4.299e+007	-2.895e+006	-4.244e+007
19	Name	Fundo 1	Topo 1	Gás para 1ª Comp	Gás do 1º estágio	Gás
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000 *
21	Temperature (C)	80.00	80.00	69.12	131.8	40.00 *
22	Pressure (kPa)	551.3	551.3	551.3	1182 *	3101 *
23	Molar Flow (kgmole/h)	150.4	0.2797	31.74	31.74	36.00 *
24	Mass Flow (kg/h)	2.132e+004	6.711	710.7	710.7	860.3
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	29.19	1.717e-002	1.891	1.891	2.295
26	Heat Flow (kJ/h)	-4.242e+007	-2.628e+004	-2.922e+006	-2.825e+006	-3.136e+006
27	Name	Óleo	Água	Gás desidratado	TEG diluído	Gás Desidratado
28	Vapour Fraction	0.0000 *	0.0000 *	1.0000	0.0000	1.0000
29	Temperature (C)	40.00 *	40.00 *	28.68	31.87	47.37
30	Pressure (kPa)	3101 *	3101 *	1.510e+004	1.510e+004	2.010e+004 *
31	Molar Flow (kgmole/h)	144.0 *	10.80 *	28.00	22.50	28.00
32	Mass Flow (kg/h)	2.114e+004	194.6	585.7	3148	585.7
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	28.74	0.1950	1.685	2.837	1.685
34	Heat Flow (kJ/h)	-4.355e+007	-3.069e+006	-2.415e+006	-1.672e+007	-2.396e+006
35	Name	TEG despressuriz	Gás residual	TEG para regener	Make-up	Carga Despressur
36	Vapour Fraction	0.0495	1.0000	0.0000	0.0000	0.1452
37	Temperature (C)	46.63	95.50	95.50	30.00 *	42.15
38	Pressure (kPa)	100.0 *	100.0	100.0	1.510e+004 *	551.3 *
39	Molar Flow (kgmole/h)	22.50	1.137	21.36	0.6299	190.8
40	Mass Flow (kg/h)	3148	26.00	3122	12.84 *	2.219e+004
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.837	6.797e-002	2.769	1.267e-002	31.23
42	Heat Flow (kJ/h)	-1.672e+007	-1.209e+005	-1.624e+007	-1.852e+005	-4.976e+007
43	Name	Solução TEG	Corrente para reci	Gás para 2ª comp	Fundo2	Vap1in
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000 *
45	Temperature (C)	30.00 *	30.01	40.00	40.00	132.8
46	Pressure (kPa)	1.510e+004 *	1.510e+004	1182	1182	294.0 *
47	Molar Flow (kgmole/h)	21.33 *	21.33	29.76	1.977	2448
48	Mass Flow (kg/h)	3121	3121	643.3	67.42	4.410e+004
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.767	2.767	1.804	8.687e-002	44.18
50	Heat Flow (kJ/h)	-1.661e+007	-1.661e+007	-2.521e+006	-5.302e+005	-5.814e+008
51	Name	Vap1out	Water1in	Gás Resfriado 1	Water1out	Gás do 2º estágio
52	Vapour Fraction	1.0000 *	0.0000	0.9377	0.0000	1.0000
53	Temperature (C)	125.4	35.00 *	40.00 *	50.00 *	107.8
54	Pressure (kPa)	235.2 *	101.3 *	1182 *	101.3 *	2699 *
55	Molar Flow (kgmole/h)	2448	194.1	31.74	194.1	29.76
56	Mass Flow (kg/h)	4.410e+004	3496	710.7	3496	643.3
57	Liquid Volume Flow (m3/h)	44.18	3.503	1.891	3.503	1.804
58	Heat Flow (kJ/h)	-5.819e+008	-5.523e+007	-3.051e+006	-5.501e+007	-2.433e+006
59	Name	Gás Resfriado 2	Water2in	Water2out	Gás para 3ª comp	Fundo 3
60	Vapour Fraction	0.9886	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
61	Temperature (C)	40.00 *	35.00 *	50.00 *	40.00	40.00
62	Pressure (kPa)	2699 *	101.3 *	101.3 *	2699	2699
63	Molar Flow (kgmole/h)	29.76	94.79	94.79	29.42	0.3380
64	Mass Flow (kg/h)	643.3	1708	1708	624.4	18.91
65	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.804	1.711	1.711	1.775	2.921e-002
66	Heat Flow (kJ/h)	-2.543e+006	-2.698e+007	-2.687e+007	-2.473e+006	-7.024e+004
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 1 of 7	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:150 BAR.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Mon Oct 03 00:12:42 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Material Streams (continued)					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Gás do 3º estágio	Gás Resfriado 3	Water3in	Water3out	Gás para desidrat
12	Vapour Fraction	1.0000	0.9919	0.0000	0.0000	1.0000
13	Temperature (C)	112.7	40.00 *	35.00 *	50.00 *	40.00
14	Pressure (kPa)	6344 *	6344 *	101.3 *	101.3 *	1.510e+004
15	Molar Flow (kgmole/h)	29.42	29.42	104.1	104.1	29.16
16	Mass Flow (kg/h)	624.4	624.4	1875	1875	612.6
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.775	1.775	1.878	1.878	1.755
18	Heat Flow (kJ/h)	-2.387e+006	-2.508e+006	-2.962e+007	-2.950e+007	-2.525e+006
19	Name	Fundo 4	Destilado vapor	TEG regenerado	purga	corrente TEG diluí
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
21	Temperature (C)	40.00	154.7	287.2	25.00	25.00
22	Pressure (kPa)	6344	100.0	100.0	100.0	100.0
23	Molar Flow (kgmole/h)	0.2388	0.6616	20.70	0.0000	0.6302
24	Mass Flow (kg/h)	11.48	13.76	3108	0.0000	12.76
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.979e-002	1.463e-002	2.755	0.0000	1.260e-002
26	Heat Flow (kJ/h)	-4.072e+004	-1.592e+005	-1.428e+007	0.0000	-1.854e+005
27	Name	Water5in	Water5out	Gás Desidratado F	Gás para dutos	Líquido Residual
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
29	Temperature (C)	35.00 *	45.00 *	40.00 *	40.00	40.00
30	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	2.010e+004 *	2.010e+004	2.010e+004
31	Molar Flow (kgmole/h)	18.92	18.92	28.00	28.00	0.0000
32	Mass Flow (kg/h)	340.8	340.8	585.7	585.7	0.0000
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.3415	0.3415	1.685	1.685	0.0000
34	Heat Flow (kJ/h)	-5.384e+006	-5.370e+006	-2.410e+006	-2.410e+006	0.0000
35	Name	TEG resfriado	Water6in	Water6out	Solução pressuriza	Gás para 4º comp
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
37	Temperature (C)	36.00 *	30.00 *	50.00 *	29.72	40.00
38	Pressure (kPa)	100.0 *	101.3 *	101.3 *	1.510e+004 *	6344
39	Molar Flow (kgmole/h)	20.70	1415	1415	20.70	29.18
40	Mass Flow (kg/h)	3108	2.549e+004	2.549e+004	3108	612.9
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.755	25.54	25.54	2.755	1.755
42	Heat Flow (kJ/h)	-1.648e+007	-4.032e+008	-4.010e+008	-1.642e+007	-2.467e+006
43	Name	Gás do 4º estágio	Gás Resfriado 4	Water4in	Water4out	Fundo 5
44	Vapour Fraction	1.0000	0.9994	0.0000	0.0000	0.0000
45	Temperature (C)	114.4	40.00 *	35.00 *	50.00 *	40.00
46	Pressure (kPa)	1.510e+004 *	1.510e+004 *	101.3 *	101.3 *	1.510e+004
47	Molar Flow (kgmole/h)	29.18	29.18	122.4	122.4	1.731e-002
48	Mass Flow (kg/h)	612.9	612.9	2204	2204	0.3120
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.755	1.755	2.209	2.209	3.127e-004
50	Heat Flow (kJ/h)	-2.387e+006	-2.530e+006	-3.483e+007	-3.468e+007	-4917
51	Name	vent	para armazename	Topo 7	Fundo 7	
52	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	
53	Temperature (C)	25.00	25.00 *	28.68	28.68	
54	Pressure (kPa)	100.0	100.0	1.510e+004	1.510e+004	
55	Molar Flow (kgmole/h)	3.133e-002	0.6302	28.00	0.0000	
56	Mass Flow (kg/h)	1.003	12.76	585.7	0.0000	
57	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.030e-003	1.260e-002	1.685	0.0000	
58	Heat Flow (kJ/h)	-5433	-1.854e+005	-2.415e+006	0.0000	
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 2 of 7	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\150 BAR.HSC		
2				Unit Set: SI		
3				Date/Time: Sun Sep 25 23:06:27 2005		
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions					
7	Name	Mistura Trifásica	Corrente aquosa	Corrente Oleosa	Corrente Gasosa	óleo aquecido
8	9	10	11	12	13	14
15	16	17	18	19	20	21
22	23	24	25	26	27	28
29	30	31	32	33	34	35
36	37	38	39	40	41	42
43	44	45	46	47	48	49
50	51	52	53	54	55	56
57	58	59	60	61	62	63
64	65	66	67	68	69	70
71	72	73	74	75	76	77
78	79	80	81	82	83	84
85	86	87	88	89	90	91
92	93	94	95	96	97	98
99	100	101	102	103	104	105
106	107	108	109	110	111	112
113	114	115	116	117	118	119
120	121	122	123	124	125	126
127	128	129	130	131	132	133
134	135	136	137	138	139	140
141	142	143	144	145	146	147
148	149	150	151	152	153	154
155	156	157	158	159	160	161
162	163	164	165	166	167	168
169	170	171	172	173	174	175
176	177	178	179	180	181	182
183	184	185	186	187	188	189
190	191	192	193	194	195	196
197	198	199	200	201	202	203
204	205	206	207	208	209	210
211	212	213	214	215	216	217
218	219	220	221	222	223	224
225	226	227	228	229	230	231
232	233	234	235	236	237	238
239	240	241	242	243	244	245
246	247	248	249	250	251	252
253	254	255	256	257	258	259
260	261	262	263	264	265	266
267	268	269	270	271	272	273
274	275	276	277	278	279	280
281	282	283	284	285	286	287
288	289	290	291	292	293	294
295	296	297	298	299	300	301
302	303	304	305	306	307	308
309	310	311	312	313	314	315
316	317	318	319	320	321	322
323	324	325	326	327	328	329
330	331	332	333	334	335	336
337	338	339	340	341	342	343
344	345	346	347	348	349	350
351	352	353	354	355	356	357
358	359	360	361	362	363	364
365	366	367	368	369	370	371
372	373	374	375	376	377	378
379	380	381	382	383	384	385
386	387	388	389	390	391	392
393	394	395	396	397	398	399
400	401	402	403	404	405	406
407	408	409	410	411	412	413
414	415	416	417	418	419	420
421	422	423	424	425	426	427
428	429	430	431	432	433	434
435	436	437	438	439	440	441
442	443	444	445	446	447	448
449	450	451	452	453	454	455
456	457	458	459	460	461	462
463	464	465	466	467	468	469
470	471	472	473	474	475	476
477	478	479	480	481	482	483
484	485	486	487	488	489	490
491	492	493	494	495	496	497
498	499	500	501	502	503	504
505	506	507	508	509	510	511
512	513	514	515	516	517	518
519	520	521	522	523	524	525
526	527	528	529	530	531	532
533	534	535	536	537	538	539
540	541	542	543	544	545	546
547	548	549	550	551	552	553
554	555	556	557	558	559	560
561	562	563	564	565	566	567
568	569	570	571	572	573	574
575	576	577	578	579	580	581
582	583	584	585	586	587	588
589	590	591	592	593	594	595
596	597	598	599	600	601	602
603	604	605	606	607	608	609
610	611	612	613	614	615	616
617	618	619	620	621	622	623
624	625	626	627	628	629	630
631	632	633	634	635	636	637
638	639	640	641	642	643	644
645	646	647	648	649	650	651
652	653	654	655	656	657	658
659	660	661	662	663	664	665
666	667	668	669	670	671	672
673	674	675	676	677	678	679
680	681	682	683	684	685	686
687	688	689	690	691	692	693
694	695	696	697	698	699	700
701	702	703	704	705	706	707
708	709	710	711	712	713	714
715	716	717	718	719	720	721
722	723	724	725	726	727	728
729	730	731	732	733	734	735
736	737	738	739	740	741	742
743	744	745	746	747	748	749
750	751	752	753	754	755	756
757	758	759	760	761	762	763
764	765	766	767	768	769	770
771	772	773	774	775	776	777
778	779	780	781	782	783	784
785	786	787	788	789	790	791
792	793	794	795	796	797	798
799	800	801	802	803	804	805
806	807	808	809	810	811	812
813	814	815	816	817	818	819
820	821	822	823	824	825	826
827	828	829	830	831	832	833
834	835	836	837	838	839	840
841	842	843	844	845	846	847
848	849	850	851	852	853	854
855	856	857	858	859	860	861
862	863	864	865	866	867	868
869	870	871	872	873	874	875
876	877	878	879	880	881	882
883	884	885	886	887	888	889
890	891	892	893	894	895	896
897	898	899	900	901	902	903
904	905	906	907	908	909	910
911	912	913	914	915	916	917
918	919	920	921	922	923	924
925	926	927	928	929	930	931
932	933	934	935	936	937	938
939	940	941	942	943	944	945
946	947	948	949	950	951	952
953	954	955	956	957	958	959
960	961	962	963	964	965	966
967	968	969	970	971	972	973
974	975	976	977	978	979	980
981	982	983	984	985	986	987
988	989	990	991	992	993	994
995	996	997	998	999	1000	1001
1002	1003	1004	1005	1006	1007	1008
1009	1010	1011	1012	1013	1014	1015
1016	1017	1018	1019	1020	1021	1022
1023	1024	1025	1026	1027	1028	1029
1030	1031	1032	1033	1034	1035	1036
1037	1038	1039	1040	1041	1042	1043
1044	1045	1046	1047	1048	1049	1050
1051	1052	1053	1054	1055	1056	1057
1058	1059	1060	1061	1062	1063	1064
1065	1066	1067	1068	1069	1070	1071
1072	1073	1074	1075	1076	1077	1078
1079	1080	1081	1082	1083	1084	1085
1086	1087	1088	1089	1090	1091	1092
1093	1094	1095	1096	1097	1098	1099
1100	1101	1102	1103	1104	1105	1106
1107	1108	1109	1110	1111	1112	1113
1114	1115	1116	1117	1118	1119	1120
1121	1122	1123	1124	1125	1126	1127
1128	1129	1130	1131	1132	1133	1134
1135	1136	1137	1138	1139	1140	1141
1142	1143	1144	1145	1146	1147	1148
1149	1150	1151	1152	1153	1154	1155
1156	1157	1158	1159	1160	1161	1162
1163	1164	1165	1166	1167	1168	1169
1170	1171	1172	1173	1174	1175	1176
1177	1178	1179	1180	1181	1182	1183
1184	1185	1186	1187	1188	1189	1190
1191	1192	1193	1194	1195	1196	1197

1	 HYPROTECH <small>LIFECYCLE INNOVATION</small>	TEAM LND	Case Name: C:150 BAR.HSC
2		Calgary, Alberta	Unit Set: SI
3		CANADA	Date/Time: Sun Sep 25 23:06:27 2005
4			
5			


Workbook: Case (Main) (continued)

Compositions (continued)

11	Name	TEG despressuriz	Gás residual	TEG para regener	Make-up	Carga Despressur
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0354	0.6907	0.0005	0.0000 *	0.1377
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0064	0.1228	0.0002	0.0000 *	0.0189
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0037	0.0677	0.0002	0.0000 *	0.0151
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0002	0.0042	0.0000	0.0000 *	0.0047
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0002	0.0034	0.0000	0.0000 *	0.0047
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0002	0.0033	0.0000	0.0000 *	0.0170
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0001	0.0026	0.0000	0.0000 *	0.0170
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0009	0.0000	0.0000 *	0.0396
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000 *	0.0453
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0755
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0755
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0755
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1132
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1132
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1887
27	Comp Mole Frac (H2O)	0.0286	0.0206	0.0290	0.9820 *	0.0566
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0046	0.0827	0.0004	0.0000 *	0.0019
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9206	0.0009	0.9695	0.0180 *	0.0000

30	Name	Solução TEG	Corrente para reci	Gás para 2ª comp	Fundo2	Vap1in
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.8033	0.0097	0.0000 *
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	0.0859	0.0049	0.0000 *
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	0.0446	0.0081	0.0000 *
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0085	0.0036	0.0000 *
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0069	0.0040	0.0000 *
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0125	0.0167	0.0000 *
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0101	0.0174	0.0000 *
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0081	0.0404	0.0000 *
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0026	0.0362	0.0000 *
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0010	0.0365	0.0000 *
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0002	0.0183	0.0000 *
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0084	0.0000 *
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0054	0.0000 *
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0025	0.0000 *
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0016	0.0000 *
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0290 *	0.0290	0.0065	0.7862	1.0000 *
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0099	0.0003	0.0000 *
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9710 *	0.9710	0.0000	0.0000	0.0000 *


49	Name	Vap1out	Water1in	Gás Resfriado 1	Water1out	Gás do 2º estágio
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000 *	0.7538	0.0000	0.8033
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000 *	0.0808	0.0000	0.0859
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000 *	0.0423	0.0000	0.0446
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000 *	0.0082	0.0000	0.0085
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000 *	0.0067	0.0000	0.0069
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000 *	0.0128	0.0000	0.0125
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000 *	0.0106	0.0000	0.0101
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000 *	0.0101	0.0000	0.0081
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000 *	0.0047	0.0000	0.0026
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000 *	0.0032	0.0000	0.0010
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000 *	0.0013	0.0000	0.0002
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0006	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000 *	0.0003	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000 *	0.0002	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000 *	0.0001	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	1.0000 *	0.0550	1.0000	0.0065
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000 *	0.0093	0.0000	0.0099
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:150 BAR.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sun Sep 25 23:06:27 2005
4		
5		

Workbook: Case (Main) (continued)

Compositions (continued)

11	Name	Gás Resfriado 2	Water2in	Water2out	Gás para 3ª comp	Fundo 3
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.8033	0.0000 *	0.0000	0.8116	0.0743
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0859	0.0000 *	0.0000	0.0865	0.0336
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0446	0.0000 *	0.0000	0.0445	0.0507
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0085	0.0000 *	0.0000	0.0083	0.0206
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0069	0.0000 *	0.0000	0.0067	0.0222
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0125	0.0000 *	0.0000	0.0117	0.0839
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0101	0.0000 *	0.0000	0.0093	0.0844
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0081	0.0000 *	0.0000	0.0064	0.1551
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0026	0.0000 *	0.0000	0.0016	0.0955
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0010	0.0000 *	0.0000	0.0003	0.0540
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0002	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0130
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0026
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0007
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0001
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
27	Comp Mole Frac (H2O)	0.0065	1.0000 *	1.0000	0.0030	0.3074
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0099	0.0000 *	0.0000	0.0100	0.0019
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
30	Name	Gás do 3º estágio	Gás Resfriado 3	Water3in	Water3out	Gás para desidrat
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.8116	0.8116	0.0000 *	0.0000	0.8171
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0865	0.0865	0.0000 *	0.0000	0.0866
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0445	0.0445	0.0000 *	0.0000	0.0442
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0083	0.0083	0.0000 *	0.0000	0.0082
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0067	0.0067	0.0000 *	0.0000	0.0065
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0117	0.0117	0.0000 *	0.0000	0.0111
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0093	0.0093	0.0000 *	0.0000	0.0086
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0064	0.0064	0.0000 *	0.0000	0.0055
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0016	0.0016	0.0000 *	0.0000	0.0011
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0003	0.0003	0.0000 *	0.0000	0.0002
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0030	0.0030	1.0000 *	1.0000	0.0009
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0100	0.0100	0.0000 *	0.0000	0.0100
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
49	Name	Fundo 4	Destilado vapor	TEG regenerado	purga	corrente TEG diluí
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.2072	0.0161	0.0000	0.3392	0.0000
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0713	0.0079	0.0000	0.1676	0.0000
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0864	0.0080	0.0000	0.1680	0.0000
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0295	0.0003	0.0000	0.0070	0.0000
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0301	0.0003	0.0000	0.0064	0.0000
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0938	0.0003	0.0000	0.0065	0.0000
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0892	0.0003	0.0000	0.0054	0.0000
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.1231	0.0001	0.0000	0.0021	0.0000
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0534	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0191	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0026	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	0.1892	0.9379	0.0000	0.0313	0.9830
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0046	0.0128	0.0000	0.2661	0.0002
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0160	1.0000	0.0000	0.0168

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:150 BAR.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Sun Sep 25 23:06:27 2005			
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Water5in	Water5out	Gás Desidratado	Gás para dutos	Líquido Residual
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.8227	0.8227	0.0002
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	0.0851	0.0851	0.0000
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	0.0431	0.0431	0.0000
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0083	0.0083	0.0000
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0067	0.0067	0.0000
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0114	0.0114	0.0000
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0089	0.0089	0.0000
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0057	0.0057	0.0000
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0012	0.0012	0.0000
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0002	0.0002	0.0000
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	0.0000	0.0000	0.9821
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0068	0.0068	0.0171
29	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0007
30	Name	TEG resfriado	Water6in	Water6out	Solução pressurizada	Gás para 4ª comp
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.8166
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0866
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0442
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0082
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0065
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0110
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0086
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0055
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0011
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0002
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
43	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
44	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
45	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
46	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	1.0000 *	1.0000	0.0000	0.0015
47	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0100
48	Comp Mole Frac (TEGlycol)	1.0000	0.0000 *	0.0000	1.0000	0.0000
49	Name	Gás do 4º estágio	Gás Resfriado 4	Water4in	Water4out	Fundo 5
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.8166	0.8166	0.0000 *	0.0000	0.0000
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0866	0.0866	0.0000 *	0.0000	0.0000
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0442	0.0442	0.0000 *	0.0000	0.0000
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0082	0.0082	0.0000 *	0.0000	0.0000
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0065	0.0065	0.0000 *	0.0000	0.0000
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0110	0.0110	0.0000 *	0.0000	0.0000
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0086	0.0086	0.0000 *	0.0000	0.0000
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0055	0.0055	0.0000 *	0.0000	0.0000
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0011	0.0011	0.0000 *	0.0000	0.0000
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002	0.0002	0.0000 *	0.0000	0.0000
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
62	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
63	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
64	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
65	Comp Mole Frac (H2O)	0.0015	0.0015	1.0000 *	1.0000	0.9997
66	Comp Mole Frac (CO2)	0.0100	0.0100	0.0000 *	0.0000	0.0003
67	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
68						
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 6 of 7	
	Licensed to: TEAM LND				* Specified by user.	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\150 BAR.hsc		
2			Unit Set: SI		
3			Date/Time: Mon Oct 03 00:12:42 2005		
4					
5	Workbook: Case (Main) (continued)				
6	Compositions (continued)				
7	Name	vent	para armazename	Topo 7	Fundo 7
8	Comp Mole Frac (Methane)	0.3392	0.0000	0.8227	0.0000
9	Comp Mole Frac (Ethane)	0.1676	0.0000	0.0851	0.0000
10	Comp Mole Frac (Propane)	0.1680	0.0000	0.0431	0.0000
11	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0070	0.0000	0.0083	0.0000
12	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0064	0.0000	0.0067	0.0000
13	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0065	0.0000	0.0114	0.0000
14	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0054	0.0000	0.0089	0.0000
15	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0021	0.0000	0.0057	0.0000
16	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0003	0.0000	0.0012	0.0000
17	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000
18	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	Comp Mole Frac (H2O)	0.0313	0.9830	0.0000	0.9903
24	Comp Mole Frac (CO2)	0.2661	0.0002	0.0068	0.0092
25	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0168	0.0000	0.0005
26	Energy Streams				
27	Name	Q-101	Q-108	Q-105	Q-100
28	Heat Flow (kJ/h)	9.654e+004	1.937e+004	3.600e+005 *	1.440e+006 *
29	Name	Q-103	Q-106	Q-107	Q-109
30	Heat Flow (kJ/h)	8.652e+004	1.804e+006	-3.169e+004	5.598e+004
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.1 (Build 4815)			Page 7 of 7