

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO:
DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS**

AUTORA: LUCIANA BISPO PIMENTA

**SIMULAÇÃO DINÂMICA DE PLANTA DE CONDICIONAMENTO
DE GÁS NATURAL EM PLATAFORMA *OFFSHORE***

Campinas, SP
Novembro de 2011

LUCIANA BISPO PIMENTA

**SIMULAÇÃO DINÂMICA DE PLANTA DE CONDICIONAMENTO
DE GÁS NATURAL EM PLATAFORMA *OFFSHORE***

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientadora: Prof^a Dra. Maria Regina Wolf Maciel

Campinas, SP
Novembro de 2011

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

P649s Pimenta, Luciana Bispo
Simulação dinâmica de planta de condicionamento de gás natural em plataforma offshore / Luciana Bispo Pimenta. --Campinas, SP: [s.n.], 2011.

Orientador: Maria Regina Wolf Maciel.
Dissertação de Mestrado - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Simulação de processos. 2. Gás natural. 3. Turbo - Compressores. 4. Controle de produção. I. Maciel, Maria Regina Wolf. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Título em Inglês: Dynamic simulation of natural gas conditioning plant in offshore platform

Palavras-chave em Inglês: Process simulation, Natural gas, Turbochargers, Control of production

Área de concentração: Desenvolvimento de Processos Químicos

Titulação: Mestre em Engenharia Química

Banca examinadora: Elenise Bannwart de Moraes Torres, Oscar Felipe Von Meien

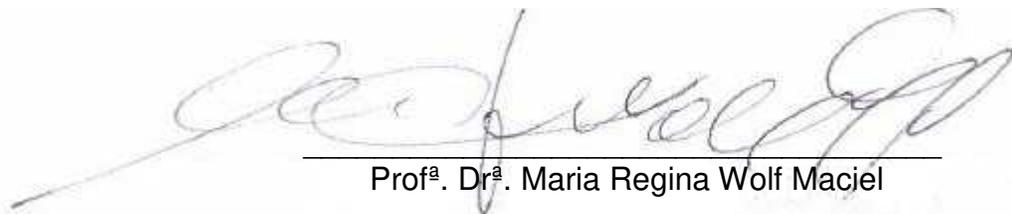
Data da defesa: 28-11-2011

Luciana Bispo Pimenta

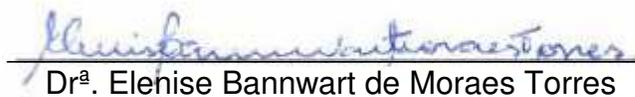
**Simulação Dinâmica De Planta De Condicionamento De Gás
Natural Em Plataforma *Offshore***

Dissertação apresentada à Faculdade de
Engenharia Química como parte dos
requisitos exigidos para a obtenção do título
de Mestre em Engenharia Química.

Aprovado em 28/11/2011



Prof.ª Dr.ª Maria Regina Wolf Maciel



Dr.ª Elenise Bannwart de Moraes Torres

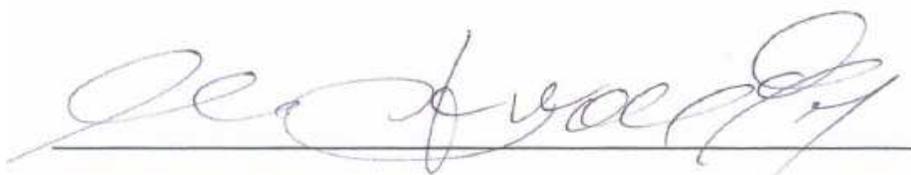


Dr. Oscar Felipe Von Meien

Campinas, SP

Novembro de 2011

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE À VERSÃO FINAL DA DISSERTAÇÃO
DEFENDIDA PELA ALUNA LUCIANA BISPO PIMENTA, ORIENTADA PELA
PROF.^a MARIA REGINA WOLF MACIEL.

A handwritten signature in black ink, written over a horizontal line. The signature is cursive and appears to read 'Prof.ª Maria Regina Wolf Maciel'.

Prof.^a Maria Regina Wolf Maciel

Campinas, SP
Novembro de 2011

Agradecimentos

Em primeiro lugar, gostaria de agradecer e dedicar este trabalho à minha amiga Rose que me deu muita força pra agüentar os altos níveis de altitude requeridos neste mestrado. Amiga, obrigada mesmo, sem você tudo teria sido muito mais difícil!

Gostaria, também, de agradecer à Petrobras pela oportunidade de realizar este mestrado, mas principalmente ao Oscar por abrir minha cabeça para o fantástico mundo dinâmico. Ainda na Petrobras, agradecimentos ao Nery, Cesar e Dadalto pela oportunidade, confiança e compreensão, à Keith, Camila, Marcello e Hasan por emprestarem seus ouvidos para os meus desabafos nas horas de cansaço.

Agradeço à Maria Regina por me fazer manter o foco no trabalho sempre e às amigas de Campinas, Andrea e Priscilla, pela companhia.

Finalmente, agradeço ao meu maridão que teve a santa paciência comigo todo este tempo e que me mostra todo dia que sorrir faz o dia da gente ficar bem melhor.

Resumo

O comportamento dinâmico em unidades de produção de óleo é muito importante para a operação e projeto de equipamentos. O desenvolvimento da tecnologia no processamento primário de petróleo é caracterizado pela otimização de peso e espaço nas unidades de produção. Estas restrições têm sido diretrizes para pesquisas em desenvolvimento de equipamentos mais eficientes e compactos, como hidrociclones. Porém, esta capacidade de compactar equipamentos resultou em redução na flexibilidade em operar com oscilações de carga (golfadas). Ao longo dos últimos anos, a maturação de campos produtores e o aumento na produção de água e no uso de gás lift associados à produção de óleo em lâminas d'água cada vez mais profundas têm aumentado a frequência de golfadas. A simulação dinâmica pode ser utilizada para desenvolver estratégias para controlar situações transientes em plataformas *offshore*. Este trabalho utilizou a simulação dinâmica de uma planta de condicionamento de gás natural em plataforma *offshore* feita no simulador de processos HYSYS 7.2, como ferramenta para analisar a planta e propor melhores condições de operação.

Neste trabalho duas situações serão analisadas. Na primeira, apenas o gás associado passa pelo sistema de compressão e o gás não associado é encaminhado diretamente para desidratação com TEG (situação 1). Na segunda, haverá uma quebra de pressão do gás proveniente dos poços de gás e este deverá ser encaminhado para o sistema de compressão juntamente com o gás proveniente dos poços de óleo (situação 2).

Em um primeiro momento, a planta foi analisada em modelo de estado estacionário e foi avaliado o efeito da quebra de pressão na temperatura da tubulação à jusante das válvulas responsáveis pela quebra (situação 2). Em um segundo momento, a planta foi avaliada no estado dinâmico, onde foi possível analisar o efeito que as oscilações de carga têm no sistema de compressão da planta, bem como nas trocas térmicas. Este segundo estudo foi avaliado para as situações 1 e 2.

Para o estudo em estado estacionário, foi possível observar que a especificação de temperatura mínima de projeto para a tubulação à jusante das válvulas que efetuam a quebra de pressão não é alcançada, porém, existe uma faixa de ΔP ideal para cada válvula a fim de evitar a formação de gelo na parte externa da tubulação.

Para o estudo dinâmico foi possível avaliar os efeitos que as oscilações de carga trazem para o sistema de compressão e em que situação (1 ou 2) a planta opera com maior estabilidade. Verificou-se que o trocador da saída do sistema de compressão opera com certa instabilidade na situação 1 devido à baixa vazão de gás a ser resfriado e na situação 2 esta instabilidade é reduzida.

As conclusões deste estudo mostram a importância da simulação dinâmica como ferramenta de decisão para o engenheiro de processamento de gás na operação da planta.

Abstract

Dynamic behavior in oil production units is vital for equipments project and operation. Technology development in offshore primary processing has traditionally been characterized by optimizing weight and space in their production units. Such restrictions have been the guidelines for researches in developing more efficient and compact equipments, such as hydro cyclones. However, this compactness has resulted, invariably, in reduced capacity to deal with load oscillations, typical in offshore units. Along the last years the maturation of production fields, and the increase of water production and gas lift use, associated to the oil production in larger and larger water depths have been increasing slugs intensity. Dynamic simulation can be used to develop better strategies to control transient situations in offshore units. This study use a dynamic simulation of a natural gas offshore conditioning plant as a tool to analyze the plant and to propose better operational conditions. The process simulator to do dynamic simulation was HYSYS 7.2.

In this work two situations were analyzed. In the first one, only the gas from oil wells pass through the gas compression system and the gas from gas wells are forwarded directly to dehydration with TEG (situation 1). In the second situation, there will be a pressure drop of the gas from gas wells and this gas should be forwarded to the compression system along with gas from oil wells (situation 2).

At first, the plant was analyzed in steady state model and the effect of pressure drop in pipe temperature downstream of the valves responsible for pressure drop was evaluated (situation 2). In a second stage the plant was evaluated in a dynamic state where it was possible to analyze the effect of load oscillations in the compression system, as well as in the heat exchange. This second study was evaluated for situations 1 and 2.

For the static study, the specification of minimum project temperature for the pipeline downstream of the valves that perform the pressure drop is not achieved but there is an

ideal range pressure drop for each valve to prevent ice formation outside the pipe. In the dynamic study was evaluated the effects of load oscillations in compression system and in what situation (1 or 2) the plant operates with greater stability. It was found that the heat exchange of the output of the compression system operates with instability in the situation 1 due to the low flow of gas to be cooled, and in the situation 2 this instability is reduced.

The conclusions of this study show the importance of dynamic simulation as a decision tool for the engineer in the gas processing plant operation.

3.1.1 - Definição das bases de simulação e caracterização da alimentação do sistema.....	50
3.1.2-Definição das operações envolvidas no processo e das condições operacionais de cada equipamento.....	53
3.1.3-Validação do modelo estático e definição dos estudos da simulação estática.	63
3.2 -Estudo de caso 2 - Simulação de planta de condicionamento de gás natural em modo dinâmico	64
3.2.1 – Dimensionamento dos equipamentos	65
3.2.2 – Sintonia dos controladores	68
3.2.3-Controle Anti-Surge (Compressores Centrífugos)	71
4- Resultados e discussões	77
4.1 – Simulação do processo em estado estacionário	78
4.1.1-Resultados.....	79
4.1.2 – Conclusões.....	81
4.2 – Simulação dinâmica do processo.....	81
4.2.1 – Resultados	83
4.2.2 – Conclusões.....	98
5 – Conclusões e sugestões para trabalhos futuros	100
6 – Referências bibliográficas.....	104

1-Introdução

Desde a concepção do projeto de uma plataforma *offshore* até a entrega do petróleo e/ou gás na refinaria, várias etapas devem ser seguidas. Isto leva tempo e altos custos de investimento e operação. Uma vez colocada em operação, espera-se que uma plataforma só pare de produzir nos dias pré-determinados, como parada programada, porém, problemas operacionais acontecem ocasionando paradas que oneram o sistema produtor de petróleo.

Problemas com a manutenção de equipamentos, instabilidade operacional, golfadas ou outros problemas que afetam a segurança da instalação podem levar à parada não desejada de produção em uma plataforma. Do ponto de vista de equipamentos, observa-se que as plataformas que exportam gás comprimido por gasoduto possuem um sistema crítico: o sistema de compressão. Geralmente, as plataformas possuem mais de um trem de compressão, porém, se por algum motivo todos os trens estiverem inoperantes a parada de produção é inevitável, isto porque, as exigências ambientais em relação à queima de gás estão cada vez mais restritivas, e muitas vezes, não permitem a queima de grandes quantidades de gás no *flare* (tocha).

Outro problema ocasionado pelo não funcionamento do sistema de compressão de uma plataforma é a falta de gás *lift*. Parte do gás comprimido é utilizada em muitas plataformas como gás *lift* para elevação artificial dos poços de petróleo. Muitos poços de petróleo não são surgentes, e a ausência deste gás ocasiona o fechamento destes poços.

Neste estudo dinâmico, foi possível avaliar o sistema mais crítico da plataforma, o sistema de compressão. A análise da ferramenta dinâmica conseguiu estabelecer as situações mais estáveis para a operação dos compressores bem como avaliou o comportamento destas máquinas na presença de oscilações de carga.

Em toda planta de produção de petróleo, a dinâmica da operação está presente, principalmente ocasionada pelas intermitentes oscilações de vazão e pressão na chegada dos fluidos produzidos na plataforma. Apesar disso, a utilização de ferramentas dinâmicas desde o projeto até a operação de plantas ainda é muito restrita. Geralmente, em plataformas antigas a simulação dinâmica é utilizada apenas para verificação das condições operacionais de sistemas isolados que apresentaram problemas. Neste trabalho, buscou-se uma maior integração dos equipamentos que compõem o sistema de condicionamento de gás natural a fim de avaliar o comportamento da planta como um todo e mostrar a importância da simulação dinâmica na operação de uma planta de processamento de gás.

A fim de introduzir o processamento de óleo e gás em uma plataforma *offshore*, os próximos itens visam explicar de forma simplificada e contextualizar o leitor sobre cada etapa de tratamento dos fluidos produzidos utilizados neste estudo.

1.1 – Processamento primário de petróleo

Ao longo da vida produtiva de um campo de petróleo ocorre, geralmente, a produção simultânea de gás, óleo e água, juntamente com impurezas.

Somente a produção de hidrocarbonetos (óleo e gás) é interessante economicamente e por isso é necessário dotar os campos de facilidades de produção, que são instalações destinadas a efetuar, sob condições controladas, o processamento primário dos fluidos, ou seja:

- A separação do óleo, do gás e da água com impurezas em suspensão;
- O tratamento ou condicionamento dos hidrocarbonetos para que possam ser transferidos para refinarias;
- O tratamento da água produzida para reinjeção e/ou descarte.

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 a compressão do gás, tratamento e estabilização do óleo e tratamento da água para reinjeção e/ou descarte (THOMAS, 2001).

Os fluidos do reservatório chegam na plataforma por meio dos *risers* de produção. Os poços produtores podem estar ligados diretamente na plataforma, sendo neste caso denominados poços satélites, ou podem ser conectados através de *manifolds*, equipamentos responsáveis por centralizar vários poços e encaminhá-los em uma única linha para a plataforma. Cada poço possui no solo marinho um conjunto de válvulas que regula a produção dos fluidos do reservatório, este equipamento é denominado árvore de natal (ANM).

Em alguns poços são adicionados *manifolds* de elevação artificial com o objetivo de otimizar a produção, estes *manifolds* são constituídos de bombas de elevação submersas que levam os fluidos produzidos até a plataforma.

Em alguns campos é necessário injetar água do mar a fim de manter a pressão no reservatório e a continuidade da produção. Os poços de injeção são dispostos de maneira que permita a maior drenagem do óleo no reservatório. Na Figura 1.1 é possível analisar o esquema submarino de produção de petróleo.

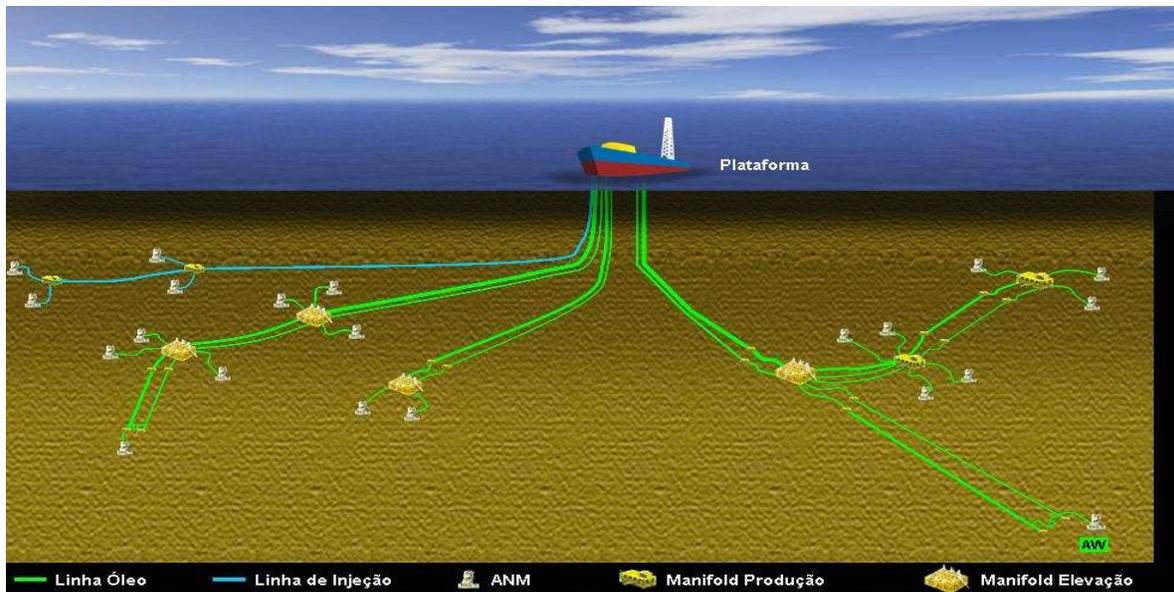


Figura 1.1 – Esquema submarino da disposição dos poços em uma plataforma

A unidade de produção alvo dos estudos deste trabalho é uma plataforma marítima do tipo FPSO (*Floating Production Storage and Offloading*). Esta plataforma possui sistema completo de processamento primário do petróleo, incluindo condicionamento e compressão do gás produzido, além disso, tem a capacidade de estocar petróleo. Na Figura 1.2 é possível observar uma plataforma do tipo FPSO.



Figura 1.2 - Plataforma de produção de óleo e gás do tipo FPSO

No FPSO analisado neste estudo, o óleo é processado em uma única planta de produção composta de: separador trifásico de alta pressão, separador bifásico de baixa pressão e tratador eletrostático. Depois de tratado, o óleo é estocado em tanques de carga até que um navio aliviador realize o *offloading*, operação de descarga do FPSO. Esta operação visa levar o óleo da unidade de produção até terminais de distribuição e/ou refinarias.

Os poços de gás não associado que produzem para este FPSO possuem o seguinte sistema de tratamento: separador bifásico, compressão e absorção em torre de TEG (trietilenoglicol) para remoção de umidade do gás. O gás que sai da unidade de TEG possui três finalidades principais: exportação, gás combustível para turbinas e gás *lift* (método de elevação artificial dos poços de óleo).

A água produzida removida no vaso separador de alta pressão e no tratador eletrostático é encaminhada para o sistema de tratamento de água produzida. Este sistema visa adequar a água produzida para descarte no mar e é composto por: hidrociclones, flutador e trocador de calor (*cooler*).

Além destes sistemas principais, cada plataforma conta ainda com outros sistemas essenciais para o funcionamento como: sistema de diesel, água quente, tratamento de água do mar para reinjeção, água de resfriamento, geração de energia, drenagem aberta e fechada, sistema de gás combustível, dentre outros.

1.1.1-Processamento de petróleo

Plataformas que possuem planta para tratamento e enquadramento do óleo devem especificá-lo quanto ao teor de sal e de BSW (*basic sediment and water*). O BSW é medido a partir de uma amostra líquida da corrente produzida. Esta medida inclui água livre, sedimentos e é medida como uma porcentagem volumétrica da corrente produzida. O óleo, após passar pela planta de tratamento, deve estar com teor de sal inferior a 570mg/l e BSW inferior a 1%.

A adequação do óleo dentro dos limites especificados depende de diversos fatores como:

- Viscosidade da emulsão óleo/água: quanto mais viscosa a emulsão mais difícil é a separação água/óleo. Nestes casos, é necessária a utilização de desemulsificantes, produtos químicos que diminuem a tensão interfacial entre as moléculas e facilitam a quebra de emulsão;
- Facilidades da planta de tratamento: a temperatura na entrada dos vasos separadores é uma variável importante, pois, quanto maior a temperatura menor será a viscosidade do óleo e das emulsões formadas. Para facilitar a

separação, as plantas geralmente possuem aquecedores à montante dos vasos separadores;

- Espuma: as impurezas presentes no líquido são as principais causadoras de espuma. A presença da espuma dificulta o controle de nível dos vasos separadores, causando descontrole operacional, podendo ser arrastada pela corrente de gás ou de óleo degaseificado.

Uma planta típica de processamento de óleo possui separadores em série. Na plataforma analisada o primeiro estágio de separação é um separador gravitacional trifásico de alta pressão (cerca de 10 bar). Este separador tem como objetivo separar a água, o óleo e o gás. O óleo separado do primeiro estágio é enviado para o segundo estágio de separação gravitacional: o separador bifásico de baixa pressão (cerca de 1,5 bar). Este separador separa a fase líquida (óleo e água) da fase gasosa. A fase líquida é enviada para o terceiro estágio de separação, o tratador eletrostático. Neste vaso acontece a separação da água e do óleo por meio de um campo elétrico. Este vaso é o responsável pelo ajuste fino no enquadramento do óleo, pois, com a decantação das gotículas de água, acontece também o enquadramento do teor de sal, visto que, o sal encontra-se quase totalmente dissolvido na água produzida. O óleo enquadrado quanto ao teor de sal e BSW passa pelo sistema de medição e é enviado para tanques de armazenamento até que um navio aliviador realize o *offloading*. A Figura 1.3 mostra o esquemático de uma planta de processamento de óleo.

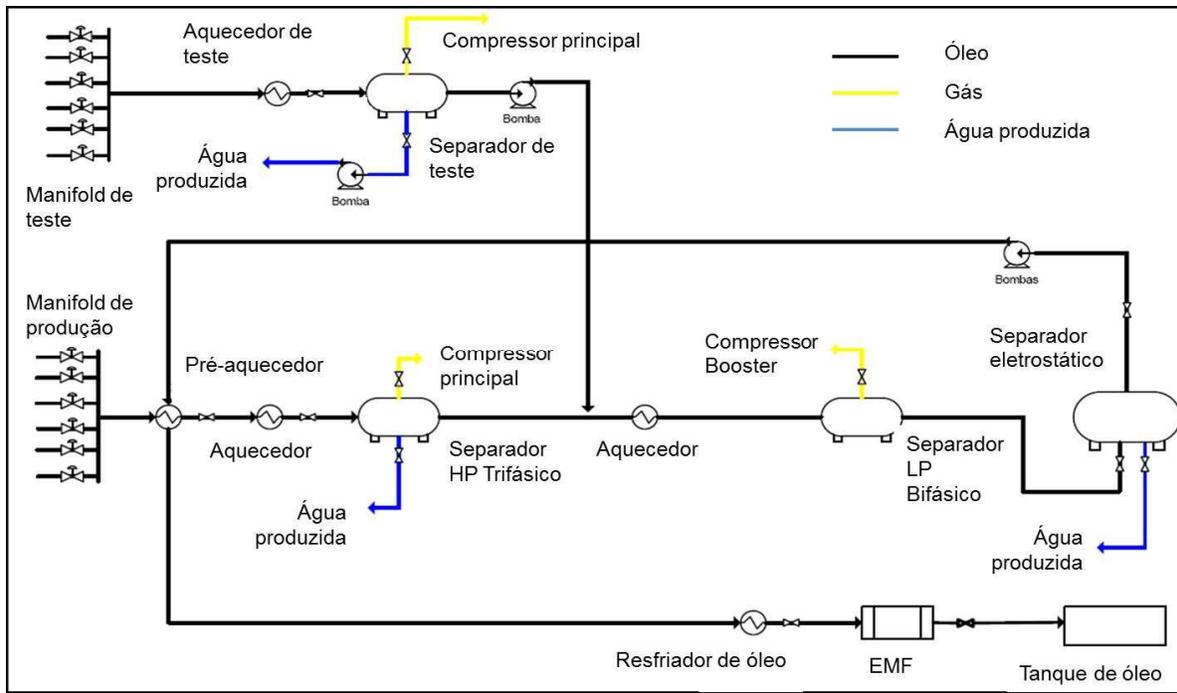


Figura 1.3 – Fluxograma de planta de processamento de óleo

Periodicamente, é necessário testar os poços de óleo individualmente. Este teste tem como objetivo atualizar o potencial de produção do poço e quantidade de BSW produzido. Para isto, a planta de processamento de petróleo consta de um separador gravitacional trifásico de teste. Este separador opera, em geral, nas mesmas condições do primeiro estágio de separação da planta convencional (10 bar). O óleo separado é medido e encaminhado para o segundo estágio de separação. A água separada no primeiro e terceiro estágios é enviada para a planta de tratamento de água da plataforma, juntamente com a água que sai do separador de teste. O gás do primeiro estágio de separação e o proveniente do separador de teste é enviado para a sucção do sistema principal de compressão. O gás proveniente do segundo estágio é enviado para os compressores *booster*. Estes compressores elevam a pressão do gás de 1,5 bar para 10 bar e o envia para a sucção do sistema principal de compressão.

A água separada no primeiro e terceiro estágios é enviada para a planta de tratamento de água da plataforma, juntamente com a água que sai do separador de teste. O gás do primeiro estágio de separação e o proveniente do separador de teste é enviado para a sucção do sistema principal de compressão. O gás proveniente do segundo estágio é enviado para os compressores *booster*. Estes compressores elevam a pressão do gás de 1,5 bar para 10 bar e o envia para a sucção do sistema principal de compressão.

A planta de processamento de petróleo descrita é uma das inúmeras possibilidades de projeto de planta. A retirada ou inclusão de novos equipamentos depende da composição dos fluidos de reservatório de cada campo produtor.

1.1.2 Processamento de água oleosa

Com o amadurecimento dos campos produtores de óleo, há o aumento na produção de água. Esta água, depois de separada do óleo, é enviada para planta de tratamento de água a fim de adequar o TOG (teor de óleos e graxas na água descartada) e a temperatura para descarte no mar. O CONAMA 393/07 estabelece que o máximo valor médio mensal de TOG na água produzida descartada no mar deve ser 29ppm. Porém, plataformas com projetos anteriores a 2007 são regidas pelo CONAMA 393/05 que estabelece TOG máximo diário de 20ppm e temperatura de descarte inferior a 40°C. Este é o caso da plataforma em estudo.

Para adequar a água descartada ao Conama 393/05, a planta de tratamento de água possui equipamentos que promovem a separação entre o óleo residual e a água. Na planta estudada, o primeiro estágio de separação são os hidrociclones. A água que sai dos separadores da planta de tratamento de óleo possui TOG de aproximadamente 1000ppm. Os hidrociclones promovem a separação centrífuga inicial e a água na saída destes equipamentos chega a valores de TOG de 100ppm.

Após sair dos hidrociclones, a água segue para o segundo estágio de separação, o flotor. Este equipamento promove a separação do óleo residual por meio da dispersão de gás no fluido, este gás arrasta o óleo (mais leve) até o topo. O TOG da água, após este equipamento, deve ser menor que 20ppm. Após sair do flotor, a água é resfriada em trocador de calor até 40°C.

Na saída do flotor, um equipamento denominado espectrofotômetro, mede o TOG continuamente (*online*). Se o valor for menor que 20ppm, a água é descartada no mar, caso contrário, a água é direcionada para tanques específicos na plataforma (tanques *slops*) para posteriormente ser reprocessada. A Figura 1.4 mostra o fluxograma de processamento de água oleosa.

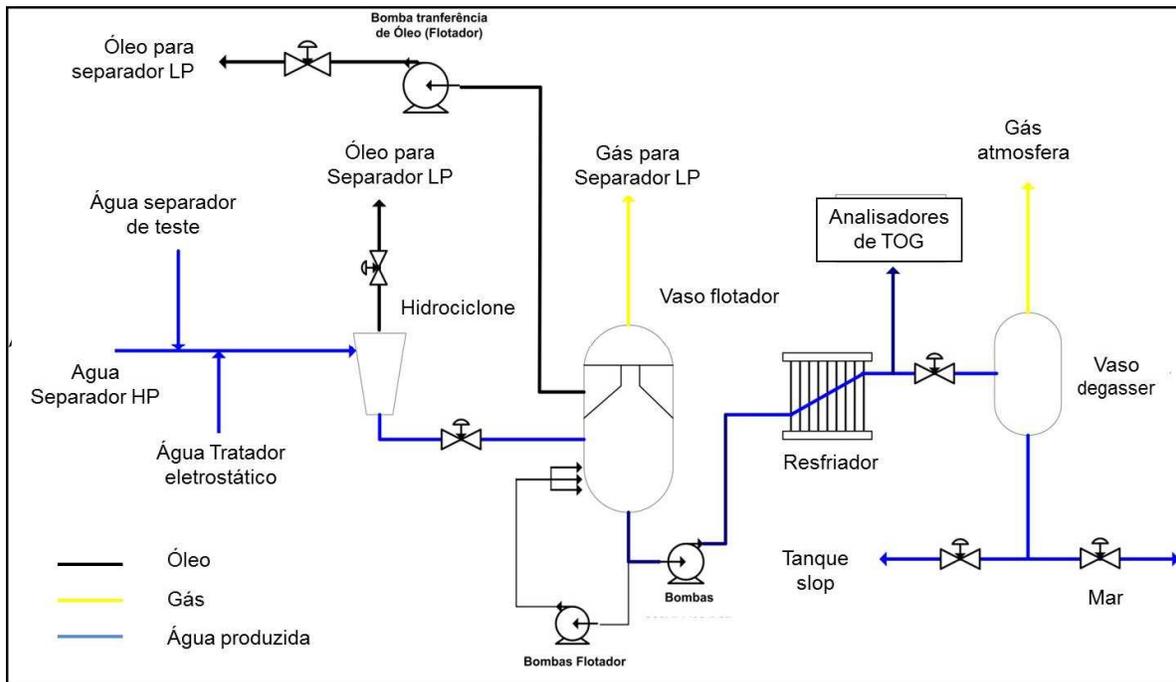


Figura 1.4 – Fluxograma de planta de processamento de água oleosa

1.1.3 Processamento de gás natural

A plataforma analisada possui dois poços de gás não associado e seis poços de óleo com produção de gás associado. O gás não associado é aquele que, no reservatório, está livre ou em presença de quantidades muito pequenas de óleo. O gás associado é aquele que no reservatório está dissolvido no óleo. O gás separado na planta de processamento de óleo é encaminhado para o sistema de compressão e, posteriormente, para a torre de desidratação com TEG, a fim de adequar a umidade do gás para a exportação e gás *lift*.

Os dois poços de gás podem produzir em duas situações. Na primeira, eles não passam pelo sistema de compressão, pois possuem pressão suficiente (cerca de 200 bar) para serem encaminhados diretamente para a desidratação com TEG. Esta é a situação atual de operação. Na segunda, situação a pressão dos poços de gás é quebrada até 10 bar (pressão da sucção do sistema de compressão principal) em duas válvulas do sistema, a válvula *choke* e a FV4, e então, o gás passa pelo sistema de compressão para, posteriormente, ser encaminhado para a desidratação com TEG.

O gás produzido é utilizado na plataforma como gás combustível e como gás *lift*. O gás *lift* é um método de elevação artificial de poços de óleo e tem como objetivo facilitar a chegada do óleo à superfície. Este método é utilizado para reservatórios que não possuem pressão suficiente para efetuar a elevação dos fluidos até a plataforma. O gás produzido e tratado na plataforma é injetado na coluna de produção de óleo a fim de reduzir a densidade do fluido, diminuindo assim a pressão na cabeça do poço e facilitando a elevação do óleo.

O gás excedente é exportado pelo gasoduto até unidade de tratamento de gás natural em terra. O objetivo de processar o gás é, principalmente, evitar o bloqueio de gasodutos e linhas de gás *lift* com hidratos. Hidratos de metano são substâncias sólidas, parecida com o gelo, compostas por água e gás natural (metano). Costumam ocorrer naturalmente em áreas onde o metano e a água podem combinar-se em condições de baixa temperatura e alta pressão. A Figura 1.5 mostra a estrutura do hidrato e a Figura 1.6 exemplifica o potencial que esta estrutura tem de bloquear dutos.

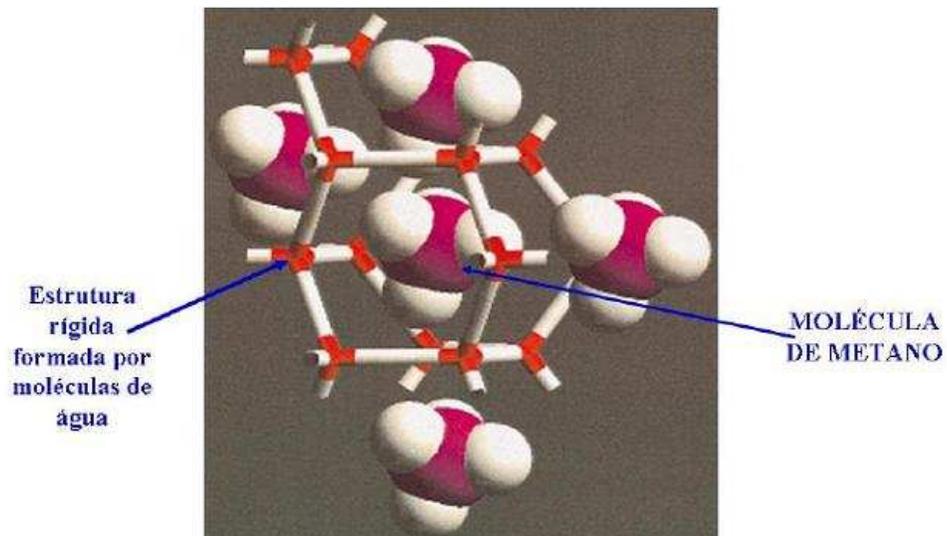


Figura 1.5 – Estrutura do hidrato



Figura 1.6 - Bloqueio por hidrato em linha de exportação de gás

Os gasodutos de exportação passam pelo fundo do mar até chegarem às unidades de tratamento de gás. No fundo do mar, a temperatura mínima é de 4°C e a pressão de exportação pode chegar a 200bar. Esta condição de exportação é

muito propícia à formação de hidratos, caso o gás contenha uma quantidade significativa de água.

O sistema de compressão da plataforma analisada consiste de compressores em três estágios de compressão que elevam a pressão do gás de 10 bar para 200 bar. Após cada estágio de compressão, existe um *cooler* e um vaso *scrubber* (separador bifásico) para resfriar o gás e reter líquidos formados, respectivamente.

Após passar pelo sistema de compressão, o gás é encaminhado para a desidratação com TEG. A torre de absorção com TEG tem como objetivo adequar o ponto de orvalho do gás para -15°C , o que corresponde a aproximadamente (32 Kg de água) / (milhão de m^3 de gás). Este é um valor seguro para evitar formação de hidrato no escoamento. Após passar pela torre de TEG, o gás segue para os consumidores finais: gás combustível, gás *lift* e exportação.

O esquema de processamento de gás natural em plataforma *offshore* está exemplificado na Figura 1.7.

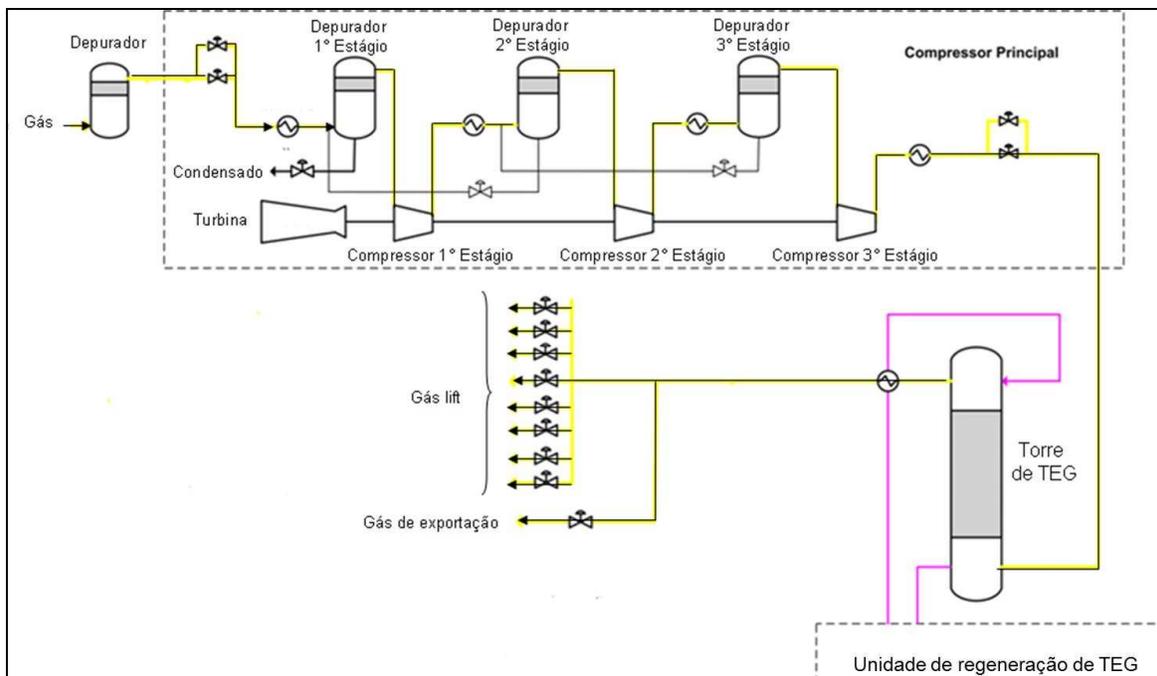


Figura 1.7 – Fluxograma do processo de condicionamento do gás natural

1.2-Objetivos

1.2.1- Objetivos gerais

O projeto de uma plataforma é baseado em informações sobre o campo, muitas vezes, pouco precisas. Atualmente, a construção de uma plataforma é demorada e o projeto é feito antes que informações detalhadas sobre o campo sejam fornecidas.

Devido à mudança na composição do óleo/gás produzido e em algumas situações até devido à produção de poços de óleo localizados em campos produtores diferentes, as plataformas são dotadas de certa flexibilidade operacional, mas nem sempre esta flexibilidade prevê todas as necessidades ao longo da vida produtiva do campo, sendo necessário buscar meios alternativos de produção ou, em alguns casos, reduzir a produção da unidade.

O aumento na produção de água ao longo da vida produtiva do campo e a injeção de gás *lift* são fatores que trazem instabilidade operacional à planta. O objetivo deste estudo é verificar, por meio de simulação dinâmica, as restrições da plataforma em situações transientes e propor melhores condições operacionais baseados na avaliação da ferramenta dinâmica.

1.2.2- Objetivos específicos

Estudo de Caso 1 - Avaliação da planta de condicionamento de gás através de simulação em estado estacionário.

O objetivo de avaliar a simulação em estado estacionário foi principalmente ter dados de composições de correntes intermediárias do processo para inicializar as

correntes da simulação dinâmica. Após construir a simulação em estado estacionário no software HYSYS 7.2, os objetivos deste estudo foram:

- Calibrar a simulação da situação 1 (poços de gás produzindo diretamente para o sistema de TEG) com dados do PI (*Plant Information*);
- Verificar para a situação 2 se as temperaturas nas tubulações à jusante das válvulas que efetuam as quebras de pressão estão coerentes com a temperatura mínima de projeto (-29°C);
- Identificar a melhor prática operacional para quebra de pressão em cada válvula, respeitando os limites de segurança da planta.

Estudo de Caso 2 - Avaliação da planta de condicionamento de gás através de simulação dinâmica

Atualmente, os poços de gás X1 e X2 possuem pressão suficiente para exportação e gás *lift* (superior a 190 bar), não sendo necessário, portanto, passarem pelo sistema de compressão da planta. Com o passar do tempo, o reservatório perde pressão devido à continuidade da produção e, com isso, a pressão de chegada do gás na plataforma sofre redução. Quando isto ocorrer, o gás proveniente dos poços de gás precisará passar pelo sistema de compressão. Porém, por uma limitação da planta, o gás deve ter a pressão reduzida para 10 bar para ser encaminhado ao sistema de compressão. Duas válvulas farão este trabalho: a válvula *choke* e a FV4.

Este estudo utilizou a simulação dinâmica em HYSYS 7.2 e os objetivos foram:

- Determinação dos parâmetros de controle PID que tornam a planta estável;
- Verificação de equipamentos sub ou superdimensionados nas situações 1 e 2;

- Avaliação do sistema de compressão frente às oscilações de vazão nas situações 1 e 2;
- Propor alternativa operacional que traga melhores condições operacionais e ganhos na produção de gás.

1.3- Organização do trabalho

O primeiro capítulo deste trabalho traz a introdução do assunto abordado, bem como uma breve explicação sobre a produção de hidrocarbonetos no sistema *offshore*. Ainda neste capítulo, os objetivos gerais e específicos deste trabalho são apresentados.

No segundo capítulo, é feita uma revisão bibliográfica sobre os itens utilizados no estudo. Dentro deste contexto, foram abordados o controle de plantas inteiras, a simulação dinâmica de processos e um estudo mais aprofundado dos principais equipamentos da planta de condicionamento de gás natural estudada.

No terceiro capítulo, é apresentada a metodologia utilizada para realização do trabalho. Neste capítulo, são descritas as etapas para o desenvolvimento das simulações em estado estacionário e dinâmico, bem como, características do processo e de equipamentos.

No quarto capítulo, são apresentados os resultados dos estudos realizados em estado estacionário e no estado dinâmico. Uma breve conclusão após cada resultado também é apresentada neste capítulo.

No quinto capítulo, são apresentadas as conclusões deste estudo bem como as sugestões para trabalhos futuros.

2-Revisão Bibliográfica

2.1-Controle de Plantas Inteiras (*Plantwide Control*)

Unidades *offshore* possuem praticamente controladores PID por possuir baixa integração energética e poucas linhas de reciclo.

O controle de plantas inteiras permite a integração entre equipamentos através de reciclos de massa e integração energética. Esta área tem recebido grandes contribuições nos últimos anos, porém, as diferentes metodologias são propostas para casos hipotéticos e não para plantas industriais reais, sendo este um fator limitante para evolução do estudo. (VASCONCELOS, 2006).

Segundo LARSSON (2000), o termo controle de plantas inteiras não está relacionado com a sintonia e o comportamento de cada controle da planta e sim uma filosofia de controle da planta inteira com ênfase em decisões estruturais. As decisões estruturais consistem em projetar da melhor maneira possível a estrutura de controle da planta. Para a tomada de decisão das estruturas do controle da planta cinco passos podem ser seguidos:

- Seleção das variáveis controladas;
- Seleção das variáveis manipuladas;
- Seleção das medidas do sistema;
- Seleção da configuração do sistema;
- Seleção do tipo de controlador.

Atualmente não existe um modelo sistemático para estabelecer a estrutura de controle de uma planta, os estudos do controle de plantas inteiras são baseados em três diferentes orientações: a matemática, a heurística (baseada no processo) e a híbrida (uma mistura das duas anteriores).

A orientação matemática utiliza informações estruturais da planta como base para o projeto da estrutura de controle. As estruturas candidatas ao controle são definidas geralmente por meio de modelo de processo (estático ou dinâmico). Em muitas situações é difícil definir matematicamente a estrutura de controle, devido ao tamanho do problema e aos altos custos envolvidos para ter uma definição precisa do problema, que incluem, por exemplo, modelos detalhados em estado dinâmico ou estacionário. Uma alternativa é desenvolver regras heurísticas baseada na experiência e no entendimento do processo. Esta é a orientação do controle de plantas inteiras baseada no processo (STEPHANOPOULOS, 2000).

A abordagem híbrida consiste em decompor o controle da planta inteira em estágios resolvendo-os em série e depois promovendo a integração entre eles. Na prática esta abordagem é válida para plantas com baixa integração energética e poucas correntes de reciclo, que é o caso de plantas *offshore* (VAZ, 2009).

Em todas as plantas de processo o objetivo básico de operação é aumentar o lucro através da otimização da planta. Paradas de produção relacionadas com falhas, planta operando muito tempo fora do ponto ótimo e mudanças operacionais demoradas geram incompatibilidade com os planos de produção da empresa, levando à redução do lucro. STEPHANOPOULOS (2000) mostrou a utilização de objetivos explícitos e implícitos para maximizar o valor gerado por uma planta. A minimização do vetor objetivo das variações operacionais é o grande objetivo do controle de plantas inteiras. Ainda com o objetivo de maximizar a receita, mas permitindo perdas aceitáveis, o conceito de estrutura de controle com auto-otimização proposto por MORARI (1980) foi estudado por SKOGESTAD (2000). O controle com auto-otimização tem como objetivo encontrar variáveis controladas que quando mantidas em valores (*setpoints*) constantes, indiretamente levam a

planta para um ponto de operação perto do ótimo, considerando uma perda aceitável (SKOGESTAD, 2000). Após feita a seleção de variáveis manipuladas e controladas bem como a seleção das variáveis que deverão ser medidas, o próximo passo é definir o sistema de controle. HOVD e SKOGESTAD (1994) descrevem os métodos disponíveis para configuração do controle descentralizado. Eles utilizaram o método seqüencial como base para projetar controladores descentralizados. O projeto de controladores descentralizados consiste em primeiramente selecionar a estrutura de controle, o que significa emparelhar entradas e saídas, e depois projetar o controlador SISO (*single input single output*) para cada seqüência (*loop*). O método seqüencial consiste em fechar e sintonizar um *loop* por vez. Estes estudos seguem a abordagem matemática do problema de controle de plantas inteiras.

O ponto de partida para o controle de planta inteira é definir os graus de liberdade do sistema. Para isso define-se como base que o número de variáveis controladas deve ser igual ao número de variáveis manipuladas. O controle desejado de um processo só é alcançado quando todos os graus de liberdade forem especificados. Uma modelagem pouco consistente de um processo leva a um modelo que não inclui todas as equações ou variáveis ou inclui equações e variáveis redundantes. Em ambos os casos existe uma determinação errada do grau de liberdade do sistema. Vários autores criaram métodos para o cálculo do grau de liberdade de uma planta. O cálculo de graus de liberdade para plantas complexas ainda é uma área em desenvolvimento KONDA ET AL (2006).

Um dos estudos baseados no conhecimento do processo foi o de LUYBEN ET AL (1998). Neste estudo Luyben cria um procedimento conhecido como “Os nove passos de Luyben” que tem como objetivo realizar uma decomposição hierárquica da planta baseada em objetivos de controle. Neste estudo Luyben apontou três limitações no estudo de BUCKEY (1979): a falta de discussão sobre o gerenciamento de energia, o trabalho de Buckley não considerava ciclos e

também não focava na qualidade do controle (LARSSON, 2000). Os nove passos de Luyben estão descritos abaixo:

- Estabelecer objetivos de controle e de projeto;
- Determinar o número de graus de liberdade;
- Estabelecer o gerenciamento de energia;
- Fixar a produção;
- Estabelecer os critérios de qualidade, segurança operacional e restrições ambientais;
- Controle de vazão das correntes de reciclo de massa;
- Checar o balanço de componentes;
- Controle das operações individuais;
- Realizar estudos de otimização para melhorar o desempenho econômico e a controlabilidade do processo.

Neste trabalho, a planta analisada é uma planta real e operacional que já possui a estrutura de controle definida. O item avaliado neste trabalho dentro do assunto de controle de plantas inteiras será apenas estudo de otimização para melhorar o desempenho econômico e a controlabilidade do processo, ou seja, apenas o nono passo de Luyben. Todos os outros itens já estão previamente estabelecidos.

2.2 – Simulação dinâmica de processo

Ao modelar uma planta em um simulador estático é possível prever o comportamento da planta em seus diferentes pontos de equilíbrio de operação. Os dados obtidos através deste tipo de simulação são fundamentais para o

dimensionamento de equipamentos e sistemas. Por outro lado, a simulação dinâmica de processos é uma ferramenta que possibilita ao engenheiro conhecer o comportamento transiente da planta, seja devido a uma perturbação indesejada ou a um procedimento operacional. O domínio do uso da ferramenta é bem mais complexo do que da simulação estática de processo e exige tempo e dedicação do usuário, em geral engenheiro de processo (VAZ, 2009).

A utilização de simulação dinâmica tem se tornado muito comum nos processos de produção de petróleo e gás. Esta difusão se deve ao fato de que este tipo de simulação fornece dados mais detalhados do processo, dados estes que não podem ser observados em simulação estática como: simulação de controles, abertura e fechamento de válvulas, volume de equipamentos, trocas térmicas com o meio, etc.

O nível de detalhe fornecido por um modelo dinâmico permite que os responsáveis pela planta de processo tomem decisões mais econômicas e seguras, tanto durante o projeto quanto durante a operação da planta. Atualmente, observa-se que é mais comum a utilização de simulação dinâmica para resolver problemas durante a operação da planta do que para estudar melhorias em projetos de novas plantas. A utilização de modelo dinâmico para ajudar a resolver problemas operacionais muitas vezes se resume à parte da planta em que o problema ocorre, não enxergando a planta como um todo e todos os possíveis causadores de desvios. Quando o modelo dinâmico é feito durante o projeto da planta, geralmente se torna mais abrangente, visto que, a evolução do projeto leva à evolução do modelo dinâmico.

A preferência por modelos de simulação estática deve-se à facilidade e rapidez na obtenção de dados do processo. Com a chegada dos pacotes dinâmicos nos simuladores não é difícil simular modelos dinâmicos, porém é mais demorado devido ao número de detalhes de equipamentos e condições operacionais necessários para rodar o simulador.

LUYBEN (2002) traz em seu livro os primeiros passos para a transformação de uma simulação estática em dinâmica bem como apresenta alguns processos de planta inteira complexos, como: processo de hidrodealquilação, alquilação, etil benzeno entre outros. Apesar destes assuntos não serem abordados neste trabalho o livro é de grande auxílio nas questões referentes ao HYSYS e soluciona de forma adequada as dúvidas sobre o simulador.

MEIEN (2006) exemplificou os benefícios da simulação dinâmica em relação à estática para definição de parâmetros de projeto. Os objetos principais deste estudo foram as válvulas de alívio dos tanques de armazenamento de óleo morto de unidades marítimas da PETROBRAS. O posicionamento destas válvulas é definido de acordo com a composição e vazão dos gases liberados nos procedimentos de carregamento e descarregamento dos tanques. Estes dados são obtidos por simulação estática. Este estudo mostra que a análise dinâmica da válvula de alívio traz resultados diferentes dos obtidos por simulação estática, fornecendo ao projetista melhor embasamento técnico para definir a melhor localização destas válvulas.

NATARAJAN (2010) mostra um modelo dinâmico de produção de gás natural em plataforma offshore. O trabalho relata a dificuldade em obter dados operacionais de plataformas no meio acadêmico, apesar de grandes companhias desenvolverem modelos dinâmicos para o processo de produção. A base de dados para desenvolver o modelo dinâmico em gPROMS foi obtida em simulação estática utilizando HYSYS. Para a simulação dinâmica, dados de dimensão de todos os equipamentos e válvulas foram especificados, bem como lógicas de controle para manter as especificações operacionais. O modelo dinâmico apresentado avaliou o comportamento da planta diante de três situações: teste de poço, lançamento de PIG e injeção de inibidores de corrosão e hidrato.

A inclusão do pacote dinâmico nos simuladores comerciais deu início a questionamentos sobre algumas práticas conservadoras utilizadas em projeto como a temperatura mínima do material de vasos de pressão relatado por

DANTAS (2006). Este trabalho faz uso da simulação dinâmica em HYSYS para avaliar os piores cenários (temperatura mínima) na despressurização de uma torre de TEG (absorvedora) e compará-lo com o estabelecido pela empresa responsável pelo projeto. Por projeto o material selecionado tem temperatura mínima de -52°C , o que elevava muito o custo da torre. Este estudo mostra que nos piores casos a temperatura mínima alcançada na despressurização da torre é de -15°C , existindo para isso um material de menor custo com temperatura mínima de -46°C .

No trabalho realizado por VASCONCELOS *et al.* (2005) foram criados ambientes virtuais de duas plantas industriais no *HYSYS.Plant* para treinamento de operadores e engenheiros. A primeira planta analisa o processo completo de destilação azeotrópica etanol/água. A segunda analisa a coluna debutanizadora da unidade de FCC de uma refinaria.

PEREIRA *et al.* (2009) criou um ambiente de treinamento da planta de uma plataforma Semi-Submersível (P-26) para treinamento de operadores. O ambiente visa simular a sala de controle da P-26. O foco deste trabalho é a excelência operacional e a garantia de segurança do processo. Os operadores podem simular operações de emergência na planta bem como situações de parada e repartida. O simulador utilizado para a interface foi o HYSYS.

2.2.1 – Utilização da simulação dinâmica em projeto de plantas

Segundo MOKHATAB (2006) existem várias aplicações do modelo dinâmico durante o projeto da planta. São elas:

- Aplicação para controlabilidade e operabilidade - O modelo dinâmico traz mais clareza sobre os problemas que podem ser esperados e permite que engenheiros de controle concebam estratégias de controle adaptadas para mitigar ou eliminar problemas de controlabilidade na planta. Assim, o maior

uso da simulação dinâmica em projetos aumenta a adoção de projetos mais inovadores;

- Análises de segurança - O projeto de um sistema de controle para parar parte ou toda a operação da planta pode ser muito complexo e geralmente é difícil prever todas as consequências do que pode acontecer durante uma parada (*shutdown*). O modelo de simulação dinâmica da planta é uma ferramenta importante para estabelecer um sistema de parada emergencial (*ESD-Emergency Shutdown*) apropriadamente. Muitas vezes, o modelo dinâmico é utilizado para analisar as causas exatas quando um incidente já ocorreu, enquanto o uso deste tipo de modelo durante a fase de projeto poderia ter prevenido a ocorrência deste incidente. Modelar o comportamento da planta em *ESD* requer um modelo bem detalhado e a simulação normalmente é mais desafiadora do que em outras aplicações;
- Definição de procedimentos de partida - O uso do modelo dinâmico para verificar os procedimentos de partida da planta podem reduzir o tempo de comissionamento em semanas. Este estudo consiste em adicionar a lógica de partida ao modelo e rodar esta lógica enquanto o comportamento da planta é observado. Quando ocorrem problemas, o modelo pode ser parado e a lógica de partida pode ser revista, porém logo após o modelo pode rodar novamente. Não só o procedimento de start-up se torna simplificado, mas os engenheiros que trabalham neste modelo podem adquirir um entendimento detalhado do comportamento da planta estando aptos a tomarem a melhor decisão durante o comissionamento e operação da planta;
- Treinamento de operadores - Nos novos projetos o sistema para treinamento de operadores vem se tornando requisito padrão e é ainda

outro motivador para iniciar o uso da simulação dinâmica ainda no projeto da planta;

- Controle avançado de processos - O controle avançado de processos, particularmente o controle preditivo multivariável (MPC), normalmente requer acesso aos dados da planta em operação. Assim, o MPC é geralmente implementado após o comissionamento da planta. Com a disponibilidade de um modelo dinâmico, esta não será mais uma limitação e a informação necessária pode ser obtida por testes feitos com função degrau no modelo.

2.2.2 – Utilização da simulação dinâmica na operação de plantas

A criação de um modelo dinâmico para uma planta em operação requer geralmente uma justificativa baseada em um sistema específico. Apesar dos usos futuros do modelo dinâmico serem certamente possíveis, isto não será considerado como uma razão tangível ou justificativa adicional para criar o modelo (MOKHATAB 2006). As principais aplicações para criação de modelos dinâmicos após a entrada em operação da planta são:

- Solução de problemas - As questões de controle e operabilidade da planta podem ser resolvidas de forma simples, segura e sem perda de produção utilizando o modelo dinâmico. Um modelo dinâmico pode ser exercitado à vontade onde o engenheiro tem pouca liberdade para testar situações na planta real. Com o modelo dinâmico o engenheiro pode testar um grande número de condições de operação para ter certeza da solução a ser implementada;
- Aprimoramento do desempenho da planta – Muitos controladores em uma planta são operados em manual. Isto é uma fonte de adição de custos

operacionais à planta. A razão dos controladores serem colocados em manual é geralmente relacionada com a confiança que os operadores têm nos controladores. Existem duas potenciais razões para esta falta de confiança: o operador não entende como o controlador irá funcionar com transtornos ou o controlador já mostrou no passado que é incapaz de lidar com transtornos na planta. A simulação dinâmica pode ajudar a solucionar as duas potenciais razões por meio de treinamento de operadores e ajustes de parâmetros operacionais;

- Análises de incidentes - Após um incidente sempre existe a necessidade de saber o motivo do acontecido. O modelo de simulação de um processo dinâmico será frequentemente utilizado nas análises do incidente para determinar a sequência de eventos no processo durante o ocorrido e para verificar quão adequado os procedimentos de parada emergencial (ESD) são para mitigar as consequências do incidente;
- Suporte à decisão do operador - O Suporte à decisão do operador é um modelo de simulação dinâmica ainda emergente. Neste tipo de aplicação o modelo de simulação dinâmica roda em tempo real e recebe os mesmos sinais de entrada da planta real. Os modelos em tempo real fornecem aos operadores e engenheiros dados simulados em toda a planta. O modelo dinâmico online pode ser utilizado também devido às suas capacidades preditivas. Assumindo que o modelo de simulação dinâmica é rápido o bastante, este pode ser utilizado para prever eventos minutos ou até mesmo horas a frente do evento atual. Esta informação pode ser utilizada para melhorar a capacidade de reconhecer o evento e para manter a planta operando dentro das especificações;
- Treinamento de operadores - É importante para os operadores manter o conhecimento sobre a operação da planta atualizado. É importante,

especialmente em plantas muito automatizadas, que os operadores sejam confrontados com situações fora do cotidiano utilizando o simulador;

- Controle avançado de processos (APC) - A implementação do sistema de controle avançado de processo requer um investimento significativo e não é uma decisão fácil de ser tomada. Um modelo de simulação dinâmica pode ajudar na determinação da relevância da implementação do APC e pode simplificar a implementação.

2.3 – Planta de condicionamento de gás natural offshore

O sistema de condicionamento de gás natural em uma plataforma offshore tem como objetivo principal adequar as características do gás para os seus consumidores na plataforma ou para a exportação. No caso da plataforma analisada neste estudo existem dois destinos principais para o gás: ser utilizado como gás combustível e como gás lift para elevação artificial dos poços de petróleo. Além dessas funções o excedente do gás é exportado por gasoduto até unidade de tratamento de gás em terra.

A planta de condicionamento de gás em uma plataforma tem como objetivo adequar o gás quanto ao teor de água para diminuir a corrosão no interior dos dutos e para evitar hidratos. Para isso a planta é constituída de três partes que efetuam funções distintas:

- Separação bifásica – promove a separação entre o gás e o condensado/água proveniente do reservatório;
- Compressão – comprime o gás em três estágios de 10bar até 200 bar. Após cada estágio um novo equilíbrio é alcançado eliminando parte da água presente no gás;

- Desidratação – remove a água que está em equilíbrio com o gás através da absorção com TEG em torre recheada.

Na saída da torre de TEG o gás deve ter ponto de orvalho para água de -15°C.

2.3.1 – Separador bifásico gravitacional

Neste separador vertical bifásico ocorre apenas a separação gás-líquido. Os separadores bifásicos podem ser horizontais ou verticais, sendo que os separadores horizontais são normalmente mais eficientes e costumam ser utilizados em sistemas que apresentam espumas e altas razões gás-óleo. Os separadores verticais possuem vantagens no que diz respeito ao manuseio de sólidos produzidos, estes vasos têm uma geometria que permite a deposição localizada no fundo do vaso, facilitando a remoção. Outra vantagem dos vasos separadores verticais é a maior capacidade de absorver grandes variações de fluxo (golfadas).

Segundo THOMAS (2001), um separador típico possui quatro seções distintas, conforme exemplificado na Figura 2.1:

- Seção de separação primária – onde o fluido choca-se com defletores ou é dirigido por um difusor que lhe impõe um movimento giratório, fazendo com que o líquido precipite no fundo do vaso;
- Seção de acumulação de líquido – onde ocorre a separação das bolhas gasosas que ficaram no seio do líquido após a separação primária;
- Seção de separação secundária – onde ocorre a separação das gotículas menores de líquido carregadas pelo gás após a separação primária;
- Seção aglutinadora – onde as gotículas de líquido arrastadas pela corrente de gás, não separadas nas seções anteriores, são aglutinadas em meios porosos e recuperadas. Para retenção de pequenas gotículas de líquido na parte superior dos vasos são utilizados vários tipos de eliminadores de névoa.

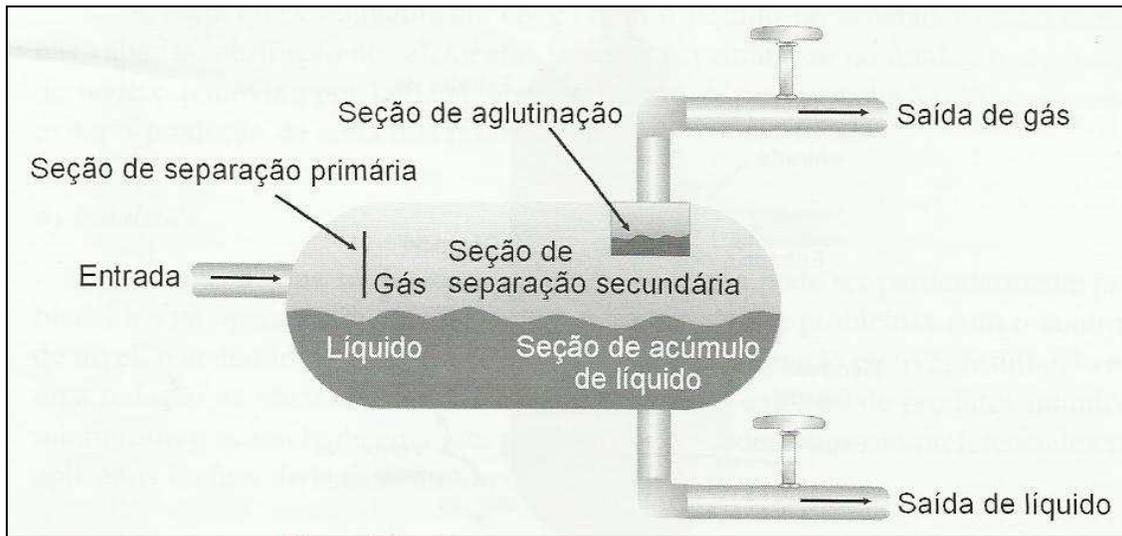


Figura 2.1 – Esquema de um separador bifásico.

A eficiência na separação gás-líquido é um processo crítico para a operação. Separadores ineficientes ou subdimensionados podem resultar em muitos problemas de processo.

Os separadores bifásicos estão presentes na planta à montante de alguns sistemas como compressores e torre contactora de glicol, sendo que, o objetivo principal da disposição destes vasos é evitar o carreamento de hidrocarbonetos, água e partículas sólidas que podem trazer danos aos compressores e contaminar solventes (CAMPBELL, 2004).

2.3.2 – Sistema de compressão do gás

Os compressores considerados neste trabalho são centrífugos e acionados por uma turbina a gás. Todos os três estágios de compressão possuem a mesma rotação, pois, o eixo rotativo destas máquinas é o mesmo da turbina, assim um

lado do trem de compressão gira como turbina e o outro lado como compressão, conforme mostrado da Figura 2.2.

Os compressores centrífugos geralmente são considerados para projetos onde a vazão de gás que entra na máquina (considerada nas condições de fluxo – *actual flow*) é superior a 850m³/h. Este tipo de compressor oferece a vantagem de mais potência por unidade de peso e opera praticamente sem vibração. Esta vantagem torna este tipo de compressor mais atrativo para sistemas *offshore*. O custo inicial destes compressores geralmente é menor do que compressores alternativos, mas a eficiência é menor e os custos com utilidades tendem a serem maiores. Os compressores centrífugos têm limitações para operar com mudanças bruscas de pressão, temperatura e peso molecular (CAMPBELL, 2004).

Compressores centrífugos consistem essencialmente de uma unidade estática (invólucro, diafragmas, selos, e rolamentos) e unidade de movimento (rotor formado por eixo, impelidores e tambor de equilíbrio) (NUOVO PIGNONE, 2005). Estes compressores são máquinas dinâmicas de fluxo de fluidos que podem converter a energia mecânica em energia do gás. O aumento da energia do gás é expresso em um aumento na pressão e temperatura entre a entrada e a saída do compressor. Os impelidores são os componentes nos quais a energia de rotação do compressor é transferida para o gás. O rotor é composto de um disco com lâminas montadas sobre ele, e geralmente, uma capa para cobertura é soldada nos impelidores conforme mostrado na Figura 2.3. No compressor o disco é montado sobre o eixo e o gás é alimentado através de uma abertura perto do eixo. (HANSEN, 2008).

Existem dois efeitos típicos que podem acontecer em compressores centrífugos durante a operação: o *surge* e o *stonewall*.

O *surge* ocorre quando o impelidor do compressor não é capaz de gerar energia (*head*) suficiente para mover o gás para frente. Em outras palavras, o impelidor não está apto a manter o aumento de pressão necessário para mover o gás da sucção para a descarga. Durante o *surge*, a pressão na sucção do compressor é

temporariamente maior do que a pressão na descarga, assim, ocorre um fluxo reverso dentro do compressor. Este fluxo pode ocorrer em uma fração de segundos, porém, se a causa do *surge* não for eliminada uma série de oscilações pode ocorrer causando vibração, aumento rápido de temperatura e em casos extremos falhas catastróficas de compressores.

Operações com baixo fluxo de gás são responsáveis por levar um compressor a *surge*. O método mais comum para prevenir o *surge* é assegurar que a vazão de entrada no compressor seja sempre maior do que a vazão que o compressor entra em *surge*. Este controle é feito de maneira automática, utilizando instrumentação sofisticada, através de recirculação de fluxo da descarga do compressor para a sucção (CAMPBELL, 2004).

O *stonewall* ocorre quando a velocidade do gás se aproxima da velocidade do som em algum estágio do compressor. Geralmente ocorre no 1º estágio e é resultado de ondas de choque que restringem o escoamento, causando um efeito de blocagem (queda rápida da pressão) (FELETTTO, 2005). O efeito *stonewall* não é muito freqüente em gases com baixo peso molecular como o metano (CAMPBELL, 2004).

Para este trabalho foram utilizadas as curvas características de cada estágio de compressão para delimitar principalmente os limites de *surge*. As curvas características do sistema de compressão são similares às das bombas centrífugas (*Head versus* fluxo). Apesar de possuírem limitações para trabalhar com oscilações de carga, os compressores centrífugos possuem faixas de operação de pressão de sucção, pressão de entrada, temperatura, peso molecular dentre outros. Além dos compressores centrífugos o sistema de compressão é composto também por vasos separadores bifásicos, também chamados de vasos *scrubber*, e os *coolers*, trocadores de calor que resfriam o gás utilizando água de resfriamento. Após cada estágio de compressão existe um *cooler*, que tem o objetivo de reduzir a temperatura na descarga da compressão, e um vaso separador bifásico para reter líquidos formados durante o resfriamento.

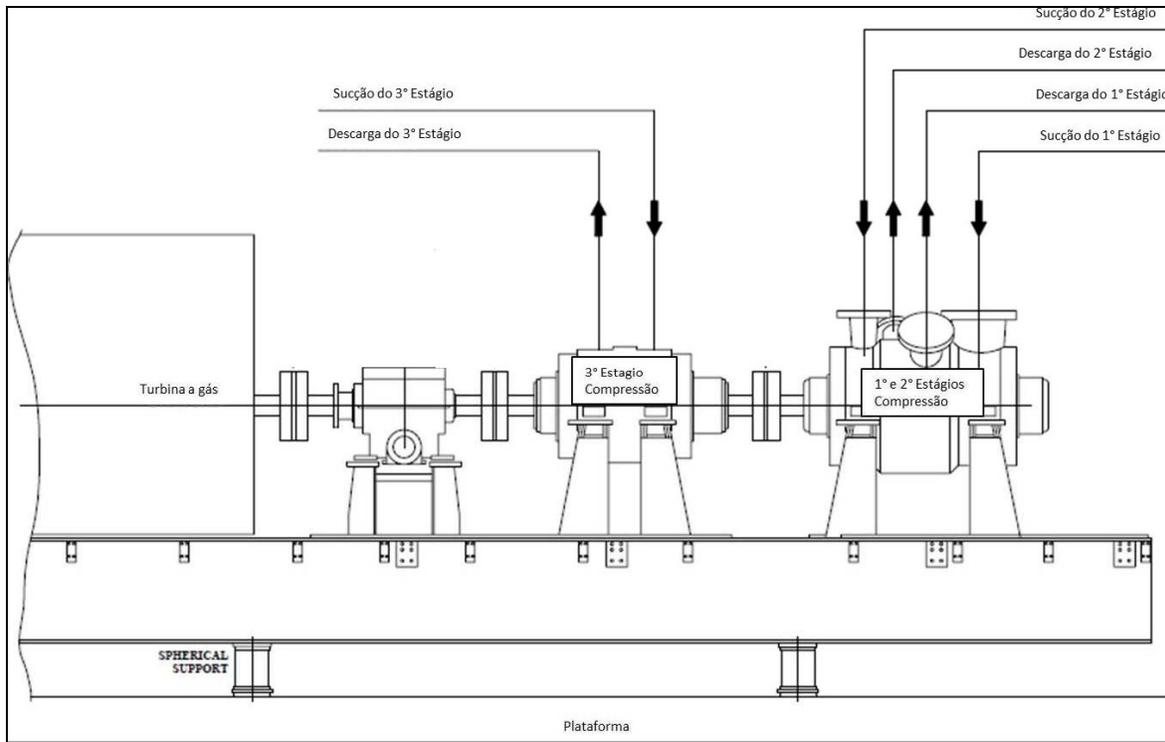


Figura 2.2 – Arranjo da Unidade de Compressão

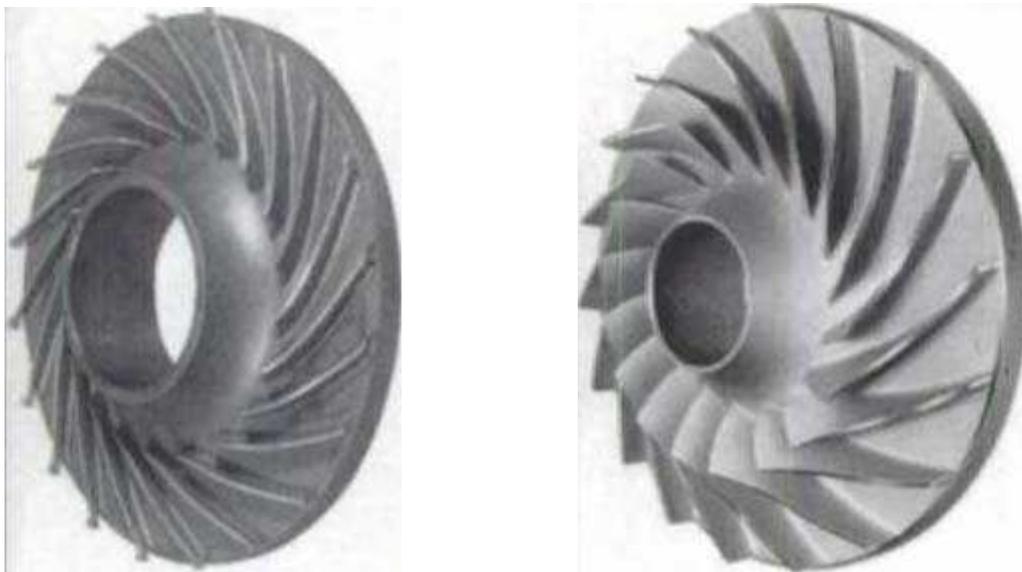


Figura 2.3 – Impelidores de compressor centrífugo (Hansen, 2008)

2.3.3 – Desidratação do gás

A desidratação do gás natural é feita através de absorção com TEG (trietilenoglicol). A absorção é realizada em uma torre recheada onde o gás flui em contracorrente com uma solução de TEG que posteriormente é regenerada através de aquecimento retornando ao processo (Figura 2.4).

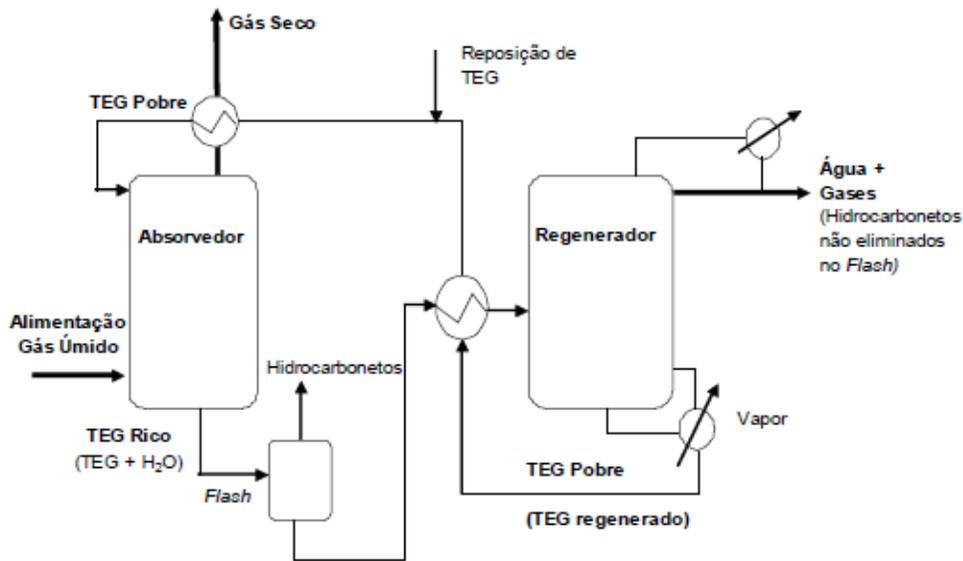


Figura 2.4 - Processo de desidratação com TEG

Para projetar uma torre de desidratação com TEG um dos principais parâmetros é a estimativa da eficiência do prato (ou o HETP – *Height equivalent to a theoretical plate* – para recheio estruturado). Na literatura, este valor varia entre 25-40%. CAMPBELL (2004) menciona em seu livro que, para a maior parte dos cálculos de engenharia, utilizar uma eficiência global de 25% leva a resultados satisfatórios. Porém, muita discussão existe sobre a eficiência global deste tipo de torre.

Medidores de Umidade

Na PETROBRAS existem vários tipos de medidores de umidade instalados em plataformas e unidades de tratamento de gás. Porém, os mais comuns são o *Shaw*, o *Ametek* e o *Chanscope*. O *Shaw* é um medidor de umidade eletrônico e *online* baseado no método de capacitância. O sensor é constituído geralmente de óxido de alumínio. A norma ASTM D5454/11 estabelece método para determinação da quantidade de vapor de água contido no gás através do uso de analisadores eletrônicos de umidade. Dentro do *Shaw* as moléculas de vapor de água presentes nos arredores do sensor entram na camada dielétrica. Devido aos poros serem extremamente pequenos, seus movimentos Brownianos são limitados, sua energia conseqüentemente é reduzida e eles condensam como água líquida. Devido à alta constante dielétrica da água comparada a outros vapores que devem estar presentes, o valor dielétrico do meio é alterado, o qual é quantificado pelo analisador. Ocorre um equilíbrio dinâmico entre o vapor de água fora do sensor e a água condensada dentro dos poros. Este equilíbrio é mantido e o tempo de resposta do sensor geralmente é considerado rápido (NOBREGA, 2001). O analisador tipo *Shaw* está exemplificado na Figura 2.5.

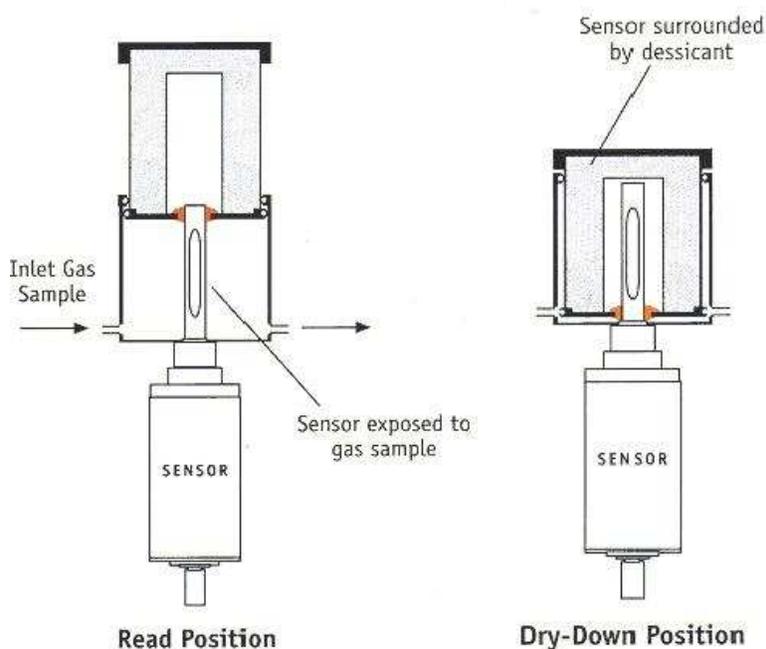


Figura 2.5 – Funcionamento de um analisador do tipo *Shaw*

O *Ametek* (Figura 2.6) mede a freqüência de oscilação de dois cristais de oscilação, o oscilador local, Y1, com uma freqüência constante f_1 e o oscilador de medição Y2, com uma freqüência variável f_2 . O oscilador de medição contém um cristal que é encoberto por um fino filme de um material higroscópico, anexado na célula de medição. Quando a amostra ou gás de referência flui através da célula, o cristal adsorve ou desorve a umidade e, por meio disso ocorre à mudança da freqüência de oscilação natural do cristal de medição. A diferença entre a freqüência de oscilação medida e a constante de referência é determinada pela célula de freqüência sendo proporcional à umidade do gás.

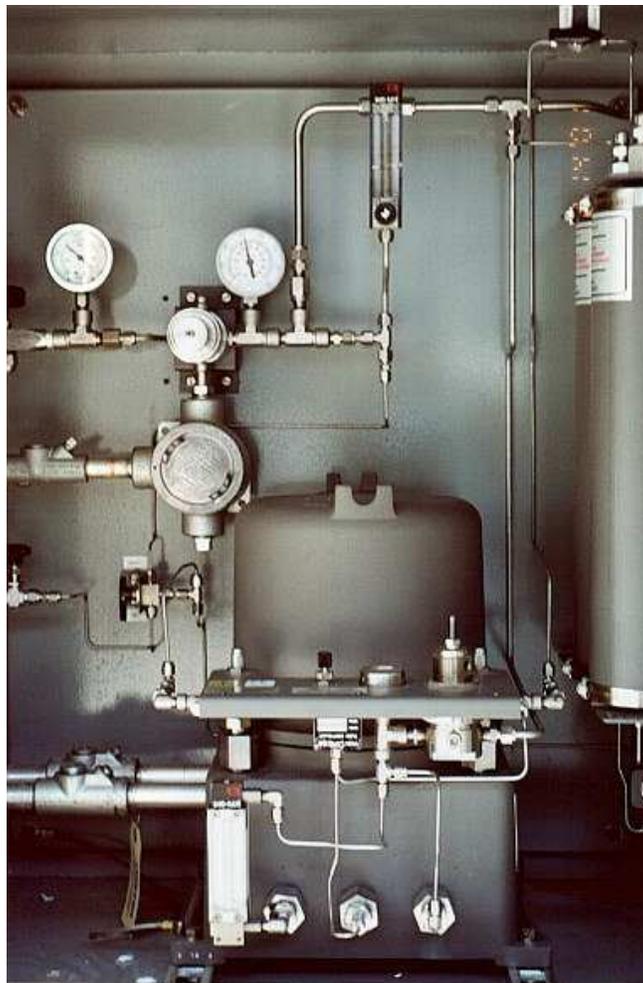


Figura 2.6 – Funcionamento de um analisador do tipo *Ametek*

O *Chanscope* (Figura 2.7) utiliza o método do espelho resfriado para verificar o ponto de orvalho do gás. Neste método o gás passa por dentro do instrumento e é resfriado até que o vapor de água condense no espelho. Quando é verificada (visualmente) a presença de água no espelho a temperatura é medida e esta é o ponto de orvalho do gás. A ISO 6327 normatiza o uso de higrômetros (como o *Chanscope*) para determinação do ponto de orvalho da água no gás. O *Chanscope* é o método primário de calibração de outros instrumentos como o *Shaw* e o *Ametek*.



Figura 2.7 – Analisador de umidade (método de espelho resfriado)

Absorvedoras com TEG

Atualmente, na PETROBRAS existem dois tipos de localização possível para as torres de desidratação: entre o segundo e o terceiro estágio de compressão ou após o terceiro (ou último) estágio de compressão. Para o primeiro caso a pressão de operação da torre de desidratação é em torno de 70 bar para o segundo caso esta pressão é em torno de 200 bar. No projeto da planta avaliada neste trabalho a torre de desidratação encontra-se após o terceiro estágio de compressão e opera com pressão em torno de 200 bar.

Para definir a eficiência de uma torre de desidratação na maioria das vezes são utilizados dados da literatura (em torno de 25-40%). Porém existem estudos que

questionam estes valores e os consideram baixos, como ϕ I (2003), que em seu trabalho calculou uma estimativa da eficiência de pratos (entre 31 e 62%) e a comparou com a literatura. O trabalho de ϕ I menciona que os valores utilizados na literatura para eficiência de torres com pratos não são confiáveis, pois eles são obtidos com base em dados de equilíbrio não confiáveis.

JACMOVIC *et al.* (2011) deu continuidade aos trabalho de ϕ I e estabeleceu um método para determinar a quantidade de pratos necessários em uma torre absorvedora de desidratação com TEG onde ocorre grande arraste de líquido. O autor ainda conclui que é necessária uma revisão crítica e uma nova proposta de procedimento confiável para calcular o número de pratos em uma coluna bem como a eficiência em absorvedoras com TEG.

Nota-se que os estudos sobre eficiência e cálculos de pratos de torres absorvedoras de TEG ainda encontram alguns desafios para a proposta de um método confiável. Na prática, existe uma incerteza em relação à eficiência dos analisadores de umidade, e um possível cálculo de eficiência baseado em experimentos pode levar a conclusões precipitadas.

Simulação de torre de absorção com TEG

O foco deste trabalho foi avaliar o comportamento do sistema de compressão frente às instabilidades da planta, assim optou-se por não simular a torre de desidratação com TEG também devido à falta de informações sobre o recheio da torre.

Apesar de não ser analisada na simulação deste trabalho é importante frisar que a simulação de torres de desidratação com TEG enfrenta alguns problemas como:

- A maior parte dos estudos deste tipo de torre é feita para pressões até 70 bar;

- O modelo denominado “pacote de glicol” (*Glycol Package*) do HYSYS 7.2, feito especialmente para simular a desidratação do gás natural, é aplicável até a pressão de 100bar, ou seja, para pressões superiores, como no caso de torres após o terceiro estágio de compressão, é necessário utilizar modelos que utilizam as equações de estado SRK (*Soave Redlich Kwong*) ou PR (*Peng Robinson*);
- Existem muitos estudos de torres de TEG considerando pratos como internos e poucos considerando recheios. Atualmente, a maior parte das colunas de desidratação *offshore* é de recheio estruturado;
- Diante das incertezas dos medidores utilizados *offshore* torna-se difícil validar modelos termodinâmicos em torres de TEG bem como eficiência destas torres na prática.

Apesar das limitações alguns trabalhos de simulação foram feitos para torres de TEG como o de COELHO (2007) e CHRISTENSEN (2009).

COELHO (2007) simulou uma planta de desidratação de gás de uma refinaria utilizando ASPEN PLUS e comparou os resultados com dados experimentais de equilíbrio líquido-vapor. Para análise do processo de desidratação, foram utilizados os modelos que utilizam as equações de estado de Peng-Robinson e Soave-Redlich Kwong com diferentes regras de misturas. A torre analisada trabalha com pressão de 43 atm.

CHRISTENSEN (2009) utilizou o modelo com equações termodinâmicas do *Glycol Package* e do Peng-Robinson para simular uma torre de TEG operando com 70bar. O *Glycol Package* é baseado nas equações de estado de Twu-Sim-Tassone que foi desenvolvida com uma regra de mistura que incorpora a energia em excesso de Helmholtz para descrever um comportamento não ideal da mistura glicol/água. Este modelo trouxe uma melhora na precisão da simulação de misturas com glicóis em relação ao Peng-Robinson, especialmente na fase vapor.

3- Metodologia do estudo

3.1 - Estudo de caso 1 - Simulação de planta de condicionamento de gás natural em estado estacionário

Primeiramente, a simulação estática foi elaborada para obter bases de dados confiáveis para a simulação dinâmica. O simulador escolhido para a simulação estática foi o HYSYS (versão 7.2) devido à disponibilidade de licenças adquiridas pela PETROBRAS. A elaboração do modelo em estado estacionário da planta de condicionamento de gás utilizou algumas etapas estabelecidas na tese de VASCONCELOS (2006):

- Definição das bases de simulação e caracterização da alimentação do sistema;
- Definição das operações envolvidas no processo;
- Validação do modelo estático;
- Definição dos estudos da simulação estática.

3.1.1 - Definição das bases de simulação e caracterização da alimentação do sistema

Esta etapa consiste em definir a composição dos fluidos, a especificação de pseudocomponentes (*hypotheticals*) e o melhor conjunto de equações termodinâmicas para cálculo de propriedades dos fluidos. Neste trabalho, foram utilizados dois fluidos com características diferentes: os hidrocarbonetos (corrente de gás) e a água (utilizada no aquecimento e resfriamento em trocadores casco e tubos). Para as correntes de hidrocarbonetos foi escolhido o modelo com as equações de *Peng-Robinson*, e para a corrente de água, o modelo escolhido foi o *Asme Steam*, que pelo manual do HYSYS é restrito a aplicações do componente água.

Tabela 3.1- Composição dos fluidos utilizados na simulação (%molar)

Componentes	X1	X2	Gás associado (poços de óleo)
CO ₂	0,44	0,423	0,39
N ₂	0,749	0,762	1,35
C1	90,49	76,788	89,27
C2	4,05	6,565	4,74
C3	1,44	4,214	2,40
IC4	0,31	0,867	0,41
nC4	0,42	1,605	0,62
IC5	0,17	0,533	0,12
nC5	0,14	0,667	0,13
C6	0,21	0,588	0,16
C7	0	0,727	0,21
C8	0	0,971	0,12
C9	0	0,708	0,05
C10	0	0,456	0,03
C11	0	0,324	0
C12	0	0,275	0
C13	0	0,274	0
C14	0	0,210	0
C15	0	0,206	0
C16	0	0,145	0
C17	0	0,121	0
C18	0	0,113	0
C19	0	0,090	0
C7+	1,59	0	0
C20+	0	2,367	0

As composições dos poços de gás não associado (X1 e X2) foram obtidas através das bases de projeto do FPSO. A composição do gás associado (proveniente dos poços de óleo) foi obtida por meio de cromatografia. Na Tabela 3.1, encontram-se as composições dos poços de gás não associado e da corrente de gás associado. Todos esses fluidos foram considerados saturados em água para a simulação.

Os componentes C7+ e C20+ foram inseridos na simulação como pseudocomponentes (*Hypotheticals* na linguagem do HYSYS). As características destes componentes estão apresentadas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 – Propriedade dos pseudocomponentes dos poços X1 e X2

Peso Molecular C7+ (g/gmol)	164
Peso Molecular C20+ (g/gmol)	275
Densidade específica (g/cm ³) – C7+	0,8071
Densidade específica (g/cm ³) – C20+	0,8255

Na simulação em estado estacionário, os dois poços de gás não associado estão abertos. A condição de chegada destes poços na plataforma está representada na Tabela 3.3 para cada situação analisada.

Tabela 3.3 – Condição operacional na chegada dos poços X1 e X2

Condição Operacional	Situação1		Situação2	
	Poço X1	Poço X2	Poço X1	Poço X2
Pressão (bar)	220	220	189	189
Temperatura (°C)	40	30	40	30
Vazão (m ³ /d)	1.300.000	300.000	1.300.000	300.000

3.1.2-Definição das operações envolvidas no processo e das condições operacionais de cada equipamento

Duas situações serão analisadas com a simulação estática do processo:

Situação 1 – Os poços X1 e X2 (gás não associado) possuem pressão suficiente (220bar) na chegada da plataforma e apenas o gás associado necessita de compressão;

Situação 2 – Os poços X1 e X2 (gás não associado) possuem pressão reduzida na chegada da plataforma e necessitam passar pelo sistema de compressão, bem como o gás associado.

Assim, dependendo da situação de operação, a condição operacional na planta será modificada para cada equipamento. A Figura 3.1 mostra o fluxograma com os principais equipamentos da planta de tratamento de gás. Os principais equipamentos considerados na planta de tratamento de gás são:

- HCV1: válvula *choke* do poço X1;
- HCV2: válvula *choke* do poço X2;
- E-1: aquecedor de gás (trocador casco e tubos);
- V-1: vaso separador bifásico dos poços de gás;
- FV4: válvula reguladora de vazão/pressão (alinhamento da planta de gás para a compressão);
- V-2: vaso bifásico para estabilização da corrente de gás (*safety knock out drum*);
- E-2: *cooler* da sucção do primeiro estágio de compressão (trocador casco e tubos);

- VS-1: vaso bifásico para estabilização da corrente de gás após resfriamento (*safety knock out drum*);
- K-1: compressor centrífugo do primeiro estágio de compressão;
- E-3: *cooler* da sucção do segundo estágio de compressão (trocaador casco e tubos);
- VS-2: vaso bifásico para estabilização da corrente de gás após resfriamento (*safety knock out drum*);
- K-2: compressor centrífugo do segundo estágio de compressão;
- E-4: *cooler* da sucção do terceiro estágio de compressão (trocaador casco e tubos);
- VS-3: vaso bifásico para estabilização da corrente de gás após resfriamento (*safety knock out drum*);
- K-3: compressor centrífugo do terceiro estágio de compressão;
- E-5: *cooler* da sucção do terceiro estágio de compressão (trocaador casco e tubos).

Para realizar a simulação estática, as dimensões e características construtivas dos equipamentos não são necessárias e não foram utilizadas. Os dados operacionais da chegada dos poços na planta foram obtidos através do PI (*plant information*) para a situação 1. Estes dados foram utilizados como entrada para a simulação em estado estacionário. Para a situação 2, foram analisadas várias quebras de pressão no *choke* a fim de visualizar a temperatura à jusante desta válvula. Assim, a pressão à jusante do *choke* variou de 120 bar a 10 bar, este item será mostrado no Capítulo 4. Cada quebra de pressão analisada, muda as condições operacionais da planta, principalmente as temperaturas. Nas Tabelas 3.3 até 3.15 foram considerados os dados operacionais da situação 2 para quebra de pressão no *choke* de 119bar, possibilitando pressão à jusante do *choke* de 70bar.

Durante a elaboração da simulação, foi especificado para a Situação 1 uma taxa de reciclo de 60% da vazão de saída de cada estágio de compressão. O que garante uma vazão passante nos compressores de 2,5 milhões de m³/d. Para a situação 2, uma taxa de 16,5% foi estipulada, o que garantiu uma vazão nos compressores em torno de 3 milhões de m³/d. A necessidade de especificar a taxa de reciclo se deve ao fato desses dados não estarem disponíveis no PI e à falta de controles na simulação em estado estacionário.

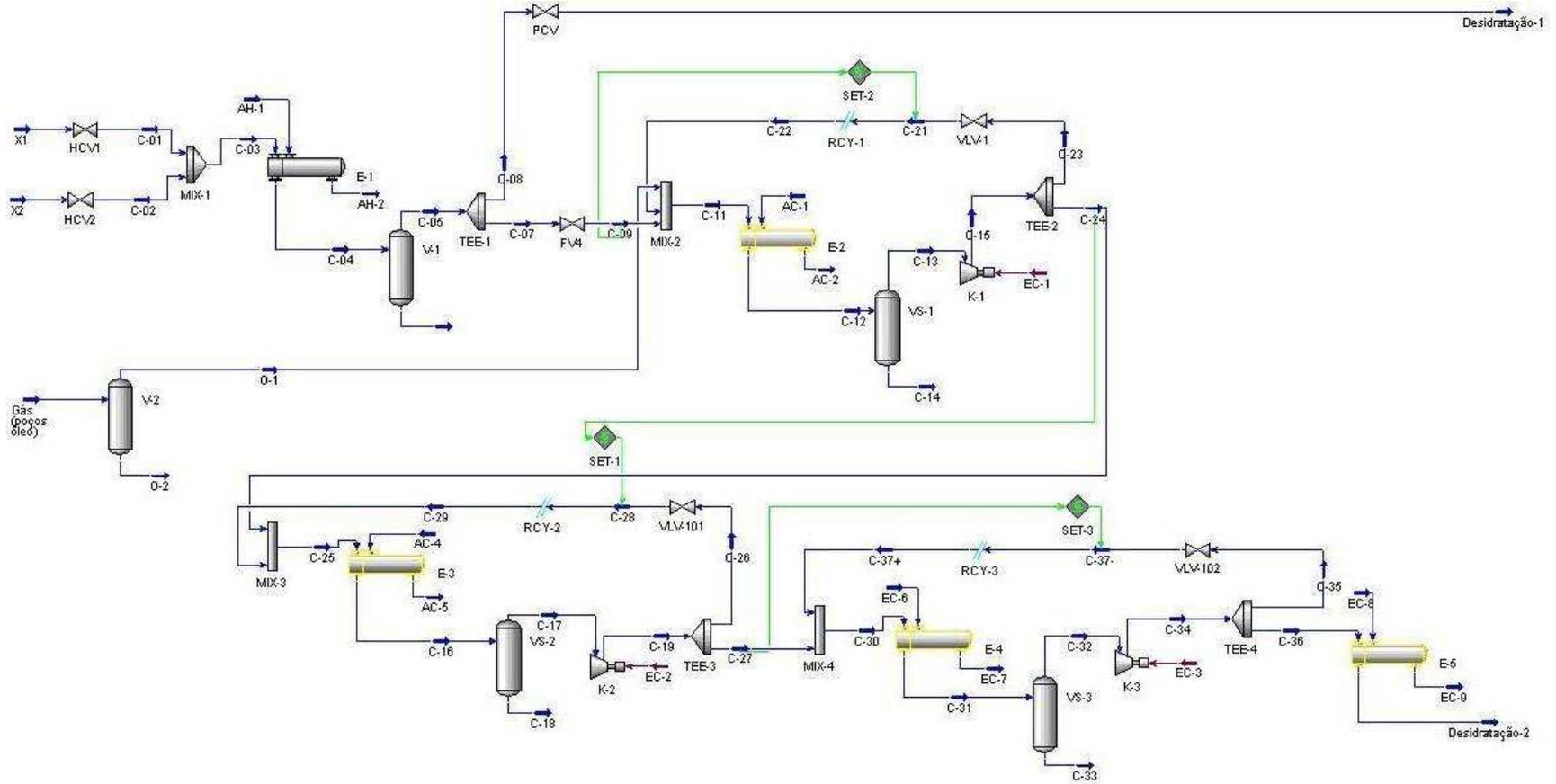


Figura 3.1 – Fluxograma da planta de tratamento de gás no HYSYS

A Tabela 3.4 mostra as condições de operação para o vaso separador de gás (V-1). Para a situação 2, foi realizado um estudo de quebra de pressão no choke e na FV4, assim as quebras de pressão e as temperaturas resultantes deste estudo serão mostradas nos resultados (capítulo 4). A Tabela 3.5 mostra as condições de operação para o trocador de calor (E-1). Para a situação 2, haverá uma alteração da temperatura na entrada do aquecedor E-1, bem como na vazão de água requerida para aquecimento, de acordo com a quebra de pressão que será estudada nos resultados (Capítulo 4).

Tabela 3.4 – Condições operacionais do vaso V-1

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão (bar)	197	-
Temperatura (°C)	36	-
Vazão (m³/d)	1.600.000	1.600.000

Tabela 3.5 – Condições operacionais do aquecedor E-1

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão tubos (bar)	197	-
Temperatura entrada tubos (°C)	34,78	-
Temperatura saída tubos (°C)	36	36
Pressão casco (bar)	8,5	8,5
Temperatura entrada casco (°C)	140	140
Temperatura saída casco (°C)	115	115
Vazão casco (kg/h) - água	2504	-
Vazão tubos (m³/d) - gás	1.600.000	1.600.000

A Tabela 3.6 mostra as condições de operação do *Safety Knock Out Drum* (V-2) e a Tabela 3.7 as do trocador E-2.

Tabela 3.6 – Condições operacionais do vaso V-2

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão (bar)	10	10
Temperatura (°C)	75	75
Vazão (m ³ /d)	1.000.000	1.000.000

Tabela 3.7 – Condições operacionais do trocador de calor E-2

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão tubos (bar)	10	10
Temperatura entrada tubos (°C)	113	52,1
Temperatura saída tubos (°C)	40	40
Pressão casco (bar)	8,5	8,5
Temperatura entrada casco (°C)	28	28
Temperatura saída casco (°C)	40	40
Vazão casco (kg/h) - água	273.900	50.390
Vazão tubos (m ³ /d) - gás	2.500.000	3.021.000

Para as simulações em estado estacionário, foram consideradas perdas de carga nos tubos e no casco de 100 kPa para os trocadores de calor. No modo dinâmico este valor é ajustado de acordo com a vazão de água e gás que passa nos trocadores.

As Tabelas 3.8, 3.9 e 3.10 trazem as condições operacionais do vaso VS-1, do compressor K-1 e do trocador E-3, respectivamente. Estes são os equipamentos do primeiro estágio de compressão.

A utilização de reciclo em simulações gera, muitas vezes, dificuldades na convergência do modelo, porém, neste caso a inserção do reciclo ocorreu de forma simples (utilizando a função *RECYCLE* do HYSYS) e sem problemas para a convergência. As correntes de reciclo foram especificadas com condições bem próximas à condição real antes da aplicação da função *RECYCLE*. Foi utilizada, também, a função *SET* do HYSYS para que as pressões de saída das válvulas de reciclo fossem sempre iguais às das correntes de entrada principais dos estágios de compressão, minimizando assim, problemas de convergência.

Tabela 3.8 – Condições operacionais do vaso VS-1

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão (bar)	9	9
Temperatura (°C)	40	40
Vazão (m ³ /d)	2.500.000	3.021.000

Tabela 3.9 – Condições operacionais do compressor centrífugo K-1

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão entrada (bar)	9	9
Pressão saída (bar)	29,5	29,5
Temperatura entrada (°C)	40	40
Temperatura saída (°C)	142,5	143,8
Vazão (m ³ /d)	2.500.000	3.021.000

Tabela 3.10 – Condições operacionais do trocador de calor E-3

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão tubos (bar)	29,5	29,5
Temperatura entrada tubos (°C)	125,6	139,1
Temperatura saída tubos (°C)	40	40
Pressão casco (bar)	8,5	8,5
Temperatura entrada casco (°C)	28	28
Temperatura saída casco (°C)	40	40
Vazão casco (kg/h) - água	337.700	469.400
Vazão tubos (m³/d) - gás	2.497.000	3.015.000

As Tabelas 3.11, 3.12 e 3.13 trazem as condições operacionais do vaso VS-2, do compressor K-2 e do trocador E-4, respectivamente. Estes são os equipamentos do segundo estágio de compressão.

Tabela 3.11 – Condições operacionais do vaso VS-2

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão (bar)	28,5	28,5
Temperatura (°C)	40	40
Vazão (m³/d)	2.497.000	3.015.000

Tabela 3.12 – Condições operacionais do compressor centrífugo K-2

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão entrada (bar)	28,5	28,5
Pressão saída (bar)	72,5	72,5
Temperatura entrada (°C)	40	40
Temperatura saída (°C)	125,7	126,3
Vazão (m³/d)	2.497.000	3.015.000

Tabela 3.13– Condições operacionais do trocador de calor E-4

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão tubos (bar)	72,5	72,5
Temperatura entrada tubos (°C)	116,9	124
Temperatura saída tubos (°C)	40	40
Pressão casco (bar)	8,5	8,5
Temperatura entrada casco (°C)	28	28
Temperatura saída casco (°C)	40	40
Vazão casco (kg/h) - água	329.500	430.800
Vazão tubos (m³/d) - gás	2.495.000	3.015.000

As Tabelas 3.14, 3.15 e 3.16 trazem as condições operacionais do vaso VS-3, do compressor K-3 e do trocador E-5, respectivamente. Estes são os equipamentos do terceiro estágio de compressão.

Tabela 3.14 – Condições operacionais do vaso VS-3

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão (bar)	71,5	71,5
Temperatura (°C)	40	40
Vazão (m³/d)	2.495.000	3.015.000

Tabela 3.15 – Condições operacionais do compressor centrífugo K-3

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão entrada (bar)	71,5	71,5
Pressão saída (bar)	198	198
Temperatura entrada (°C)	40	40
Temperatura saída (°C)	134,1	134,8
Vazão (m³/d)	2.495.000	3.015.000

Tabela 3.16 – Condições operacionais do trocador de calor E-5

Condições operacionais	Situação 1	Situação 2
Pressão tubos (bar)	198	198
Temperatura entrada tubos (°C)	134,1	134,8
Temperatura saída tubos (°C)	35	35
Pressão casco (bar)	8,5	8,5
Temperatura entrada casco (°C)	28	28
Temperatura saída casco (°C)	40	40
Vazão casco (kg/h) - água	200.900	504.900
Vazão tubos (m³/d) - gás	998.100	2.517.000

Sumário

1-Introdução.....	12
1.1 – Processamento primário de petróleo	13
1.1.1-Processamento de petróleo.....	17
1.1.2 Processamento de água oleosa.....	20
1.1.3 Processamento de gás natural.....	21
1.2-Objetivos.....	25
1.2.1- Objetivos gerais.....	25
1.2.2- Objetivos específicos.....	25
1.3- Organização do trabalho.....	27
2-Revisão Bibliográfica	28
2.1-Controle de Plantas Inteiras (<i>Plantwide Control</i>).....	28
2.2 – Simulação dinâmica de processo.....	31
2.2.1 – Utilização da simulação dinâmica em projeto de plantas.....	34
2.2.2 – Utilização da simulação dinâmica na operação de plantas	36
2.3 – Planta de condicionamento de gás natural offshore	38
2.3.1 – Separador bifásico gravitacional.....	39
2.3.2 – Sistema de compressão do gás	40
2.3.3 – Desidratação do gás.....	44
3- Metodologia do estudo	50
3.1 - Estudo de caso 1 - Simulação de planta de condicionamento de gás natural em estado estacionário.....	50

3.1.3-Validação do modelo estático e definição dos estudos da simulação estática.

Os dados reais das variáveis de operação fornecidos pelo PI (*plant information*) do FPSO foram utilizados como base para a simulação da situação 1. O PI fornece as informações da planta em tempo real, bem como armazena todo o histórico desde o início de produção da planta, porém, alguns dados ainda não estão disponíveis, como taxa de reciclo e vazão de água de aquecimento/resfriamento.

Atualmente, a plataforma opera com condições operacionais semelhantes à da situação 1. As oscilações nos valores das variáveis são características do processo e dependem de diversos fatores como: o poço de óleo que está no separador de teste, quantidade de poços operando com gás *lift* como método de elevação artificial, pressão de exportação de gás, quantidade de poços de gás em operação, dentre outros. De uma maneira geral, a simulação foi feita para retratar a plataforma operando em regime permanente com todos os poços operando.

A situação 2 é uma situação operacional futura na plataforma e ocorrerá devido à perda de pressão na chegada dos poços de gás. Assim, os dados desta simulação não foram validados ainda com os dados reais. Porém, antes que a situação 2 se torne real, é preciso definir algumas condições de operação, principalmente para as válvulas reguladoras de pressão (válvulas *choke* e FV4). Isto se torna importante para verificar a temperatura à jusante da válvula reguladora de pressão e a adequação desta temperatura com a especificação de temperatura mínima da tubulação, que neste caso é de -29°C. A avaliação destes dois estudos será apresentada no Capítulo 4, Resultados e Discussões.

3.2 -Estudo de caso 2 - Simulação de planta de condicionamento de gás natural em modo dinâmico

A elaboração de simulação dinâmica em HYSYS é um pouco mais trabalhosa em relação à simulação estática, devido à necessidade de especificar a vazão ou a pressão das correntes de entrada e saída da planta, e também, devido aos reciclos. Para evitar problemas com convergência, todas as correntes da simulação dinâmica, inclusive os reciclos, foram inicializadas com os dados da simulação estática.

O fluxograma do processo e os dados de operação são os mesmos utilizados na simulação estática, porém, para a situação 2 foi considerada a pressão de 220 bar à montante das válvulas *chokes* para os poços X1 e X2. Isso foi feito para avaliar qual seria a consequência da modificação imediata para a Situação 2 nas condições atuais dos poços. A vazão de chegada dos poços de gás na simulação dinâmica depende da capacidade de vazão da válvula *choke* e das condições à montante e à jusante desta válvula, ou seja, não é uma variável imposta como na simulação em estado estacionário. Ao contrário da simulação estática, a simulação dinâmica precisa das características de projeto dos equipamentos da planta. Estes dados de projeto foram obtidos através de folha de dados e são documentos internos da PETROBRAS. Assim, para apresentação destes dados neste trabalho foram feitas algumas alterações em valores que não implicam em grandes alterações nos dados obtidos.

Outra diferença da simulação dinâmica em relação à estática é a inclusão dos controladores. Os detalhes da lógica de controle destes controladores serão explicados na seção 3.2.2 (Sintonia de Controladores).

3.2.1 – Dimensionamento dos equipamentos

As válvulas de controle apresentadas no fluxograma geral da planta (Figura 3.2) possuem coeficiente de vazão (Cv) conforme Tabela 3.17. O Cv é o número que expressa o número de galões de água por minuto (a 60°F) que passam através de uma válvula totalmente aberta com uma perda de carga de 1libra/pol².

Tabela 3.17 – Cv utilizado para válvulas de controle na simulação dinâmica

Válvula de Controle	Cv (gpm)	Válvula de Controle	Cv (gpm)
HCV1	51	VLV-106	740
HCV2	51	VLV-107	400
VLV-100	151	VLV-108	1
VLV-101	2	VLV-109	335
VLV-103	50	VLV-110	622
VLV-104	300	VLV-111	1
VLV-7	1	VLV-112	90
FV4	60	VLV-113	600
VLV-105	400	VLV-114	1
VLV-102	1	VLV-115	400

Os vasos da planta possuem dimensões conforme Tabela 3.18. Todos os trocadores de calor de calor utilizados na simulação dinâmica são casco e tubos, com um casco e dois passes de tubos. As condições de referência que definem a troca térmica de cada trocador são as mesmas da simulação em estado estacionário apresentada na seção 3.1.2. Os detalhes das curvas dos compressores utilizadas na simulação dinâmica serão apresentados na seção 3.2.3.

Tabela 3.18 – Dimensão dos vasos utilizados na simulação.

Vaso	Diâmetro (m)	Altura (m)
V-1	1,05	4,1
VS-1	1,48	3,9
V-2	1,5	4
VS-2	1,48	4,55
VS-3	1,27	5
V-5	1,2	5

3.2.2 – Sintonia dos controladores

Em virtude dos dados de sintonia dos controladores PID da planta não estarem disponíveis para consulta, foi necessário realizar a sintonia. Para a sintonia preliminar, foram utilizados os parâmetros informados no manual do HYSYS como referência, conforme Tabela 3.19. Utilizando os dados da Tabela 3.19 é possível obter um controle adequado, porém, os parâmetros podem ser posteriormente ajustados se a resposta em malha fechada não for satisfatória.

Tabela 3.19 – Valores de referência do HYSYS para sintonia de controle PID. (Valores selecionados entre parênteses)

Tipo de Controle	K	T_i (min)	T_d (min)
Vazão	0,4 - 0,65 (0,4)	0,05 - 0,25 (0,1)	-
Nível	2 - 20 (2)	1 - 5 (1)	-
Pressão (gás)	2 - 10 (2)	2 - 10 (2)	-
Pressão (líquido)*	0,5 - 2,0	0,1 - 0,25	-
Temperatura	2 - 10 (2)	2 - 10 (2)	0 - 5 (0)

Os valores selecionados foram baseados no trabalho de Hansen (2008) e mostraram-se satisfatórios, proporcionando estabilidade à planta em malha fechada. O único controle que apresentou instabilidade foi o TIC-4 (controlador de temperatura do trocador de calor E-5). Para este controlador, o par de parâmetros de sintonia $K=2$ e $T_i=2$ minutos não foi satisfatório, conforme mostrado na Figura 3.3.

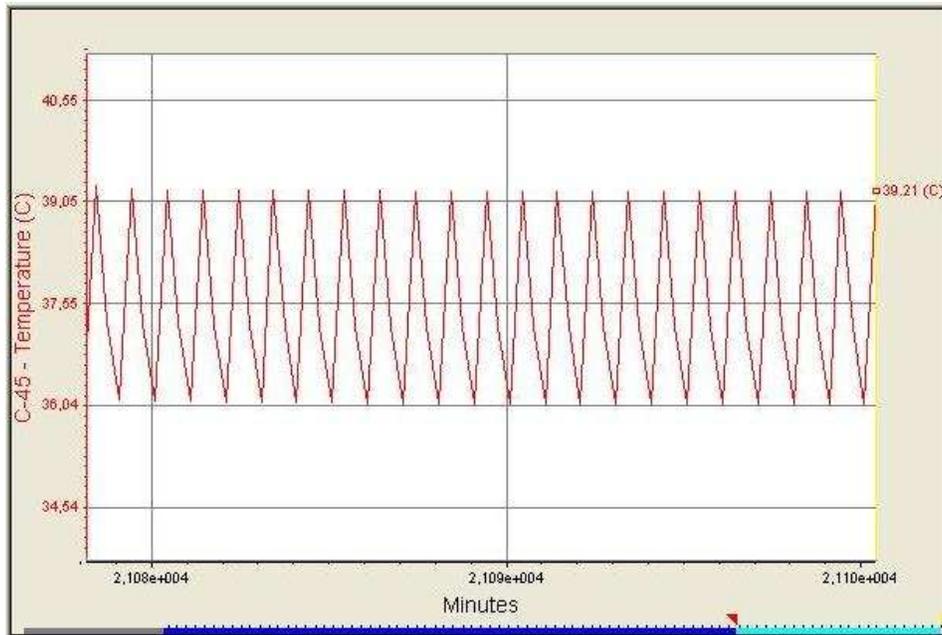


Figura 3.3- Instabilidade do controlador TIC-4 ($K=2$ e $T_i=2$ minutos)

Os parâmetros de sintonia de controle do controlador TIC-4 foram alterados para $K=0,4$ e $T_i=0,3$ minutos, a estabilidade do sistema pode ser verificada na Figura 3.4.

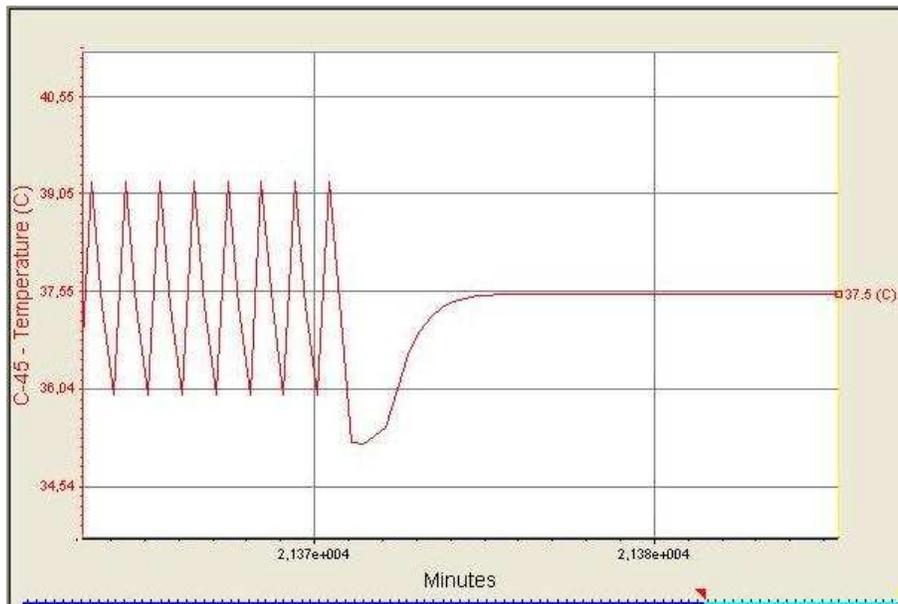


Figura 3.4 – Comportamento do controlador TIC-4 após alteração dos parâmetros de sintonia do controle PID

Os valores finais dos parâmetros de sintonia da planta encontram-se na Tabela 3.20.

Tabela 3.20 – Parâmetros de sintonia dos controladores da planta

Controlador	Variável controlada	Variável Manipulada	Kc	Ti	Td	Ação	Set-Point
PIC-100	Pressão em C-01	HCV006B	2,0	2,0	-	Reversa	198 bar
PIC-101	Pressão em C-11	HCV006A	2,0	2,0	-	Reversa	198 bar
TIC-100	Temperatura em C-13	VLV-103	2,0	2,0	-	Direta	36°C
LIC-1	Nível em V-1	VLV-101	2,0	1,0	-	Direta	1m
PIC-102	Pressão em C-17	FV-104	2,0	2,0	-	Reversa	11bar
PIC-1	Pressão em 5	VLV-104	2,0	2,0	-	Reversa	11bar
LIC-2	Nível em V-102	VLV-7	2,0	1,0	-	Direta	1m
TIC-1	Temperatura em C-6	VLV-105	2,0	2,0	-	Direta	39,5°C
LIC-3	Nível em V-2	VLV-102	2,0	1,0	-	Direta	0,5m
FIC-2	Vazão em C-18	VLV-105	0,4	0,1	-	Reversa	Variável
TIC-2	Temperatura em C-26	VLV-107	2,0	2,0	-	Direta	40°C
LIC-4	Nível em V-3	VLV-108	2,0	1,0	-	Direta	2m
FIC-3	Vazão em C-28	VLV-109	0,4	0,1	-	Reversa	Variável
TIC-3	Temperatura em C-36	VLV-115	2,0	2,0	-	Direta	40°C
LIC-5	Nível em V-4	VLV-111	2,0	1,0	-	Direta	2m
FIC-4	Vazão em C-38	VLV-112	0,4	0,1	-	Reversa	Variável
TIC-4	Temperatura em C-45	VLV-113	0,4	0,3	-	Direta	37,5°C
LIC-6	Nível em V-5	VLV-114	2,0	1,0	-	Direta	2m

Na Tabela 3.20, é possível observar que os *setpoints* dos controladores FIC-2, FIC-3 e FIC-4 são variáveis, isto porque estes controladores fazem parte do controle anti-surge dos compressores, que será explicado na seção 3.2.3. É possível verificar o posicionamento de cada controlador da planta através da Figura 3.2.

3.2.3-Controle Anti-Surge (Compressores Centrífugos)

Para compressores centrífugos é necessário evitar a ocorrência de surge. Isto é feito garantindo que a vazão na sucção do compressor não esteja próxima à vazão do limite de surge.

Os compressores deste trabalho são compressores centrífugos e os três estágios dispõem do mesmo eixo rotativo. Para cada rotação, cada estágio de compressão possui uma curva *Vazão versus Head*. Geralmente, os compressores dispõem de certa flexibilidade e podem operar em diversas rotações dependendo da vazão a ser comprimida, da pressão na sucção da máquina, do peso molecular do gás bem como da pressão final desejada. As curvas dos estágios de compressão estão exemplificadas nas Figuras 3.5, 3.6 e 3.7.

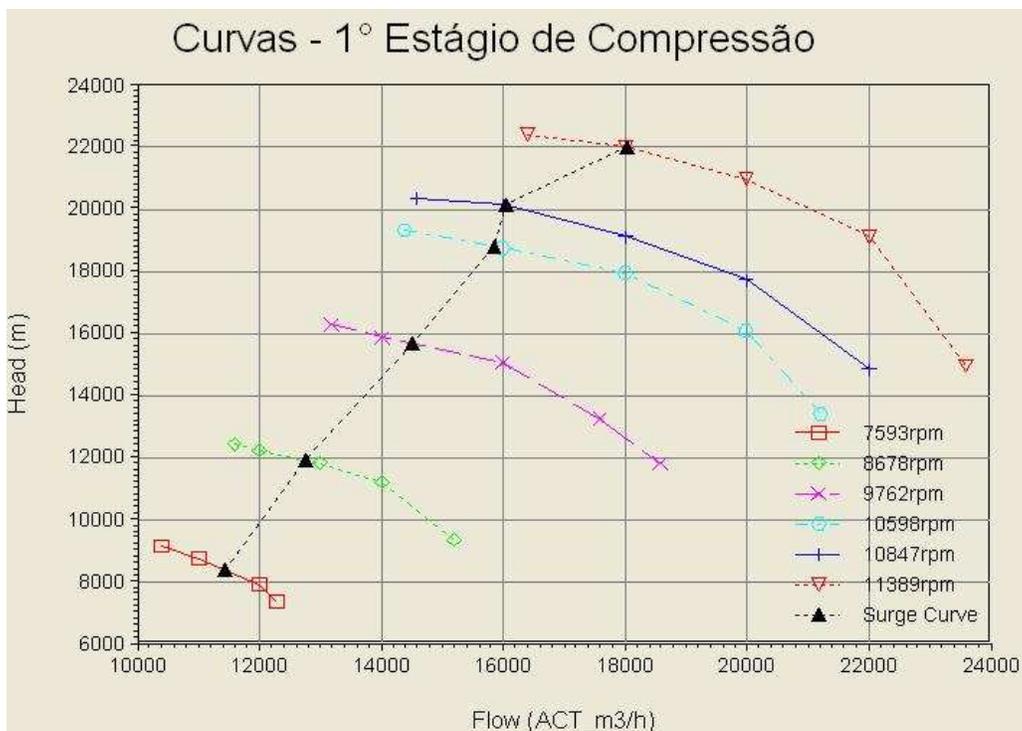


Figura 3.5- Curvas *Vazão versus Head* e curva de *surge* do primeiro estágio do sistema de compressão.

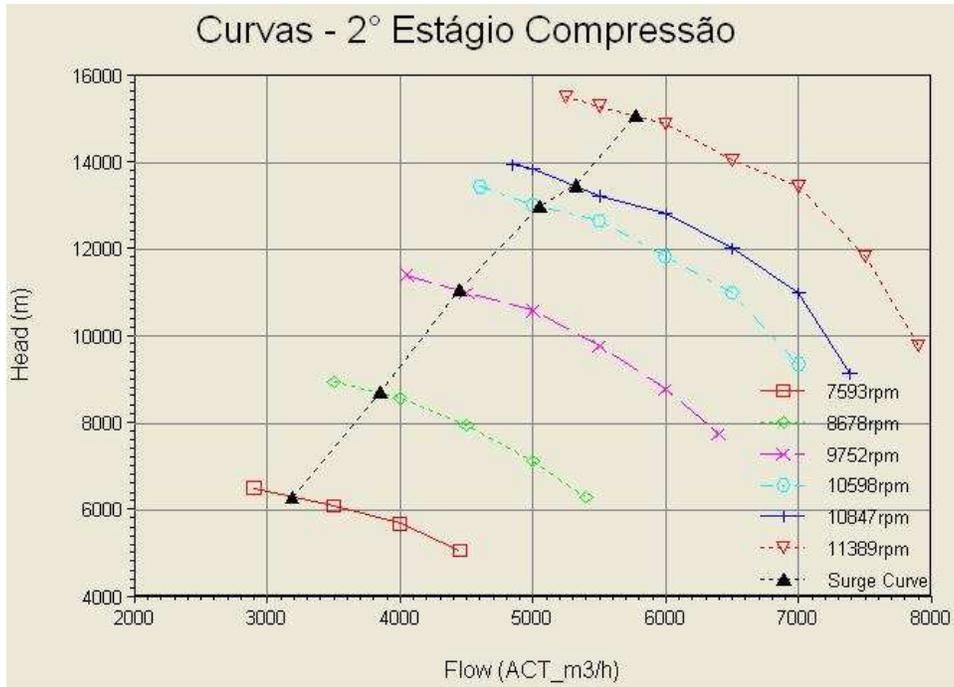


Figura 3.6- Curvas Vazão versus Head e curva de surge do segundo estágio do sistema de compressão.

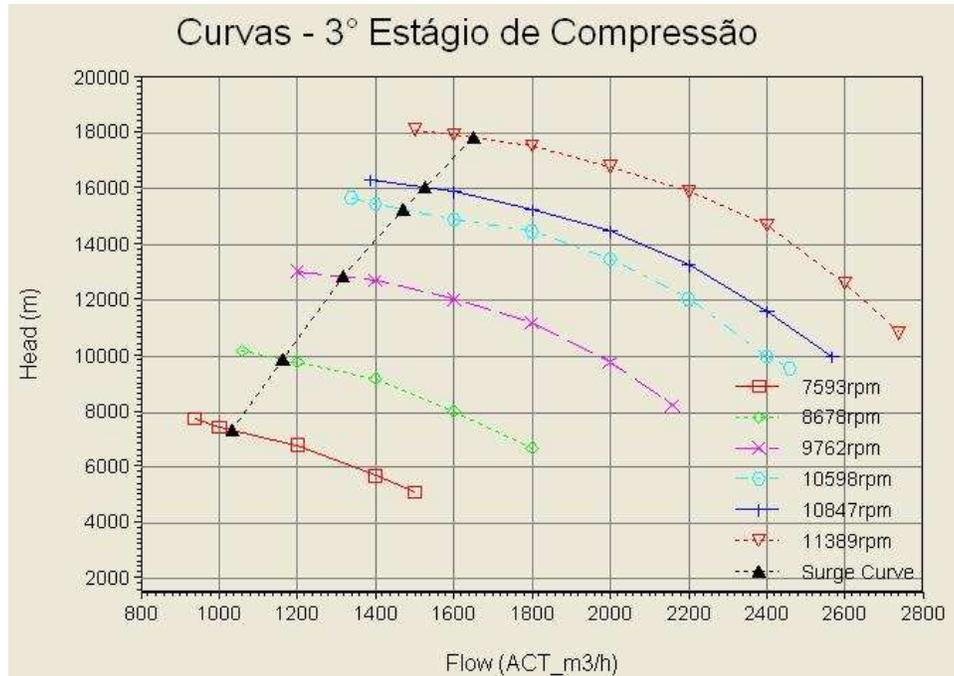


Figura 3.7- Curvas Vazão versus Head e curva de surge do terceiro estágio do sistema de compressão.

Em geral, a curva de surge é considerada como a união dos pontos formados pela menor vazão para a respectiva rotação. Porém, para o controle, é necessário colocar uma margem de segurança que geralmente consiste em definir como vazão de surge uma vazão 10-20% maior que a vazão mínima para a respectiva rotação; essa nova curva é conhecida como curva de controle de surge. Assim, existe a curva de surge, que caracteriza o limite da máquina, e a curva de controle de surge, ferramenta que visa impedir que a máquina alcance o limite de surge. Neste estudo, a curva de controle de surge foi calculada para cada estágio e foi considerada uma vazão 15% maior que a vazão mínima na respectiva rotação. As Figuras 3.5, 3.6 e 3.7 representam as curvas de controle de surge para cada estágio de compressão (linha pontilhada preta com triângulos pretos).

Cálculo da curva de controle de surge para os estágios de compressão

Para o primeiro estágio de compressão, a Tabela 3.21 representa a vazão mínima em cada rotação e a vazão para controle de surge calculada (15% maior que a vazão mínima de surge). A vazão mínima para cada rotação, bem como as curvas vazão *versus* Head, foram retiradas da folha de dados da máquina.

Tabela 3.21 – Vazão de surge e vazão de controle de surge para o primeiro estágio de compressão

Rotação (rpm)	Vazão de surge (m³/h)	Vazão para controle do surge (m³/h)
11389	16400	18860
10847	14600	16790
10598	14400	16560
9762	13200	15180
8678	11600	13340
7593	10400	11960

Utilizando os dados da Tabela 3.21, um gráfico (**Rotação versus Vazão mínima para controle de surge**) foi construído e a ele foi adicionado uma linha de tendência de segundo grau com a seguinte equação:

$$Vazão = 0,0002222229(Rotação^2) - 2,501911(Rotação) + 0,0001821929 \quad (\text{Eq. 3.1})$$

Com o auxílio da função *Spreadsheet* do HYSYS, a variável “Rotação” do primeiro estágio de compressão se tornou a entrada para a Equação 3.1 e o resultado desta equação se tornou o *setpoint* do controlador FIC-2 (controlador da vazão de sucção do compressor). Assim, à medida que o compressor muda a rotação para se adequar às oscilações de vazão o *setpoint* do controlador da vazão de entrada do compressor é alterado, respeitando o limite de surge. Cabe ressaltar que, a vazão na sucção do compressor utilizada neste estudo é medida nas condições de temperatura e pressão da sucção do compressor (*actual flow* - linguagem do HYSYS).

Para os segundo e terceiro estágios foi utilizada a mesma metodologia para cálculo da curva de controle de surge aplicada ao primeiro estágio. É importante ressaltar, que todos os três estágios devem obrigatoriamente ter a mesma rotação, devido à característica da máquina ser de eixo rotativo único comum aos três estágios. Para fixar esta condição na simulação, foi necessário estabelecer que as rotações dos compressores dos segundo e terceiro estágios eram iguais a do primeiro estágio. Isto foi feito através da função *Spreadsheet* do HYSYS, utilizando a subfunção *export variable*. Assim, a variável rotação do primeiro estágio foi exportada para se tornar a variável rotação dos segundo e terceiro estágios de compressão. Quando a rotação do primeiro estágio precisar ser alterada, por motivo de oscilação de pressão ou vazão na sucção do compressor, as dos outros estágios automaticamente também serão.

As Tabelas 3.22 e 3.23 representam a vazão mínima em cada rotação e a vazão para controle de surge calculada (15% maior que a vazão mínima de surge), respectivamente para o segundo e terceiro estágio de compressão.

Tabela 3.22 - Vazão de surge e vazão de controle de surge para o segundo estágio de compressão

Rotação (rpm)	Vazão de surge (m ³ /h)	Vazão para controle do surge (m ³ /h)
11389	5250	6038
10847	4850	5578
10598	4600	5290
9762	4050	4658
8678	3500	4025
7593	2900	3335

Tabela 3.23 - Vazão de surge e vazão de controle de surge para o terceiro estágio de compressão

Rotação (rpm)	Vazão de surge (m ³ /h)	Vazão para controle do surge (m ³ /h)
11389	1500	1725
10847	1390	1599
10598	1340	1541
9762	1200	1380
8678	1060	1219
7593	940	1081

Utilizando os dados da Tabela 3.22 e 3.23, gráficos (**Rotação versus Vazão mínima para controle de surge**) foram construídos para o segundo e terceiro estágios de compressão e a eles foram adicionados linha de tendência de segundo grau com a equação 3.2 para o segundo estágio e equação 3.3 para o terceiro estágio.

$$Vazão = 0,0000537655(Rotação^2) - 0,3189702(Rotação) + 0,002681384 \quad (\text{Eq. 3.2})$$

$$Vazão = 0,00001849616(Rotação^2) - 0,1829678(Rotação) + 0,001406765 \quad (\text{Eq. 3.3})$$

A partir daí, o mesmo procedimento utilizado para ajustar o *setpoint* do controlador FIC-2 do primeiro estágio foi utilizado para estabelecer o *setpoint* do FIC-3 (controlador da vazão de sucção do segundo estágio de compressão) e do FIC-4 (controlador da vazão de sucção do terceiro estágio de compressão).

Funcionamento do controle anti-surge

Para estabelecer o controle anti-surge de cada estágio de compressão três tipos de controladores trabalham em conjunto:

- Controle de rotação dos compressores: através da subfunção *export variable* do HYSYS todos os compressores possuem a mesma rotação e esta rotação é alterada dependendo das oscilações de vazão durante a operação. Este controle foi feito utilizando apenas a função *Spreadsheet* e não aparece na simulação como um controlador real. Trata-se de um controlador virtual para representar a situação de operação do trem de compressão;
- Controle da pressão na sucção da compressão: é necessário manter a pressão da sucção da compressão sem muita oscilação e, para isso, a rotação da máquina é a variável manipulada;
- Controle de vazão na sucção da compressão: este controle é feito pelos controladores FIC-2, FIC-3 e FIC-4. O *setpoint* destes controladores é variável e depende da rotação da máquina. A fim de manter a vazão na sucção da compressão próxima ao *setpoint*, as válvulas VLV-106, VLV-109 e VLV-112 são manipuladas aumentando ou diminuindo a vazão de reciclo em cada estágio.

4- Resultados e discussões

O condicionamento do gás natural consiste em processos físicos e químicos para adequar o gás para exportação. Dependendo das características do gás produzido o tratamento *offshore* pode conter uma combinação de processos como: separação bifásica, compressão, desidratação com trietilenoglicol (TEG), remoção de CO₂ e/ou H₂S, desidratação com monoetilenoglicol (MEG), etc. A plataforma *offshore* simulada possui apenas separação bifásica, compressão em três estágios e desidratação com trietilenoglicol (TEG).

O gás condicionado possui 3 finalidades principais na plataforma: gás combustível, gás lift e exportação para unidade de tratamento de gás natural. A principal especificação do gás é manter a umidade em (32 kg de água)/ (milhão de m³ de gás) a fim de evitar a formação de hidratos durante o escoamento submarino (exportação e gás *lift*) e a aceleração da corrosão nos dutos.

Na plataforma estudada, o sistema de tratamento de gás *offshore* recebe gás proveniente de dois poços de gás (X1 e X2) e o gás proveniente da mistura dos gases produzidos pelos poços de óleo. Os seis poços de óleo que chegam na plataforma sofrem separação trifásica em um separador horizontal de alta pressão (cerca de 10bar). O gás é encaminhado ao sistema de compressão principal. A água segue para tratamento de água produzida. O óleo é encaminhado para outro separador bifásico com pressão de operação menor (cerca de 1,5 bar). O gás é encaminhado para compressor *booster*, onde tem a pressão elevada de 1,5 até 10 bar e se une ao gás da saída do separador de alta pressão para entrar na sucção do sistema principal de compressão.

Na fase inicial de produção, os poços X1 e X2 possuem pressão suficiente para serem enviados diretamente para a desidratação com TEG, não sendo necessária a compressão deste gás. Assim, apenas o gás proveniente dos poços de óleo é comprimido. Na fase de produção intermediária os poços de gás (X1 e X2) têm a pressão de chegada na plataforma reduzida e necessitam passar pelo sistema de

compressão. Estas duas situações serão analisadas neste estudo. Primeiramente em um estudo em estado estacionário e depois em um estudo dinâmico.

4.1 – Simulação do processo em estado estacionário

Na situação 1, o gás proveniente dos poços de gás passa pelo aquecedor E-1 (que nesta situação estará desligado devido à alta temperatura de chegada do gás) e é encaminhado ao vaso separador bifásico V-1. Todo o processo pode ser visualizado na Figura 3.1. O gás que deixa este vaso é encaminhado diretamente para o sistema de desidratação com TEG por meio da válvula PCV. O gás proveniente dos poços de óleo deixa o vaso V-2 e segue para o trocador E-2, onde é resfriado até 35°C e entra no vaso separador bifásico VS-1. O gás que sai deste vaso segue para o primeiro estágio de compressão (K-1), que eleva a pressão do gás de 9 bar para 29 bar. Parte do gás comprimido é despressurizado pela VLV-1 e recirculado para a sucção do primeiro estágio de compressão. Isto se faz necessário, visto que, a capacidade do sistema de compressão é para 3,5 milhões de m³/d de gás e nesta situação apenas 1 milhão de m³/d de gás estão sendo comprimidos. A outra parte do gás comprimido é direcionada ao trocador E-3 onde é resfriada até 35°C. O gás resfriado segue para o vaso separador bifásico VS-2 e a corrente de gás é enviada para o segundo estágio de compressão (K-2), onde a pressão é elevada de 29 para 70 bar. Na saída do K-1 parte do gás também é recirculada. A outra parte do gás comprimido é direcionada ao trocador E-4 onde é resfriada até 35°C. O gás resfriado segue para o vaso separador bifásico VS-3 e a corrente de gás é enviada para o terceiro estágio de compressão (K-3), onde a pressão é elevada de 70 para 197 bar. Na saída deste compressor, parte da corrente é recirculada, a outra parte é resfriada no trocador de calor E-5 até 35°C e enviada para o sistema de desidratação com TEG.

Na situação 2, o gás proveniente dos poços de gás precisa ser aquecido no trocador E-1 até 40°C devido à queda de temperatura provocada pela

despressurização nas válvulas *choke*. Depois de passar pelo vaso V-1 o gás tem a pressão reduzida de 77 para 10 bar pela FV4. Após esta válvula o gás se une com o gás de reciclo e o gás proveniente dos poços de óleo e é encaminhado ao trocador de calor (E-2) do primeiro estágio de compressão. Deste ponto em diante o gás segue o mesmo caminho descrito na situação 1 para o gás proveniente dos poços de óleo. A diferença para a situação 1 está na taxa de reciclo, pois devido à maior vazão de gás passando pela compressão a taxa de reciclo pode ser reduzida.

4.1.1-Resultados

Nesta simulação, apesar dos equipamentos não estarem dimensionados e caracterizados conforme folha de dados de projeto, buscou-se respeitar as limitações dos equipamentos.

Na simulação da situação 1 observou-se que o aquecedor de casco e tubos E-1 não é necessário nas condições operacionais atuais de chegada dos poços de gás. Porém será necessário para durante a operação da situação 2.

Na situação 2 avaliou-se a temperatura à jusante das válvulas reguladoras de pressão a fim de verificar se a limitação de temperatura mínima da tubulação à jusante das válvulas, -29°C , era respeitada. Quando a pressão à montante das válvulas *choke* dos poços de gás for inferior a 190bar não será mais possível enviar o gás diretamente para a desidratação com TEG, visto que, esta pressão não atende às necessidades de gás *lift* da plataforma. Assim, será necessária a redução da pressão do gás destes poços até a pressão da sucção do primeiro estágio de compressão, cerca de 10 bar. Esta grande despressurização ($\Delta P=180\text{bar}$) poderia causar fragilização a frio das tubulações à jusante das válvulas reguladoras de pressão. Existem duas válvulas até a sucção da compressão que podem efetuar essa quebra de pressão, a válvula *choke* de cada

poço e a válvula FV4. Assim, é necessário estabelecer qual diferencial de pressão cada válvula deverá ter a fim de manter a temperatura à jusante das válvulas maior que -29°C.

A Tabela 4.1 relaciona o ΔP nas válvulas reguladoras de pressão com a temperatura à jusante destas válvula. Para esta análise foi considerado que a pressão à montante das válvulas *choke* para os poços de gás é de 189bar, pressão mínima para gás *lift*, e a temperatura à montante dos *chokes* de 40°C.

Tabela 4.1 – Relação entre queda de pressão e temperatura à jusante das válvulas reguladoras de pressão

ΔP (HCV1 e HCV2) (bar)	Temperatura jusante HCV1 (°C)	Temperatura jusante HCV2 (°C)	ΔP FV4 (bar)	Temperatura jusante FV4 (°C)
69	26,43	21,26	109	-16,39
79	23,64	19,49	99	-12,43
89	20,63	17,34	89	-8,19
99	17,33	15,11	79	-3,71
109	13,74	12,68	69	0,97
119	9,85	10,04	59	5,78
129	5,62	7,16	49	10,64
139	1,04	4,00	39	15,77
149	-3,90	0,49	29	20,97
159	-9,27	-3,52	19	26,15
169	-15,17	-8,32	9	31,34
179	-21,89	-14,71	0	35,95

4.1.2 – Conclusões

Operacionalmente, o ideal é trabalhar sempre com temperaturas positivas apesar da limitação da linha ser de -29°C . Isto porque em temperaturas abaixo de 0°C pode haver formação de gelo na superfície da tubulação, o que causa desconforto operacional. Outro fator que deve ser levado em consideração é a calibração dos termostatos, muitas vezes estes equipamentos são calibrados para medir apenas temperaturas positivas e não são confiáveis para medição de temperaturas negativas. Desta maneira conclui-se que a faixa de operação ideal é a sombreada de azul na Tabela 4.1, ficando as válvulas *choke* responsáveis pela maior quebra de pressão.

4.2 – Simulação dinâmica do processo

Neste trabalho a mesma planta desenvolvida no estado estacionário foi utilizada no desenvolvimento da simulação dinâmica. Após o desenvolvimento da simulação dinâmica foi verificado o comportamento da planta diante de “golfadas”.

A Figura 3.2 mostra o fluxograma da planta no HYSYS com os respectivos controladores.

O PIC-100 e o PIC-101 são responsáveis por controlar a pressão à jusante das válvulas *chokes* dos poços X1 e X2 respectivamente. Para a situação 1, o *setpoint* destes controladores é de 197bar. Para a situação 2 o *setpoint* é de 70 bar. O PIC-1 controla a pressão do gás proveniente dos poços de óleo e o *setpoint* deste controlador é 10bar.

Na chegada dos poços de gás, após passarem pelo *choke*, os poços podem sofrer aquecimento até 36°C no trocador E-1. O TIC-100 é responsável pelo controle da temperatura de saída do gás do trocador. Ele atua na válvula VLV-103 a fim de controlar a vazão de água quente que entra no trocador. Na situação 1 este

trocador não é utilizado, visto que, os poços chegam com temperatura em torno de 40°C. Para a situação 2 este trocador é muito importante, pois após a quebra de pressão nos *chokes* ocorre uma brusca queda de temperatura, conforme foi mostrado no estudo estático da planta.

O LIC-1 e o LIC-2 são responsáveis pelo controle de nível dos vasos separadores bifásicos na chegada dos poços de gás e do gás proveniente dos poços de óleo respectivamente. Uma boa prática de projeto é manter o nível dos vasos com *setpoint* de 30-40% da altura do vaso.

Para cada estágio de compressão existem 4 controladores. No primeiro estágio o TIC-1 controla a temperatura de saída do trocador E-2 (resfriador). Este controlador atua na VLV-105 a fim de manipular a vazão de água de resfriamento que entra no trocador. O *setpoint* deste controlador é 39,5°C. O LIC-3 efetua o controle de nível do vaso *scrubber* VS-1 manipulando a válvula VLV-102. O FIC-2 controla a vazão na sucção do compressor e faz parte do controle anti –surge da máquina.

No segundo estágio de compressão o TIC-2 controla a temperatura de saída do gás do trocador E-3 (resfriador) manipulando a válvula VLV-107 que estabelece a vazão de água de resfriamento na entrada do trocador. O *setpoint* deste controlador é de 40°C. O LIC-4 é responsável pelo controle de nível do vaso VS-2 e atua na válvula VLV-108. O FIC-3 controla a vazão na sucção do compressor e faz parte do controle anti-surge da máquina.

No terceiro estágio de compressão o TIC-3 controla a temperatura de saída do gás do trocador E-4 (resfriador) manipulando a válvula VLV-115 que estabelece a vazão de água de resfriamento na entrada do trocador. O *setpoint* deste controlador é de 40°C. O LIC-5 é responsável pelo controle de nível do vaso VS-3 e atua na válvula VLV-111. O FIC-4 controla a vazão na sucção do compressor e faz parte do controle anti-surge da máquina.

Após sair do terceiro estágio de compressão o gás é resfriado no trocador E-5 (resfriador). O controlador TIC-4 é responsável por manter a temperatura de saída do gás em 37,5°C através do controle da vazão de saída de água do trocador. O gás, após sair do trocador E-5, é encaminhado ao vaso *Scrubber* V-5 de onde segue para a torre de absorção com TEG. O controle de nível do vaso V-5 é feito pelo LIC-6.

4.2.1 – Resultados

Freqüentemente os poços de óleo chegam na plataforma em regime de “golfadas”, causando instabilidade na planta. Devido às golfadas, podem ocorrer oscilações na vazão de gás que alimenta o sistema de compressão provocando paradas (*shutdown*) principalmente devido à vazão baixa de gás e dificuldade do reciclo de compressão compensar a oscilação de carga.

Para as situações 1 e 2, foi analisado o comportamento da planta mediante 3 condições operacionais: a produção de gás sem perturbação, a produção de gás com perturbação na pressão de chegada do gás proveniente dos poços de óleo com amplitude de 10% e a produção de gás com perturbação na pressão de chegada do gás proveniente dos poços de óleo com amplitude de 30%. Para gerar a perturbação com amplitude de 10% e 30% foi utilizada a função de transferência (TRF ou *transfer block function*) do HYSYS. Utilizou-se uma função de segunda ordem com a seleção da funcionalidade “geração de onda senoidal” (*sine wave generator*). O período desta onda foi estabelecido em 10 minutos e a amplitude utilizada foram 10% e 30%. Na Figura 4.1 a tela é exemplificada.

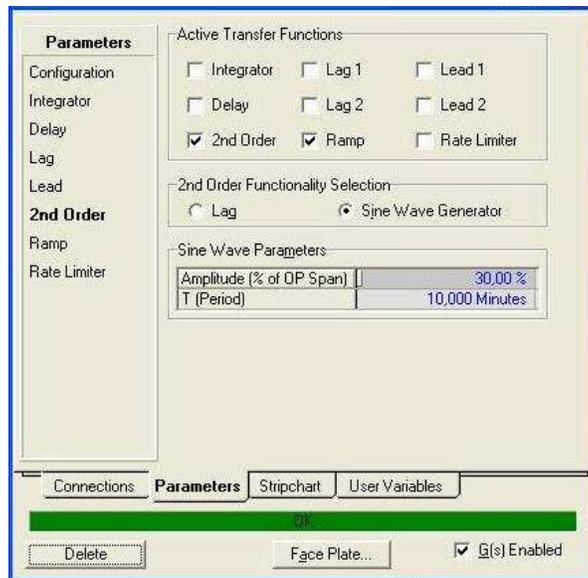


Figura 4.1 – Tela de criação de função de transferência no HYSYS

Comportamento da planta na Situação 1

A Figura 4.2 mostra o comportamento do primeiro estágio de compressão da planta de gás. Em situação normal de operação (sem golfadas) a abertura da válvula de reciclo do estágio é de 44,63%, a temperatura de saída do compressor do primeiro estágio é de 140,7°C, a pressão na sucção do compressor é de 10 bar, a pressão na descarga do compressor é de 32,76 bar e a vazão nas condições de entrada do compressor é de 16320m³/h, conforme pode ser visualizado na Figura 4.2a.

Na Figura 4.2b a corrente de gás proveniente dos poços de óleo sofre uma oscilação na pressão de chegada com amplitude de 10%, isso ocasiona uma oscilação na vazão de gás que é encaminhada ao sistema de compressão. A planta trabalha para manter as pressões de entrada e saída da compressão constantes. A temperatura na saída do compressor permanece praticamente constante. A vazão na sucção da compressão oscila muito pouco não afetando o comportamento do compressor. Para manter todas estas variáveis estáveis a válvula de reciclo do primeiro estágio da compressão trabalha em ciclos para compensar a oscilação na vazão de entrada do compressor. Na Figura 4.2c a

amplitude da oscilação é de 30%. Com esta amplitude verifica-se que a vazão de entrada na sucção e a temperatura e pressão de saída oscilam com maior amplitude, ficando o sistema um pouco mais instável.

O mesmo comportamento do primeiro estágio de compressão mediante as perturbações de amplitude 10% e 30% são observados no segundo e terceiro estágio de compressão. Estes comportamentos são mostrados nas Figuras 4.3 e 4.4.

A Figura 4.3 mostra o comportamento do segundo estágio de compressão da planta de gás. Em situação normal de operação (sem golfadas) a abertura da válvula de reciclo do estágio é de 42,46%, a temperatura de saída do compressor do segundo estágio é de 121,6°C, a pressão na sucção do compressor é de 31,84 bar, a pressão na descarga do compressor é de 74,14 bar e a vazão nas condições de entrada do compressor é de 5212m³/h, conforme pode ser visualizado na Figura 4.3a.

A Figura 4.4 mostra o comportamento do terceiro estágio de compressão da planta de gás. Em situação normal de operação (sem golfadas) a abertura da válvula de reciclo do estágio é de 37,61%, a temperatura de saída do compressor do terceiro estágio é de 147,7°C, a pressão na sucção do compressor é de 73,44 bar, a pressão na descarga do compressor é de 198 bar e a vazão nas condições de entrada do compressor é de 1513m³/h, conforme pode ser visualizado na Figura 4.4a.

A Figura 4.5 mostra o comportamento da planta na saída do sistema de compressão. Com a oscilação da carga a temperatura na saída do trocador alterna valores entre 35°C e 40°C, sendo que o *setpoint* de temperatura deste trocador é 37,5°C. Com a oscilação de carga, nos picos baixos ocorre uma redução considerável da vazão de gás, isto causa dificuldade no controle de temperatura deste trocador. O controle desta temperatura é muito importante na planta, visto que, a especificação de umidade do gás na torre de TEG depende muito desta variável.

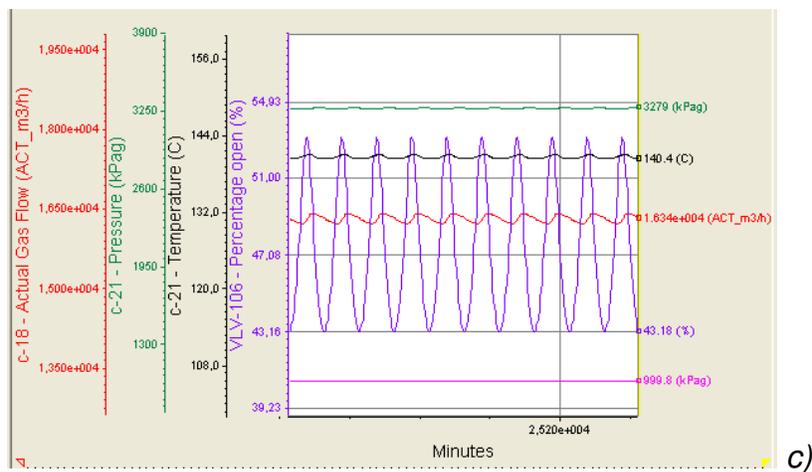
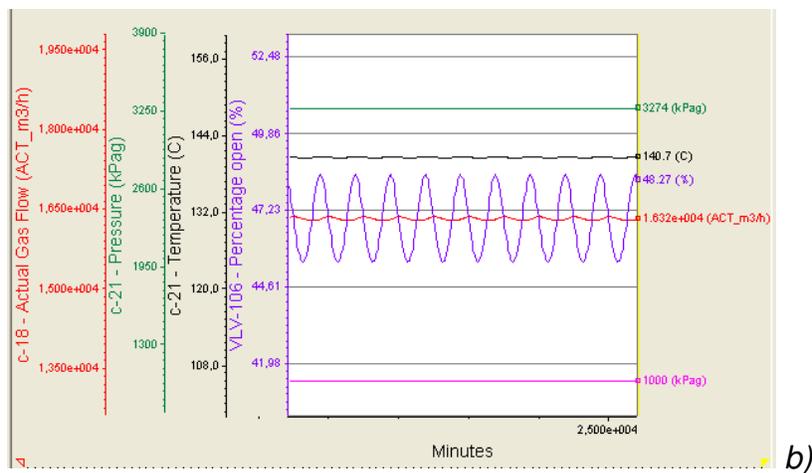
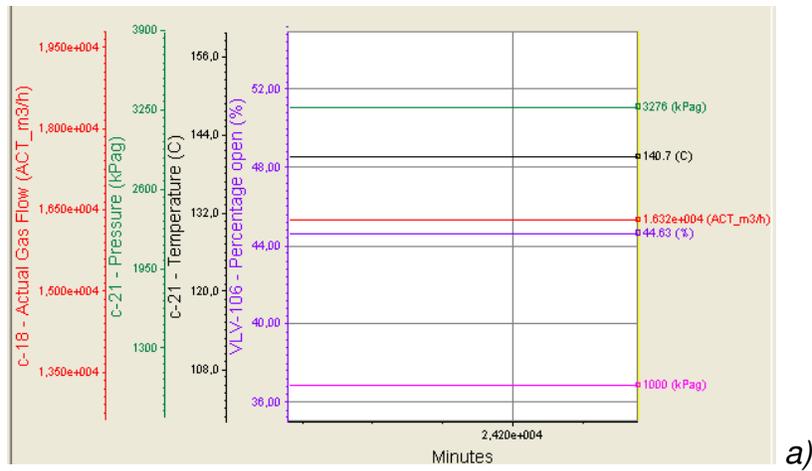
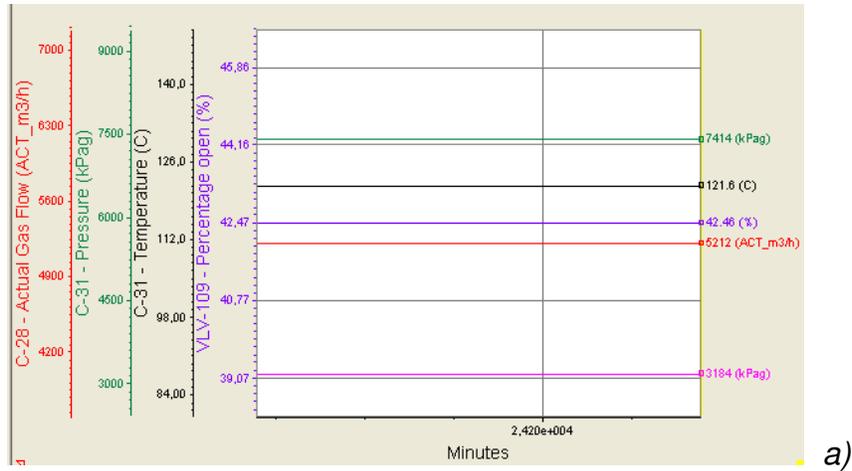
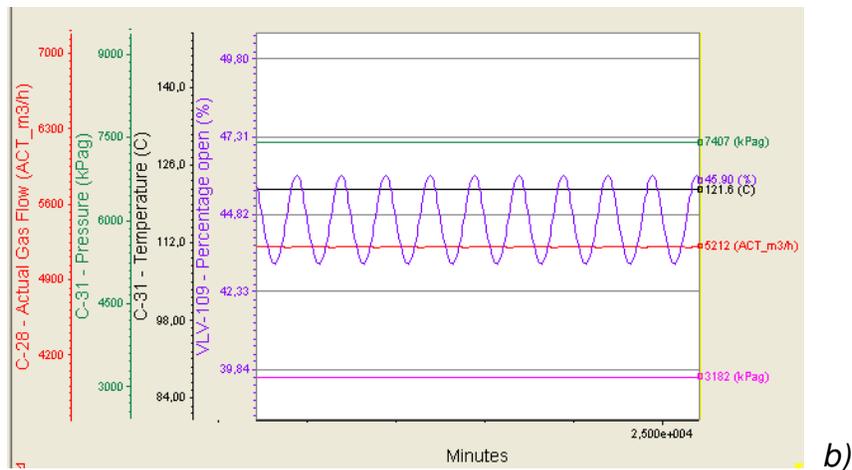


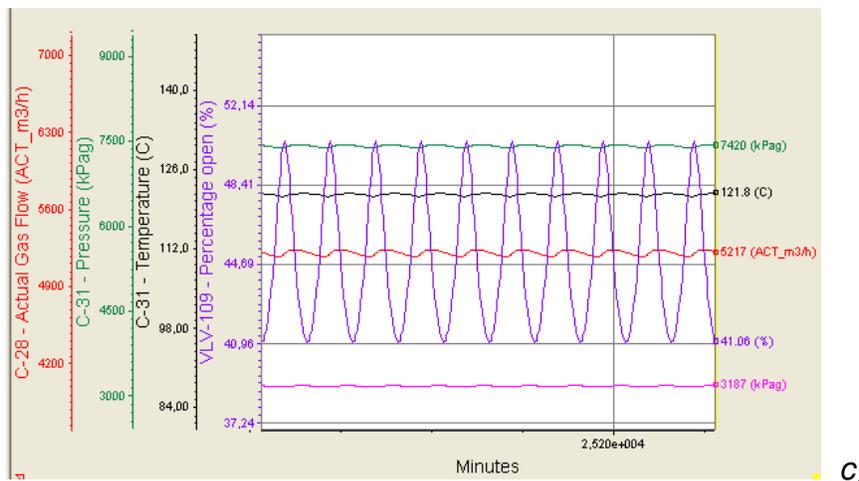
Figura 4.2 – Comportamento das variáveis do primeiro estágio de compressão para a Situação1. a) sem perturbação; b) perturbação amplitude 10%; c) perturbação amplitude 30%.



a)

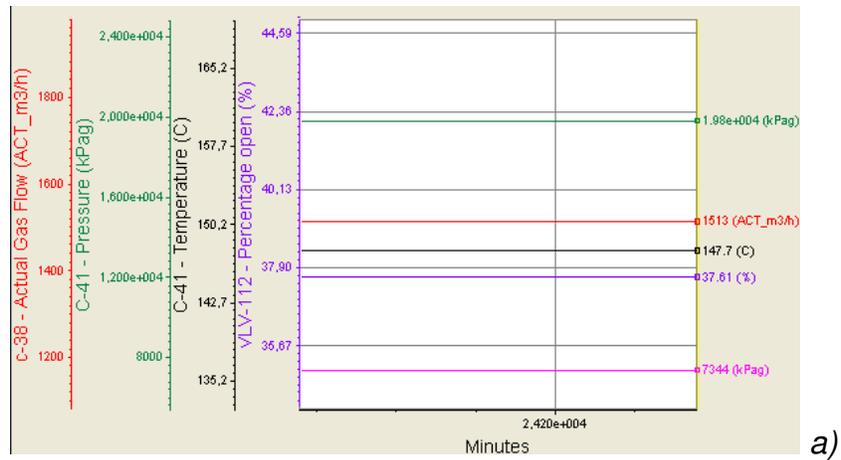


b)

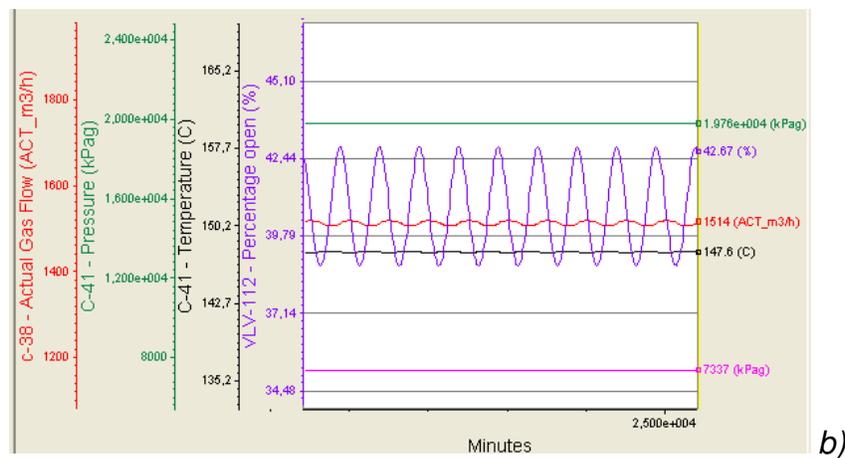


c)

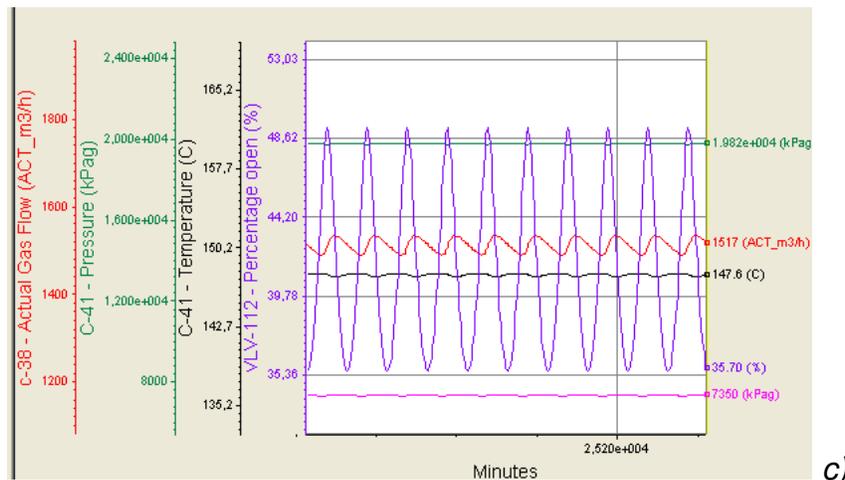
Figura 4.3 – Comportamento das variáveis do segundo estágio de compressão para a Situação1. a)sem perturbação; b) perturbação amplitude 10%; c) perturbação amplitude 30%.



a)



b)



c)

Figura 4.4 – Comportamento das variáveis do terceiro estágio de compressão para a Situação1. a) sem perturbação; b) perturbação amplitude 10%; c) perturbação amplitude 30%.

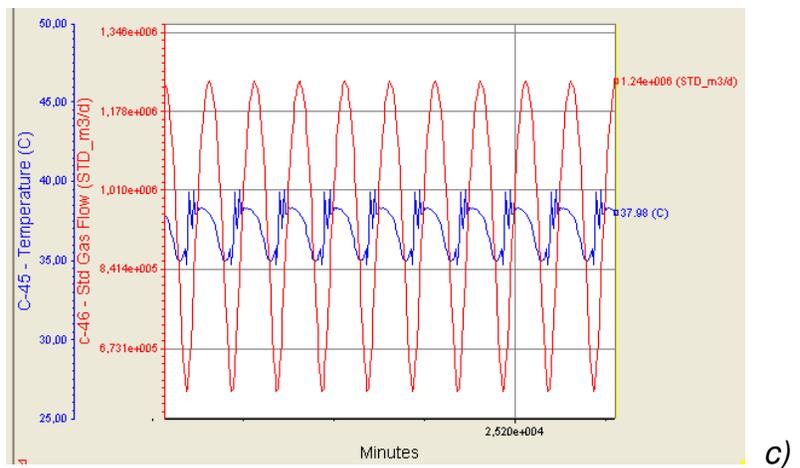
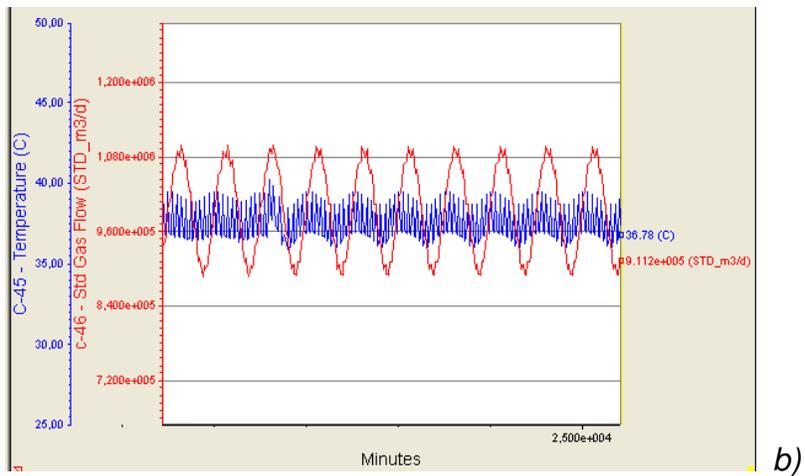
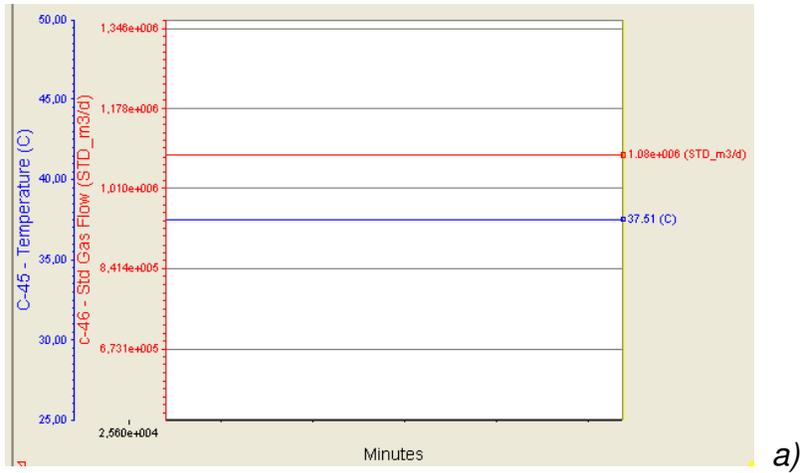


Figura 4.5 – Comportamento das variáveis na saída do sistema de compressão para a Situação1. a)sem perturbação; b) perturbação amplitude 10%; c) perturbação amplitude 30%.

Comportamento da planta na Situação 2

A Figura 4.6 mostra o comportamento do primeiro estágio de compressão da planta de gás. Em situação normal de operação (sem golfadas) a abertura da válvula de reciclo do estágio é de 26,42%, a temperatura de saída do compressor do primeiro estágio é de 143,9°C, a pressão na sucção do compressor é de 10 bar, a pressão na descarga do compressor é de 33,08 bar e a vazão nas condições de entrada do compressor é de 16800m³/h, conforme pode ser visualizado na Figura 4.6a.

Na Figura 4.6b a corrente de gás proveniente dos poços de óleo sofre uma oscilação na pressão de chegada com amplitude de 10%, isso ocasiona uma oscilação na vazão de gás que é encaminhada ao sistema de compressão. A planta trabalha para manter as pressões de entrada e saída da compressão constantes. A temperatura na saída do compressor permanece praticamente constante. A vazão na sucção da compressão oscila muito pouco não afetando o comportamento do compressor. Para manter todas estas variáveis estáveis a válvula de reciclo do primeiro estágio da compressão trabalha em ciclos para compensar a oscilação na vazão de entrada do compressor.

Na Figura 4.6c a amplitude da oscilação é de 30%. Com esta amplitude verifica-se que a vazão de entrada na sucção e a temperatura e pressão de saída oscilam com maior amplitude, ficando o sistema um pouco mais instável.

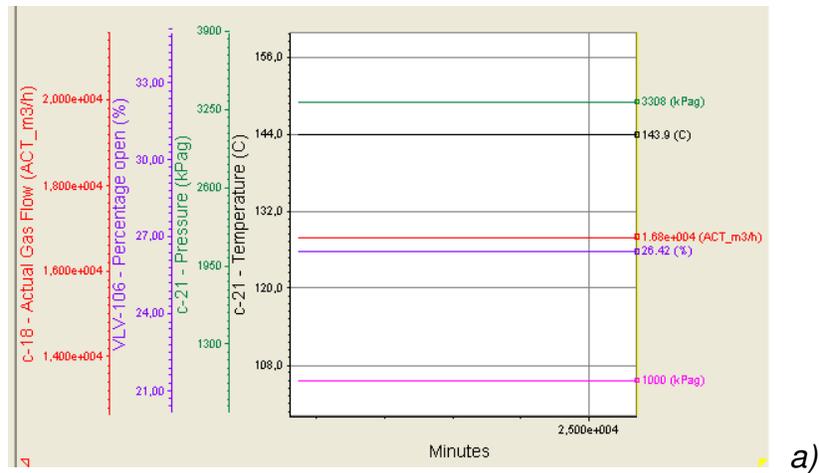
O mesmo comportamento do primeiro estágio de compressão mediante as perturbações de amplitude 10% e 30% são observados no segundo e terceiro estágio de compressão. Estes comportamentos são mostrados nas Figuras 4.7 e 4.8.

A Figura 4.7 mostra o comportamento do segundo estágio de compressão da planta de gás. Em situação normal de operação (sem golfadas) a abertura da válvula de reciclo do estágio é de 25,86%, a temperatura de saída do compressor do segundo estágio é de 123,4°C, a pressão na sucção do compressor é de 32,09

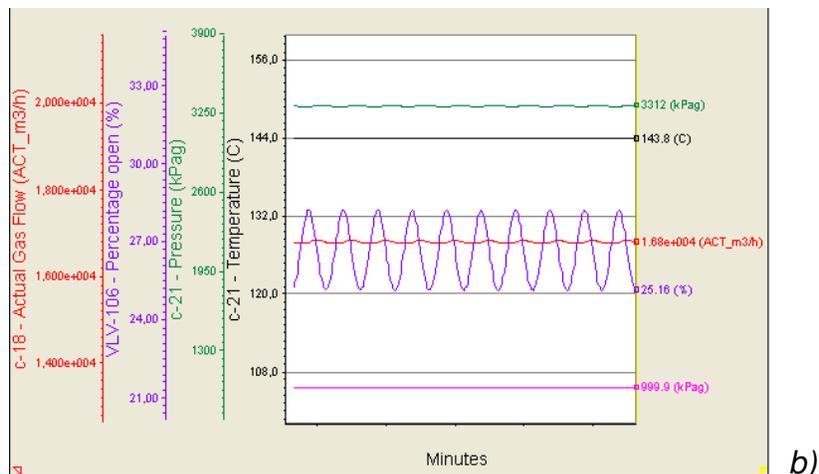
bar, a pressão na descarga do compressor é de 75,09 bar e a vazão nas condições de entrada do compressor é de 5389m³/h, conforme pode ser visualizado na Figura 4.7a.

A Figura 4.8 mostra o comportamento do terceiro estágio de compressão da planta de gás. Em situação normal de operação (sem golfadas) a abertura da válvula de reciclo do estágio é de 12,70%, a temperatura de saída do compressor do primeiro estágio é de 150,1°C, a pressão na sucção do compressor é de 74,36 bar, a pressão na descarga do compressor é de 201,3 bar e a vazão nas condições de entrada do compressor é de 1558m³/h, conforme pode ser visualizado na Figura 4.8a.

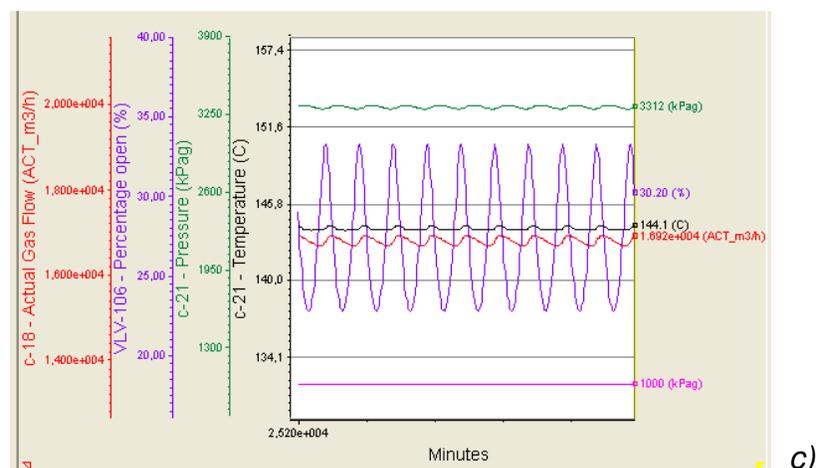
A Figura 4.9 mostra o comportamento da planta na saída do sistema de compressão. Neste caso, também não é visualizado em regime permanente a oscilação de temperatura na saída do trocador E-5. Com a oscilação da carga a temperatura de saída do trocador oscila porém, dentro dos limites aceitáveis de controle, mostrando que operacionalmente a operação da planta nesta situação é mais estável e traz garantias na especificação do ponto de orvalho do gás.



a)



b)



c)

Figura 4.6 – Comportamento das variáveis do primeiro estágio de compressão para a Situação 2. a) sem perturbação; b) perturbação amplitude 10%; c) perturbação amplitude 30%.

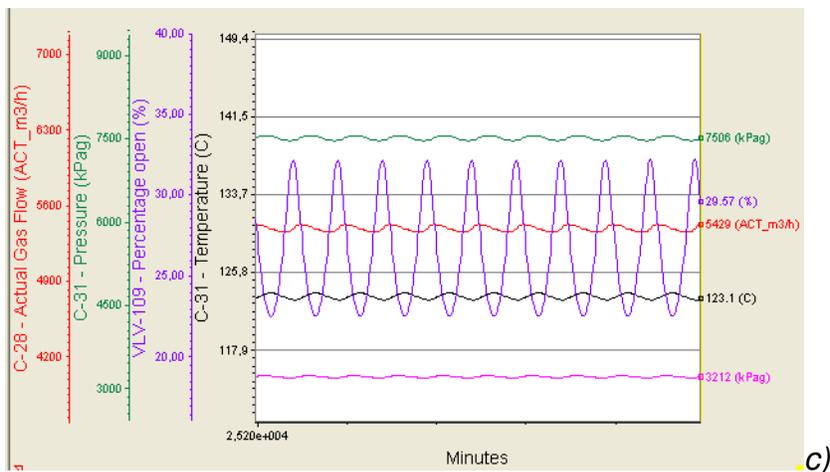
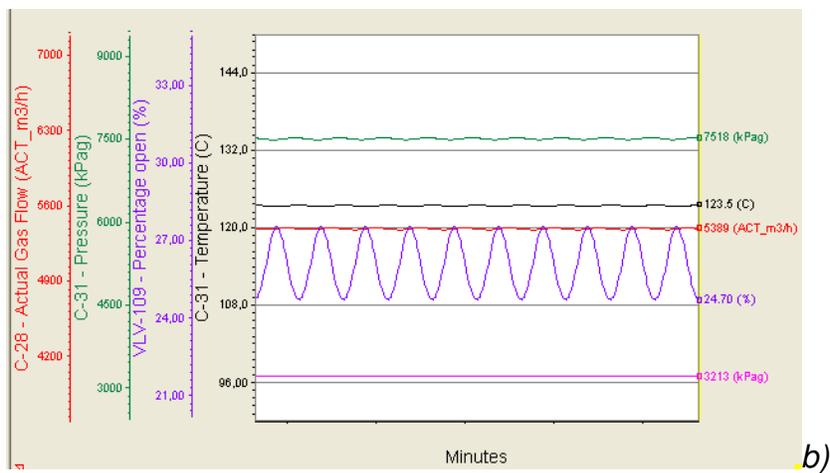
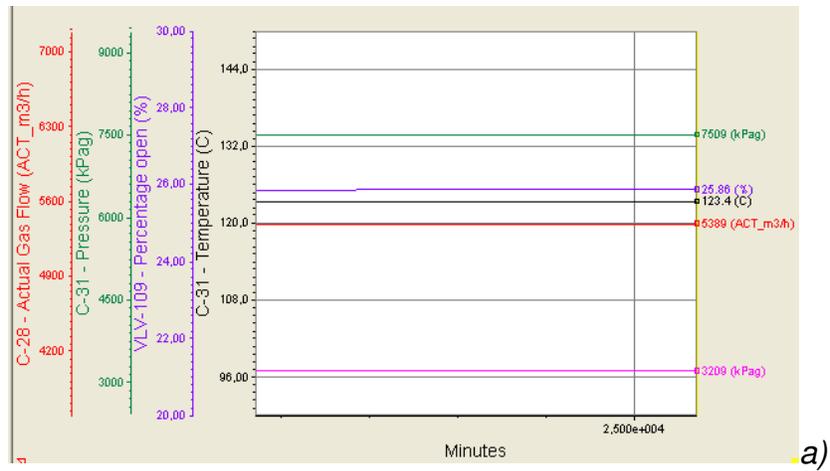
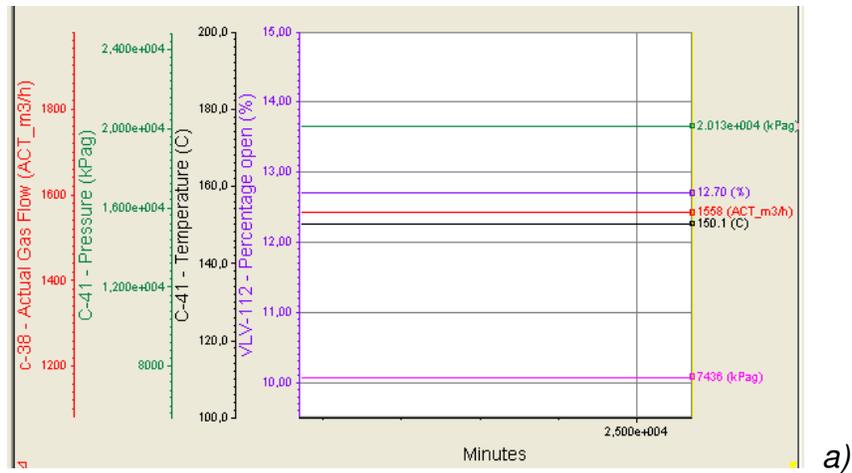
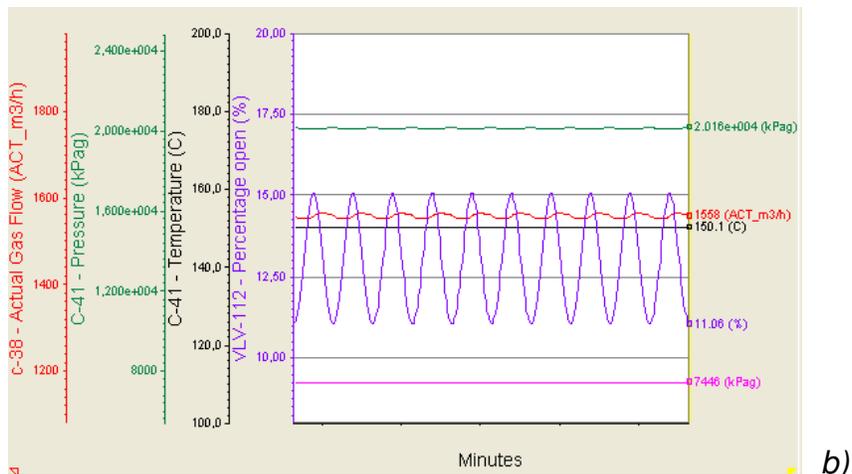


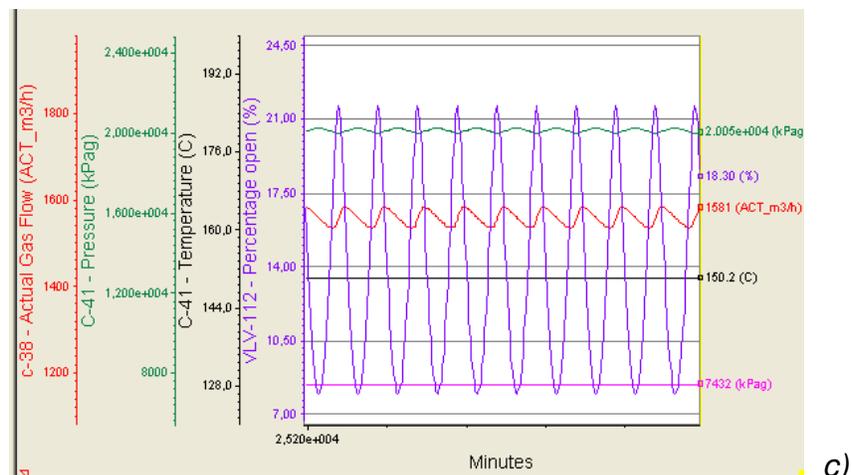
Figura 4.7 – Comportamento das variáveis do segundo estágio de compressão para a Situação 2. a) sem perturbação; b) perturbação amplitude 10%; c) perturbação amplitude 30%.



a)



b)



c)

Figura 4.8 – Comportamento das variáveis do terceiro estágio de compressão para a Situação 2. a) sem perturbação; b) perturbação amplitude 10%; c) perturbação amplitude 30%.

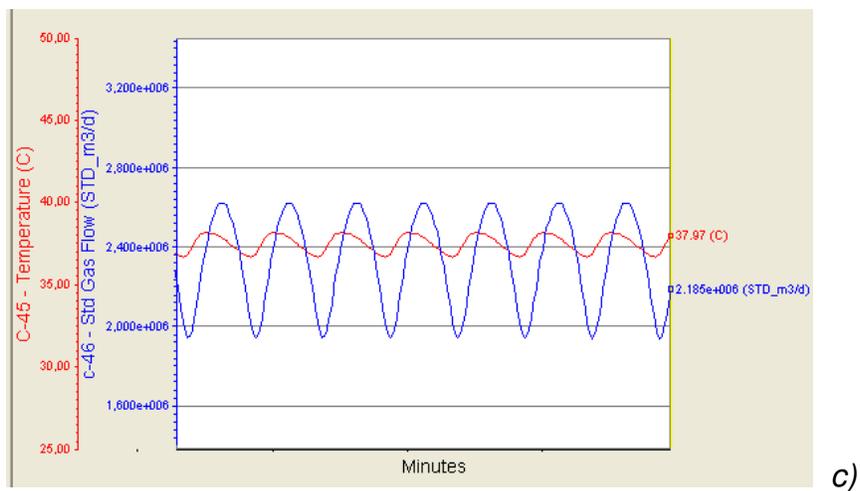
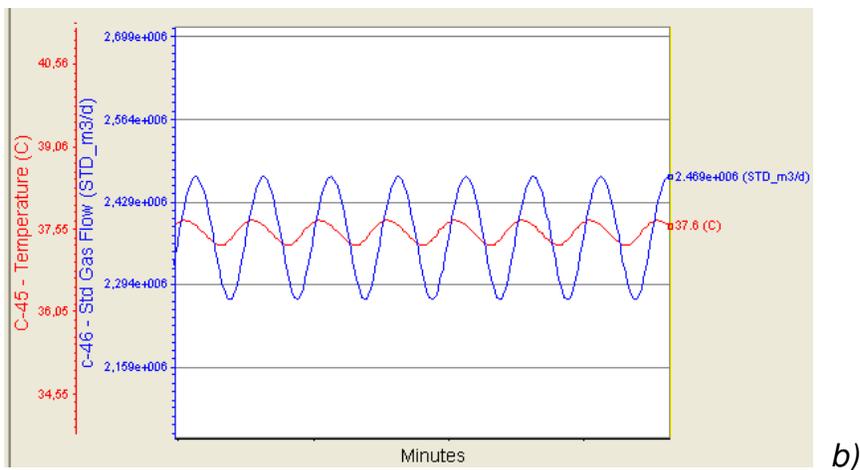
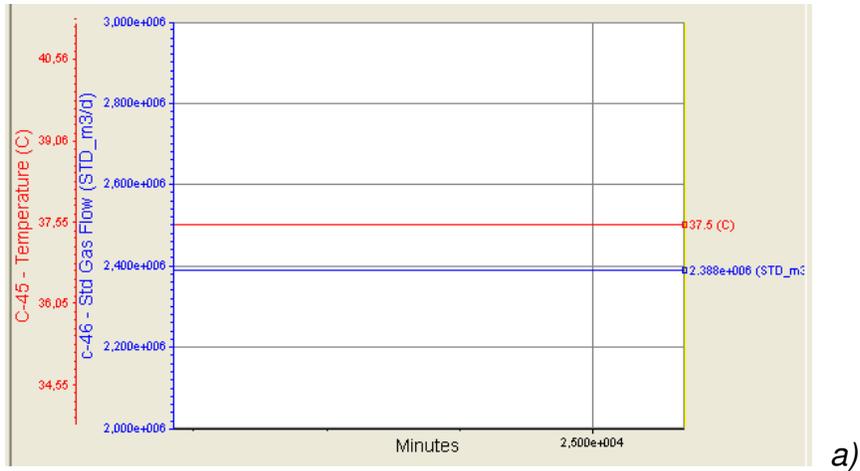


Figura 4.9 – Comportamento das variáveis na saída do sistema de compressão para a Situação 2. a) sem perturbação; b) perturbação amplitude 10%; c) perturbação amplitude 30%.

Outra análise feita com a simulação dinâmica foi em relação ao consumo de utilidades. Para o sistema de compressão os trocadores de calor que efetuam o resfriamento do gás após cada estágio de compressão trabalham com água de resfriamento a 28°C. Na Tabela 4.2 é possível verificar o consumo de água de resfriamento para cada trocador nas situações 1 e 2 (considerando a planta sem instabilidades).

Tabela 4.2 – Consumo de água de resfriamento nos trocadores de calor do sistema de compressão

Trocador de calor	Vazão de água de resfriamento (m ³ /h)	
	Situação 1	Situação 2
E-2	330,3	172,2
E-3	338,8	389,1
E-4	289,7	296,1
E-5	179,3	388,4
Total	1138,1	1245,8

Assim, é possível verificar que haveria um aumento no consumo de água de resfriamento na Situação 2 em torno de 100m³/h ou 2400m³/d, caso a modificação fosse feita nas condições atuais dos poços de gás.

Na parte de equipamentos, atenção especial foi dada à Situação 2 no que diz respeito às válvulas que efetuam a quebra de pressão. Para a situação 2 além de verificar a temperatura à jusante das válvulas que efetuam a quebra de pressão é necessário avaliar, levando em consideração as características da válvula, se existe uma situação operacional que otimize a vazão de produção. Assim, modificando a quebra de pressão no *choke* do poço X1 e fixando a pressão à jusante da FV4 como 10bar obteve-se a Tabela 4.3. Em todas as situações a pressão do poço X1 à montante do *choke* era de 220 bar.

Tabela 4.3 – Condições operacionais para as diferentes quebras de pressão no choke do poço X1 (Situação 2)

Pressão Jusante choke X1 (bar)	Temperatura jusante choke X1 (°C)	Temperatura jusante FV4 (°C)	Abertura choke (%)	Abertura FV4 (%)	Vazão de gás (m³/d)
170	33,11	-30,94	100	43,8	1.584.000
160	31,33	-28,5	100	46,5	1.590.000
150	29,37	-25,59	100	49,7	1.593.000
140	27,24	-22,45	100	53,4	1.596.000
130	24,89	-19,01	100	57,8	1.599.000
120	22,33	-15,25	100	62,9	1.600.000
110	19,52	-11,15	100	69,1	1.603.000
100	16,43	-6,82	100	76,6	1.605.000
90	13,06	-3,13	100	85,7	1.606.000
80	9,38	-1,79	100	96,7	1.608.000
70	5,37	2,85	90,78	100	1.443.000
60	1,02	9,84	72,07	100	1.221.000
50	-3,7	16,71	56,64	100	1.005.000
40	-8,8	21,65	43,89	100	799.300
30	-14,3	26,23	31,31	100	597.000

Com os dados da Tabela 4.3, foi possível verificar que entre os valores de pressão 80 bar e 70 bar, à jusante do choke do X1, existe um valor ótimo no qual o *choke* e a FV estarão 100% abertos o que caracteriza o ponto de maior vazão de gás. Por simulação, foi verificado que este ponto corresponde à pressão à jusante do *choke* do X1 de 77,42 bar. A vazão fornecida para esta pressão foi de 1.608.000m³/d que corresponde à maior vazão que pode ser produzida pelo poço X1, a temperatura à

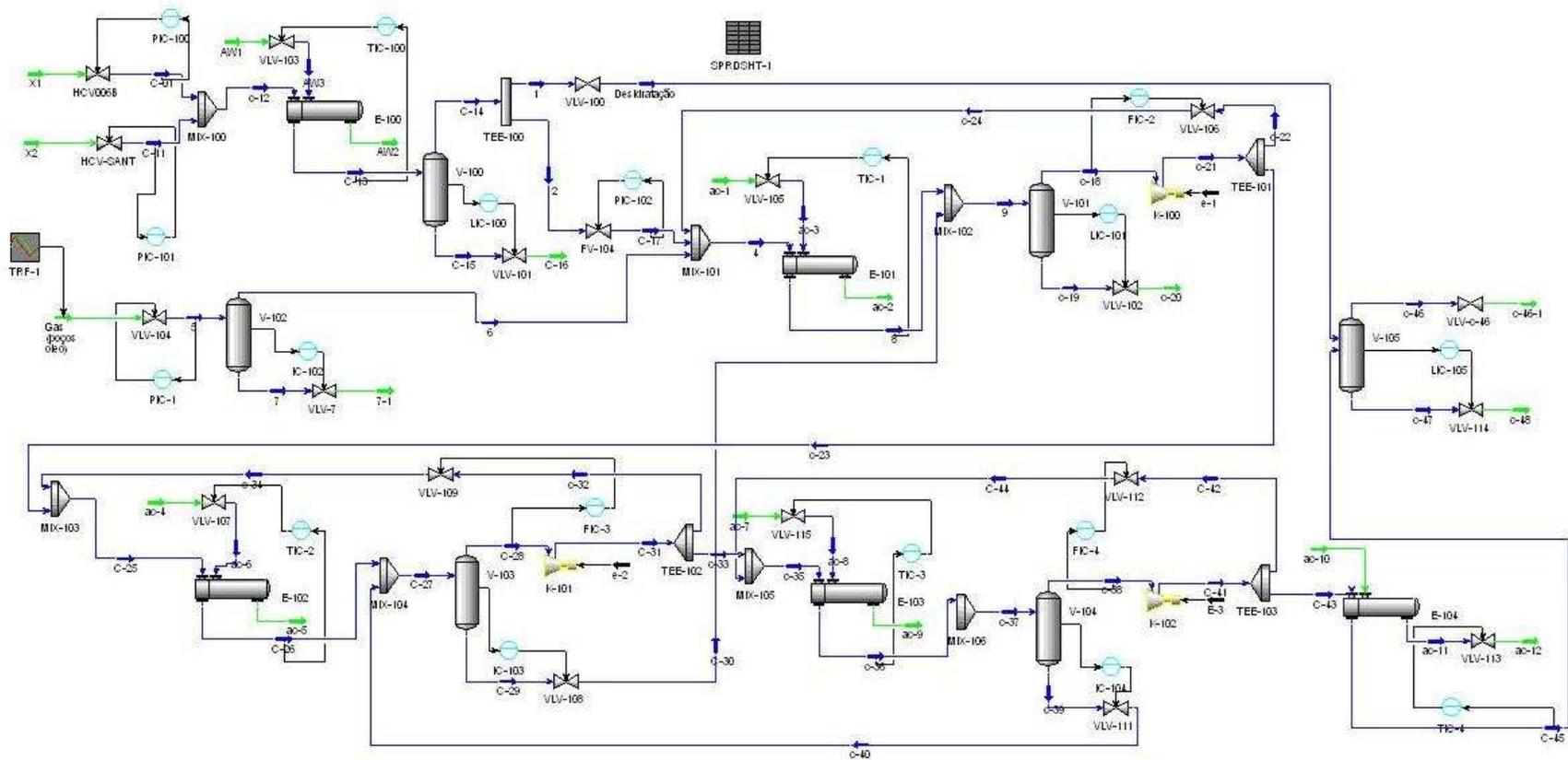


Figura 3.2 – Fluxograma da planta (Tela do Hysys 7.2 – Simulação dinâmica)

jusante do *choke* foi de 8,37°C e à jusante da FV4 de -1,43°C, que e são coerentes com a especificação de temperatura mínima da linha que é de -29°C.

É possível notar pela Tabela 4.3 que as válvulas *choke* e FV4 estão alternando fases de restrição ao sistema, ou seja, não é possível produzir mais gás ora devido à *choke* ora devido à FV4. Também é possível observar que quando maior for a quebra de pressão na FV4 maior é a produção de gás, até o limite de vazão de 1.608.000m³/d.

Atualmente observa-se para a Situação 1 uma vazão máxima de 1.380.000m³/d para o poço X1. Efetuando a quebra de pressão no *choke* do X1 de 220 bar para 77,42 bar é possível aumentar a produção deste poço em mais de 200.000m³/d sem ocasionar problemas para a planta e sem custo operacional adicional, apenas um pequeno aumento na consumo de água de resfriamento.

4.2.2 – Conclusões

Os resultados deste estudo mostram a ampla aplicação da ferramenta dinâmica para otimização de processos bem como para a tomada de decisão sobre as várias possibilidades de operação. Quanto mais detalhes sobre os fluidos e equipamentos envolvidos no processo, maior será a adequação do modelo dinâmico à situação real de operação da planta.

Uma vez dispondo da ferramenta dinâmica para análise da planta qualquer variável pode ser analisada. Dentre as variáveis analisadas neste estudo estão o consumo de água de resfriamento, a temperatura à jusante das quebras de pressão, as oscilações de pressão e vazão que afetam o sistema de compressão e vazão de gás produzida.

Como era esperado, o sistema de compressão se mostrou mais robusto em relação às intermitências quando depende menos de reciclo, ou seja, na situação 2. A situação 2 mostrou um aumento de cerca de 10% no consumo de água de

resfriamento para os trocadores do sistema de compressão, o que não é tão significativo perante o aumento em torno de 15% (cerca de 200.000m³/d) na produção de gás obtido nesta situação.

Foi possível observar neste estudo que apesar da planta de gás (planta que recebe os poços de gás X1 e X2) ter sido dimensionada para a produção de 2 milhões m³/d de gás este valor nunca será obtido com as condições atuais de chegada dos poços de gás devido às restrições de produção ora impostas pela válvula *choke* ora impostas pela FV4, mostrando que estas válvulas são a restrição do sistema. Fora estas limitações os outros equipamentos da planta se mostram coerentes e bem dimensionados.

5 – Conclusões e sugestões para trabalhos futuros

A utilização de simulações tanto como ferramenta em projeto de plantas quanto em plantas em operação traz muito embasamento aos técnicos e engenheiros envolvidos no processo. A simulação estática é capaz de fornecer dados de equilíbrio bem como estimar todas as correntes do processo de maneira simples e coerente. As limitações deste tipo de simulação podem ser supridas pelo maior aprofundamento da simulação dinâmica. Atualmente, os simuladores comerciais que dispõem de ferramenta dinâmica são capazes de simular de maneira precisa o comportamento de uma planta diante de diversas situações.

Hoje em dia tornou-se imprescindível que a figura do Engenheiro de Processo tenha noções de simuladores comerciais bem como da aplicabilidade destas ferramentas. Uma vez construída, a simulação de uma planta se torna uma ferramenta que, apesar de poder sofrer melhorias ao longo do tempo, poderá ser utilizada para resolver problemas desde a criação da planta até o momento em que esta não for mais necessária. A simulação estática de uma planta de tratamento de óleo e gás offshore, apesar de depender de dados de projeto, leva pouco mais de uma semana para ser elaborada por um engenheiro com conhecimento de simulação. Já a simulação dinâmica de uma planta offshore ainda é tratada como um grande projeto e demanda muitos dados e mão de obra. O ideal é que este tipo de ferramenta fosse uma exigência de projeto, desta maneira poderia ser utilizada durante toda a vida produtiva da planta para auxiliar na resolução de problemas operacionais. O uso da simulação dinâmica como ferramenta para resolução de problemas operacionais e até mesmo otimização de plantas de processo ainda é muito restrito. Porém, é incontestável o ganho que a utilização desta ferramenta traz ao processo e à segurança da instalação.

Neste trabalho foi possível utilizar a simulação estática para definir a situação mais confortável de operação da planta no que diz respeito à temperatura mínima após

quebra de pressão efetuada por duas válvulas (efeito Joule- Thomson) na situação 2. Após o estudo dinâmico da mesma situação 2 foi possível aprimorar os resultados obtidos na simulação em estado estacionário. Com a ferramenta dinâmica buscou-se otimizar a produção de gás e garantir a especificação de temperatura mínima após as quebras de pressão. Com isso, conclui-se que nas condições atuais é possível aumentar a produção de gás do poço X1 em 15%.

A utilização da ferramenta dinâmica também mostrou resultados ao analisar o consumo de utilidades (água de resfriamento) nos trocadores do sistema de compressão. Na Situação 2 pode-se perceber um aumento em torno de 10% do volume de água consumido para resfriamento.

Como mencionado neste trabalho, um dos pontos críticos de uma plataforma é o sistema de compressão, pois, a parada deste sistema é responsável por grande parte das paradas de operação da planta. Utilizando os detalhes de projeto das máquinas foi possível analisar qual o ponto de operação dos compressores dentro das curvas *vazão versus head* bem como o comportamento destas máquinas com a oscilação de vazão e pressão do gás proveniente dos poços de gás (golfadas). Várias situações operacionais podem ser verificadas uma vez que a ferramenta dinâmica encontra-se disponível e pra cada situação é possível avaliar as variáveis críticas no processo de compressão como: temperatura à jusante do compressor, pressão de descarga, vazão de reciclo, proximidade do ponto de operação na curva de controle de surge.

De um modo geral, a conclusão deste trabalho é incentivar a utilização da simulação dinâmica a fim de aprimorar cada vez mais os resultados e as aplicabilidades em diversas plantas de processo. Os resultados obtidos neste trabalho são apenas exemplos dentro das inúmeras possibilidades que a ferramenta pode analisar. O aumento na utilização deste tipo de ferramenta proporcionará uma melhoria contínua em plantas de processo tornando-as cada vez mais previsíveis aos olhos dos engenheiros responsáveis e mitigando muitos

problemas que existem relacionados à segurança de processo e à otimização de plantas.

Sugestões para trabalhos futuros

Um item que não foi avaliado neste trabalho, mas que também merece atenção é a torre absorvedora para desidratação com TEG. A torre de desidratação da plataforma analisada neste trabalho possui pressão de operação de 200bar. Esta pressão está fora da faixa de aplicação das equações utilizadas no pacote de glicol disponível no HYSYS 7.2. Uma alternativa então, seria a utilização das equações do modelo de Peng-Robinson. Porém, chegou-se à conclusão que esta torre necessita de um estudo exclusivo.

Existem muitas incertezas relacionadas à eficiência deste tipo de torre. Dentro do sistema de produção de petróleo inúmeras vezes há a formação de hidratos em gasodutos apesar dos indicadores de umidade na saída destas torres estarem indicando valores de especificação. Assim, além de incerteza em relação à eficiência destas torres existem incertezas em relação ao modo de medição da umidade do gás na saída da torre de TEG, o que traz na prática dificuldade na validação de modelos teóricos para estas torres.

Dentro deste assunto existem dois itens importantes a serem avaliados: a comparação entre valores de umidade do gás medidos por diversos medidores de umidade disponíveis no mercado e o cálculo da eficiência da torre baseado nos resultados obtidos em cada medidor. É importante frisar que a maior parte dos estudos de torres de TEG é para pressões até 70 bar e considerando pratos como internos. Atualmente, grande parte das torres nas plantas da Petrobras são torres recheadas que operam a 200bar.

Com relação à ferramenta construída neste trabalho, é possível utilizá-la para outras análises que envolvem principalmente o sistema de compressão. Com esta ferramenta é possível avaliar o comportamento do sistema de compressão frente às variações de peso molecular do gás, pressão de sucção e pressão de descarga

nos compressores. Após feitas as análises, é possível comparar o consumo de energia gasto pelos compressores em cada situação.

6 – Referências bibliográficas

φi, L.E. **Estimation of tray efficiency in dehydration absorbers**. Chemical Engineering and processing. v.42, pg. 867-878. 2003.

ARAUJO, O.Q.F., **Controle e Simulação de Processos (EQE-709)**. Notas de aula. http://www.eq.ufrj.br/links/h2cin/eqe709/AULA_4/Plant_Wide.pdf. Acesso em 20 de outubro de 2011.

ASPENTECH, Manual do Programa: HYSYS versão 7.3 – **Dynamic Modeling Guide**, Mar 2011, Burlington, M.A., U.S.A.

ASPENTECH, Manual do Programa: HYSYS versão 7.3 – **Simulation Basis Guide**, Mar 2011, Burlington, M.A., U.S.A.

ASPENTECH, Manual do Programa: HYSYS versão 7.3 – **Unit Operations Guide**, Mar 2011, Burlington, M.A., U.S.A.

ASTM D5454/11 – **Water vapour content of gaseous fuels using electronic moisture analyzers** – 2011

BUCKEY, P. S., **Techniques of Process control**. John Wiley & Sons. New York, 1979.

CAMPBELL, J.M. **Gas Conditioning and Processing**. Volumes 1:The Basic Principals e 2:Equipment Modules, 8ª edição, 2004.

COELHO, A. M., **Simulação e otimização dos processos de adoçamento e desidratação de gás natural e de refinaria.** Dissertação de mestrado. UNICAMP. Campinas, 2007.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE - **CONAMA.** Resolução nº393, Ministério do Meio Ambiente, 17 de março de 2005.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE - **CONAMA.** Resolução nº393, Ministério do Meio Ambiente, 08 de agosto de 2007.

CHRISTENSEN, D. L., **Gas Dehydration** – Thermodynamic simulation of the water/glycol mixture. Dissertação de mestrado. Aalborg University Esbjerg, 2009.

DANTAS, A. C., MEIEN, O.F.V., CESCO NETTO, G., RAMIS, M.E.S. **Simulação dinâmica de despressurização de vasos de pressão.** III Seminário de processamento e instalações de produção (Documentos Interno Petrobras), 2006.

FELETTO, F. P. **Controle e supervisão de pressão e vazão em gasodutos.** Dissertação de mestrado. Universidade Federal de Itajubá. 2005.

HANSEN, C. **Dynamic simulation of compressor control systems.** Dissertação de Mestrado. Aalborg University Esbjerg, 2008.

HOVD, M., SKOGESTAD, S.; **Sequential Design of Decentralized Controllers.** Automatica, Vol. 30, No. 10, pp. 1601-1607, 1994.

ISO 6327 - **Gas analysis** — Determination of the water dew point of natural gas — Cooled surface condensation hygrometers. 2008.

JACMOVIC, B.M., GENIC S.B., DJORDJEVIC, D.R., BUDIMIR, N.J., JARIC, M.S. **Estimation of the number of trays for natural gas triethylene glycol dehydration column.** v.89, pg. 561-572, 2011.

KONDA N.V.S.N.M, RANGAIAH G.P. KRISHNASWAMY P.R. **A simple and effective procedure for control degrees of freedom.** Chemical Engineering Science, v.61, p. 1180-1190, 2006.

LARSSON, T. and SKOGESTAD, S.; **Plant wide control** – A review and a new design procedure. Modeling, Identification and Control, vol.21, no.4, p. 209-240, 2000.

LUYBEN, M.L., TYREUS, B.D., LUYBEN W.L.. **Plantwide Control Design Procedure.** AIChE J., 43, 3161-3174, 1998

LUYBEN, W.L., **Plantwide dynamic simulators in chemical processing and control.** New York: Dekker, 2002.

MEIEN, O.F.V., CESCINETTO, G., RAMIS, M.E.S. **Liberção de gases dos tanques de carga de FPSOs** – Comparação entre simulação estática e dinâmica. III Seminário de processamento e instalações de produção (Documentos Interno Petrobras), 2006.

MOKHATAB, S., **Handbook of natural gas transmission and processing.** Elsevier. Amsterdam, 2006.

MORARI, M., STEPHANOPOULOS, G. and ARKUN, Y., **Studies in the synthesis of control structures for chemical processes.** Part I: Formulation of the problem. Process decomposition and the classification of the control task. Analysis of the optimizing control structures.. AIChE Journal **26**(2), 220–232.

NATARAJAN, S., SRINIVASAN, R. **Multi-model based process condition monitoring of offshore oil and gas production process**. Chemical Engineering Research and Design, v.88, p. 572-591 (2010)

NOBREGA, G.A. **Determinação do teor de umidade do gás natural usando um dispositivo com adsorção**. Monografia. UFRN - Rio Grande do Norte. 2001.

NUNES, G. C., **Modelagem dinâmica do processamento primário de petróleo: Conceitos fundamentais e aplicações em controle de processos**. Boletim técnico da produção de petróleo. Volume 2, p. 29-47. Rio de Janeiro, 2007.

NUOVO PIGNONE, **Instruction, Operation and Maintenance Manual for Centrifugal Compressors**, 2005 – Documento Interno Petrobras.

PEREIRA, A. C., RIERA, A., PADILLA, G., MUSULIN E., NAKAMURAC, N. J.; **Operator Trainer System for the Petrobras P-26: Semi- Submersible oil and gas production unit**. 10th International Symposium on Process Systems Engineering – PSE, 2009.

SKOGESTAD, S.; **Plantwide control: the search for the self-optimizing control structure**. Journal of Process Control, v. 10, p. 487-507, 2000.

STEPHANOPOULOS, G., NG, C.; **Perspectives on the synthesis of plant-wide control structures**. Journal of Process Control, v.10, p.97 -111,2000.

THOMAS, J. E.; **Fundamentos de Engenharia de Petróleo**. Rio de Janeiro. Editora Interciência, 2ª Ed, 2001.

VASCONCELOS, C.J.G., MACIEL, R.F., SPANDRI, R., MACIEL, M., W.; **Dynamic Models Towards Operator and Engineer Training: Virtual Environment.** European Symposium on Computer Aided Process Engineering, 2005.

VASCONCELOS, C.J.G. – **Desenvolvimento de estratégias de integração em tempo real aplicadas à produção de GLP.** Tese Doutorado. UNICAMP - Campinas, SP, 2006.

VAZ, J.C. – **Síntese de Controle e Análise de Cenários em Planta Offshore de Óleo e Gás.** Dissertação de mestrado. UFRJ - Rio de Janeiro, RJ, 2009.