



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE
DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM
ENGENHARIA QUÍMICA



ESTUDO DE CASO DE UMA COLUNA DEPROPENIZADORA

Autora: Márcia Susana Lopes

Orientadores: Prof. Dr. Rafael de Pelegrini Soares

Prof. MSc. Rafael Busato Sartor

Porto Alegre, Dezembro de 2011

Márcia Susana Lopes

**ESTUDO DE CASO DE UMA COLUNA
DEPROPENIZADORA**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado como parte dos requisitos
para obtenção do título de Bacharel em
Engenharia Química.

Orientadores:

Prof. Dr. Rafael de Pelegrini Soares

Prof. MSc. Rafael Busato Sartor

Porto Alegre, Dezembro de 2011

Sumário

Sumário	iii
Agradecimentos	v
Lista de Figuras	vi
Lista de Tabelas	vii
Lista de Abreviaturas e Siglas	viii
Resumo	ix
1 Introdução	10
2 Descrição do processo de produção de propeno	11
2.1 Sistema de fracionamento do GLP	11
2.1.1 Depropanizadora	12
2.1.2 Deetanizadora	13
2.1.3 Depropanizadora	14
2.2 Tecnologias de Bomba Calor x Alta Pressão	15
2.2.1 Alta pressão	17
2.2.2 Bomba de Calor ou Heat Pump	17
3 Materiais e Métodos	22
3.1 PI – <i>Plant Information</i>	22
3.2 EMSO	23
4 Estudo de Caso	25
4.1 Variação da carga térmica dos reverfedores	25
4.2 Variação da vazão de alimentação	27
4.3 Pressão de topo	28
4.3.1 Controle de pressão por hot bypass	28
4.3.2 Variação da pressão de topo	30
5 Resultados e discussões	36
5.1 Variação da pressão	36

5.2	Variação da vazão de alimentação	40
6	Conclusões e Trabalhos futuros	43
7	Referências	45

Agradecimentos

A Deus por ter me dado força, perseverança e persistência para que um dia, eu, que vim de escola pública, que trabalhei durante toda graduação, que tive que viajar muito, chegasse até aqui.

À minha família, em especial aos meus pais, Enio e Lori, que mesmo distantes sempre me apoiaram. Aos meus irmãos, André, Sônia e Cristiane que lutam para um dia também conquistar esse sonho.

Ao meu querido e amado Getulio, pela paciência e compreensão em todas às vezes que eu tive que me dedicar aos estudos.

A todos os professores, em especial às professoras: Isabel, Marla e Lígia pelo carinho, compreensão e incentivo.

Aos orientadores Rafael Pelegrini e Rafael Busato pela ajuda e orientação nesse trabalho. Ao Professor Jorge Trierweiler pelos ensinamentos.

Aos colegas da REFAP/Craqueamento, em especial, a Heveline, ao Gustavo Longhi, ao André Reuse e ao Saraiva pelo companheirismo e solidariedade nos momentos que precisei.

A todos os colegas que encontrei durante esses 8 anos.

Lista de Figuras

FIGURA 2.1: ESQUEMA DA UNIDADE SEPARADORA DE PROPENO DA REFAP.	11
FIGURA 2.2: SISTEMA DE UMA BOMBA DE CALOR.....	18
FIGURA 2.3: DIAGRAMA DE UMA BOMBA DE CALOR.	19
FIGURA 2.4: VOLATIDADE DO PROPANO/PROPENO À 10 KGF/CM ²	20
FIGURA 2.5: VOLATIDADE DO PROPANO/PROPENO À 20 KGF/CM ²	20
FIGURA 3.1: MODELO DINÂMICO DA COLUNA DEPROPENIZADORA DA REFAP.	24
FIGURA 4.1: VARIAÇÃO DO NÍVEL DO FUNDO DA TORRE DEPROPENIZADORA COM 2 REFERVEDORES EM OPERAÇÃO.....	26
FIGURA 4.2: VARIAÇÃO DO NÍVEL DO FUNDO DA TORRE DEPROPENIZADORA COM 1 REFERVEDOR EM OPERAÇÃO.....	27
FIGURA 4.3: DEGRAU NA CARGA.....	28
FIGURA 4.4: CONTROLE DE PRESSÃO POR <i>HOT BYPASS</i>	29
FIGURA 4.5: RESULTADOS DO 1º TESTE.	31
FIGURA 4.6: RESULTADOS DO 2º TESTE.	32
FIGURA 4.7: ESQUEMA DO BYPASS DE UMA VÁLVULA DE CONTROLE.....	33
FIGURA 4.8: RESULTADOS DO 3º TESTE.	33
FIGURA 4.9: RESULTADOS DO 4º TESTE.	34
FIGURA 4.10: RESULTADOS DO 5º TESTE.....	35
FIGURA 5.1: SEQUÊNCIA DE EVENTOS.....	36
FIGURA 5.2: INSTABILIDADE CAUSADA NA PLANTA DEVIDO ELEVAÇÃO DA PRESSÃO.	36
FIGURA 5.3: OPERAÇÃO COM DESVIO DA PV ABERTO E NÍVEL DO VASO DE TOPO EM 80%.	38
FIGURA 5.4: RELAÇÃO ENTRE A ABERTURA DA VÁLVULA <i>HOT-BYPASS</i> E O SET-POINT.....	39
FIGURA 5.5: ESBOÇO DO CONTROLE CASCATA.....	39
FIGURA 5.6: DEGRAU NA VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO DA DEPROPENIZADORA - PLANTA.....	40
FIGURA 5.7: DEGRAU NA VAZÃO REPRESENTAÇÃO NO MODELO.....	41
FIGURA 5.8: DEGRAU NA VAZÃO/RAZÃO DE REFLUXO - MODELO.....	42

Lista de Tabelas

TABELA 2.1: CONSUMO DE ENERGIA: BOMBA DE CALOR X ALTA PRESSÃO.	16
TABELA 4.1: CONTROLE <i>HOT BYPASS</i>	30

Lista de Abreviaturas e Siglas

ALSOC - Ambiente Livre para Simulação, Otimização e Controle de Processos

DEA - dietanolamina

EMSO - Ambiente para Modelagem, Simulação e Otimização

GLP - gás liquefeito de petróleo

MERCAPTANS – compostos formados por enxofre e hidrogênio

PI - informações da planta

PV - válvula de controle de pressão

RCT - refluxo circulante de topo

REFAP - Refinaria Alberto Pasqualini

U-03 - Unidade de Craqueamento Catalítico Fluído da REFAP

U-300 - Unidade de Craqueamento Catalítico Fluído de Resíduo da REFAP

UFCC - Unidade de Craqueamento Catalítico Fluidizado

UFRGS - Universidade Federal do Rio Grande do Sul

URFCC - Unidade de Craqueamento Catalítico Fluidizado de Resíduo

VBP - vapor de baixa pressão

Resumo

Nesse trabalho foi realizado um estudo das tecnologias existentes em plantas de processamento de propeno (bomba de calor x alta pressão) e sua relação com a volatilidade relativa da mistura propano/propeno. É apresentada uma revisão bibliográfica do processo de fracionamento do GLP, onde na última seção deste processo está a coluna depropenizadora.

Além disso foi feito um estudo de caso da coluna depropenizadora da Unidade de Craqueamento Catalítico de Resíduo da Refinaria Alberto Pasqualini REFAP S/A para verificar quais as perturbações que fazem com que esta coluna opere de forma instável. Para o estudo do trabalho foi usado o *PI-ProcessBook* que é uma ferramenta para exibição de informações de processo armazenadas em fontes de dados e também o simulador EMSO.

A oscilação da pressão da coluna depropenizadora foi um dos principais problemas encontrados. Essa variação na pressão altera a eficiência da coluna vindo muitas vezes a tirar de especificação o propeno.

Palavras - chave: depropenizadora, estudo de caso, propeno.

1 Introdução

A Petrobras, ao longo dos últimos anos, vem se esforçando para ampliar o seu papel no ramo petroquímico brasileiro e agregar valor a sua cadeia produtiva. Esse cenário favorece o aumento da participação do propeno como produto de alto valor agregado dentro das refinarias. O propeno é separado do GLP proveniente das UFCC's (contendo cerca de 30% em massa de propeno). Como o Brasil ainda é deficitário em GLP, a entrada em operação das unidades de produção de propeno agrava ainda mais o quadro, porém como o propeno possui um valor comercial maior em relação ao GLP, o saldo é positivo.

O propeno produzido nas refinarias pode ter dois graus de especificação para venda: grau químico (90-95%) e grau polímero (99,5% de pureza). A indústria do polipropileno somente aceita o propeno grau polímero, enquanto outros usos também podem aceitar o propeno grau químico. Quanto às especificações o propeno é o petroquímico básico mais rigoroso, com contaminações permitidas da ordem de partes por bilhão, isso devido a alta sensibilidade do catalisador da reação de formação do polipropileno.

Em 2006, com a conclusão das obras de ampliação da REFAP, entra em operação a URFCC, e fazendo parte dela a seção de fracionamento de GLP com a função de produzir o propeno grau polímero. A torre depropenizadora da REFAP tem uma eficiência de separação de 89%, considerada baixa em relação a eficiência de outras unidades da Petrobras no Brasil, que chegam até 97%. A maioria das unidades da Petrobras no Brasil utilizam a tecnologia da Bomba de Calor (baixa pressão) para a separação de propano/propeno. Na REFAP é usada a tecnologia de alta pressão, que tem como principais desvantagens a dificuldade de separação devido ao aumento da pressão.

O objetivo deste trabalho é levantar as possíveis causas responsáveis pelo baixo rendimento na produção de propeno da REFAP. Após constatar os problemas através da análise dos dados da planta, sugere-se alternativas para melhoria do processo. E ainda se possível implantar as melhorias no processo e/ou testá-las no simulador EMSO.

2 Descrição do processo de produção de propeno

A produção de propeno via GLP de UFCC nas refinarias agrega valor a cadeia produtiva da Petrobras, visto que o preço do GLP é aproximadamente metade do preço do propeno. A coluna depropenizadora compõe a última torre de destilação do sistema de fracionamento do GLP. Seu objetivo é separar as correntes de propano, que é incorporada ao *pool* de GLP, e propeno, uma das principais matérias-primas da indústria petroquímica. Para a obtenção do propeno, o produto de craqueamento (GLP) é submetido a sucessivas etapas de destilação até a separação da fração (propano/propeno). O processo de fracionamento do GLP é descrito abaixo.

2.1 Sistema de fracionamento do GLP

A seção de fracionamento de GLP, cuja unidade de processo está ilustrada na Figura 2.1, visa especificar o propeno, obtido em planta de craqueamento catalítico em leito fluidizado, em grau polímero para ser utilizado em planta petroquímica.

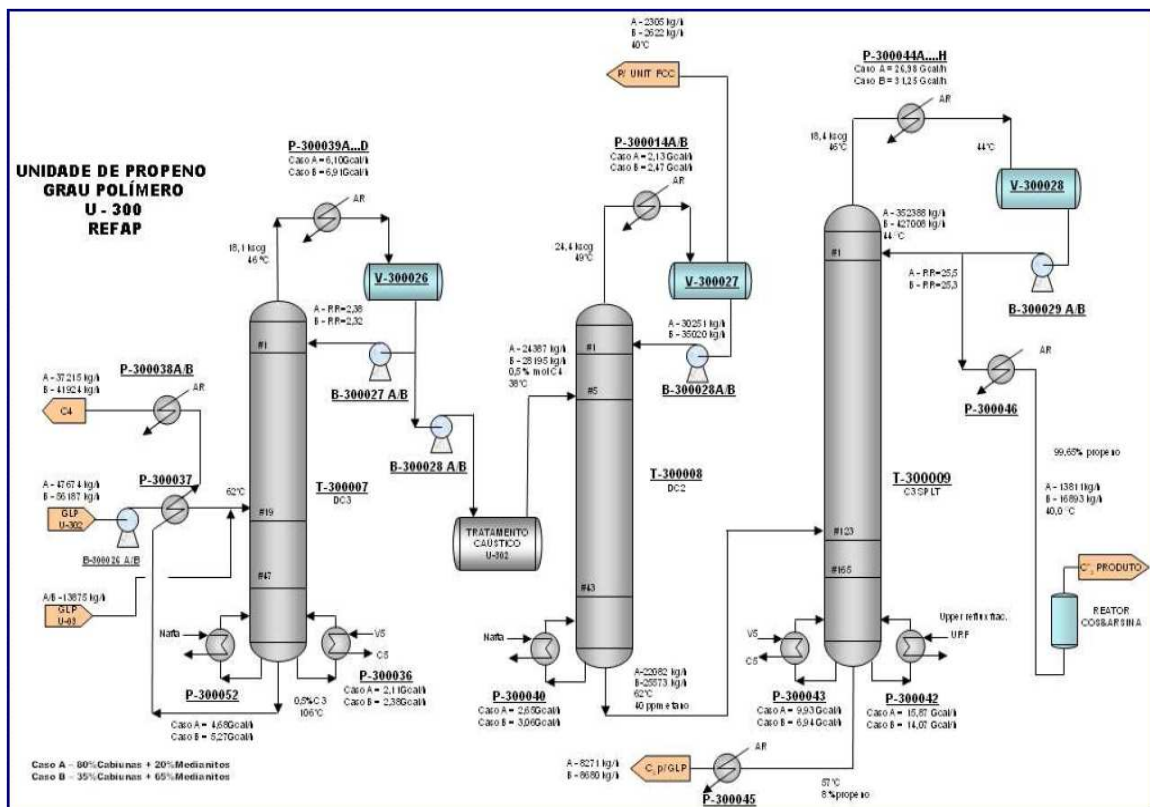


Figura 2.1: Esquema da unidade separadora de propeno da REFAP.

A corrente de GLP, vinda dos tratamentos amínico (DEA) e cáustico, passa em três torres de destilação diferentes (depropanizadora, deetanizadora e depropenizadora). Na depropanizadora ocorre a separação da corrente de C_4^+ (butanos e mais pesados) da corrente de C_3^- (propanos e mais leves), essa é enviada para o tratamento cáustico. Na segunda destilação, na deetanizadora, são removidas as frações de C_2^- (etano e mais leves) e é especificada a carga da terceira destilação, depropenizadora, que é onde ocorre a separação efetiva entre a corrente de propeno (C_3^-) e propano (C_3^-) (BRASIL e col.,2011).

2.1.1 Depropanizadora

A depropanizadora é uma torre de destilação que opera continuamente com uma pressão aproximada de 18.5 kgf/cm^2 . É equipada com 47 pratos valvulados e tem a finalidade de separar as frações de propanos e mais leves (C_3^-) que será o produto de topo, das frações de butanos e mais pesados (C_4^+) que será o produto de fundo. A pureza do destilado é controlada por meio do refluxo. A carga da torre é o GLP oriundo do tratamento DEA e cáustico e também há a possibilidade de entrar como carga o GLP da U-03. A contribuição dessa carga extra, como veremos mais adiante, é a responsável por instabilidades no processo.

O calor fornecido à torre é dado por dois refeedores de fundo, um aquecido com vapor de baixa pressão a $3,5 \text{ kgf/cm}^2$ e o outro aquecido por uma corrente de nafta estabilizada. A fração de butano retificada é enviada para esfera, após resfriamento. A fração de topo (C_3^-) depois de condensada, segue para o vaso de topo onde parte do fluxo retorna à torre na forma de refluxo de topo. A outra parte do fluxo é enviada para seção de lavagem cáustica com a finalidade de remover os compostos de enxofre.

O controle da depropanizadora tem como objetivo minimizar a perda de propeno no produto de fundo e a contaminação com iso-buteno no produto de topo. Para medição da composição dos produtos de topo de fundo são usados analisadores em linha. Basicamente, o controle consiste em duas malhas cascata. A primeira cascata controla contaminantes (C_4^+) na corrente de topo manipulando a vazão de refluxo para manter especificada a carga da deetanizadora. A especificação da corrente de topo é 0,1% (molar), máximo de hidrocarbonetos pesados (C_4^+), passando esta corrente a ser chamada de Propeno Grau Refinaria. A

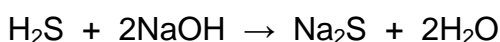
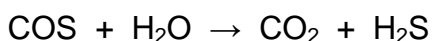
especificação de contaminantes no produto de topo também significa a minimização de iso-buteno retirado na vazão do topo (Manual de operação MO-1R1-00116-0. REFAP, 2006).

No fundo da torre, o segundo controle cascata ajusta a perda de propeno pela vazão do fundo controlando a temperatura da bandeja nº47. O produto de fundo deve ser especificado em 1,0% (molar), máximo de hidrocarbonetos leves(C₃-). O controlador de temperatura de bandeja regula em *split-range* os controladores de vazão de nafta e o de vapor para os refervedores.

Lavagem Cáustica

Este tratamento visa remover possíveis traços de H₂S, COS, CO₂ e mercaptans remanescentes dos tratamentos DEA e cáustico no GLP. O efluente deste circuito é enviado para a torre deetanizadora.

- As reações envolvidas no processo são:



2.1.2 Deetanizadora

A corrente proveniente da seção de tratamento cáustico entra na torre deetanizadora. A torre opera com 24,8 kgf/cm², é equipada com 43 pratos valvulados e tem a finalidade de remover os componentes leves (C₂⁻, C₂⁼, C₁) do propano. O propeno grau refinaria entra como carga da deetanizadora onde o etano é separado. A maior fração dos vapores de topo é condensada no permutador de topo e coletada no vaso de topo para ser bombeado na sua totalidade como refluxo para a torre. A fração gasosa remanescente, que contém a corrente “leve”, é aliviada para a sucção do compressor de gás.

A corrente de fundo da coluna é parcialmente vaporizada com vapor nos refervedores e após o produto ser vaporizado esse retorna para coluna. A vazão de nafta para o refervedor fornece o calor necessário para esta separação. O produto de fundo é a carga para a (C₃ *Splitter*) depropenizadora.

O controle da deetanizadora tem como objetivo manter os contaminantes do produto de fundo (C_2 e água) dentro dos limites e minimizar as perdas de propeno no topo da torre, para o gás combustível. Os teores de etano e água são ajustados conforme especificação de 100 ppm molar máximo para etano e 1 ppm em molar para água. Para manter o produto de fundo especificado em relação ao máximo de etano permitido, há um controle em cascata entre o controlador de qualidade do fundo e o controlador da troca térmica do refeedor de fundo da torre.

2.1.3 Depropenizadora

A torre depropenizadora opera com 19.5 kgf/cm^2 , é equipada com 165 pratos valvulados e tem a finalidade de separar a corrente de propeno do propano. O calor necessário para realizar a separação é cedido por dois refeedores, um trabalha com vapor de baixa pressão (VBP) e o outro com uma corrente de refluxo circulante de topo (RCT) da torre fracionadora principal. A fracionadora principal faz parte da seção de fracionamento da URFCC e tem a função de separar os gases gerados no vaso separador.

O produto de fundo que contém principalmente propano vai para armazenamento nas esferas de GLP e sua especificação é 8% molar máximo de propeno. O produto de topo depois de condensado é coletado no vaso de topo de onde saem duas correntes principais: a maior retorna para torre como refluxo de topo e a menor, depois de resfriada, segue como produto para esfera. A especificação do produto propeno Grau Polímero é de 99.5% molar mínimo de propeno e 10 ppm máximo de água (Manual de operação MO-1R1-00116-0.REFAP, 2006).

O controle da depropenizadora tem como objetivo minimizar a perda de propeno no propano, produto de fundo, para armazenamento. A pressão da torre é controlada através de um sistema *hot bypass*, que desvia parte dos gases da torre, diretamente para o vaso de topo. Para atender a especificação do produto e minimizar a perda de propeno na corrente de propano da depropenizadora, há dois controles de cascata. O primeiro controla a contaminação de propano no propeno, manipulando a vazão de refluxo. A segunda cascata controla a perda de propeno na retirada de propano regulando a área de transferência de calor do refeedor da depropenizadora.

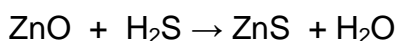
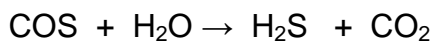
Devido à lenta resposta da torre depropanizadora, o controle dá prioridade ao controle de balanço mássico, mais do que ao controle de fundo e ao controle de nível do vaso de topo. Os controles de níveis são livres para atuar se as vazões de propano ou propeno são maiores que as vazões calculadas pelo controle de balanço de massa. Caso contrário, os controles de balanço de massa se sobrepõem aos controles de níveis, depois de alguns minutos, de acordo com parâmetros de sintonia de controle.

Reator de Polimento

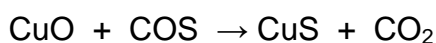
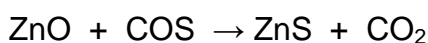
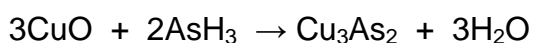
Trata-se de um reator composto de dois leitos fixos, o primeiro de óxido de zinco e o segundo de uma mistura de óxido de zinco e óxido de cobre, responsável pela remoção final dos traços de arsina e sulfeto de carbonila remanescentes. Os leitos, após perderem sua atividade são substituídos (Processos de Refino. PETROBRAS, 2003).

As reações que ocorrem são:

- Primeiro Leito:



- Segundo Leito:



2.2 Tecnologias de Bomba Calor x Alta Pressão

Para produção de propeno grau polímero temos duas opções de tecnologia, Alta Pressão e a Bomba de Calor. A escolha da tecnologia está relacionada com o processo de obtenção do propeno e com a disponibilidade de utilidades da refinaria em que será implementada a unidade de propeno. Os fatores que determinam a escolha da tecnologia a ser empregada são: disponibilidade de vapor de baixa,

disponibilidade de corrente quente de processo e uso de água de resfriamento. Nas unidades de propeno implantadas nas refinarias, a escolha da tecnologia vai depender de sua concepção, pois essas podem ser implementadas em conjunto com as unidades de craqueamento catalítico ou como unidades independentes.

No caso de propeno obtido nas plantas de craqueamento catalítico de fluido, sua separação será por intermédio do processo de alta pressão, uma vez que existe uma grande oferta de correntes quentes de processo, que poderá ser utilizada nos refervedores da depropenizadora. Como exemplo temos a REFAP que utiliza RCT como corrente de aquecimento e um ajuste com vapor de baixa. Nesse caso, o fundo da coluna opera com temperaturas entre 50-55°C (Curso Funcional de Craqueamento Catalítico:Módulo Propeno.UNIVERSIDADE PETROBRAS, 2009).

As unidades que nascem separadas das UFCC's adotam a tecnologia de bomba de calor, de modo a não prejudicar o balanço global de utilidades da refinaria em que será instalada e pela maior facilidade de obtenção de energia elétrica.

Para uma separação propeno/propano, com uma carga contendo entre 62 e 65% molar de propeno e uma especificação de 99,5% de propeno produto, teremos os seguintes consumos específicos de utilidades:

Tabela 2.1: Consumo de energia: bomba de calor x alta pressão.

Variável	Bomba de calor	Alta Pressão
Pressão de topo (kgf/cm ² abs)	10	19
Energia Elétrica (kWh)	110	10
Água de resfriamento (m ³)	26	105
Vapor (toneladas)	-	2,4
Consumo específico de energia (Gcal)	0,27	1,0

Valores para produzir 1 tonelada de propeno grau polímero

Fonte: UNIVERSIDADE PETROBRAS, 2010.

2.2.1 Alta pressão

A Alta Pressão é uma separação clássica com condensador refrigerado com água e refeedor utilizando fonte quente disponível.

Os efeitos favoráveis do sistema de alta pressão são:

- Aumento do ponto de orvalho do topo, permitindo o uso de um meio refrigerante mais barato;
- Aumento da densidade do vapor, o que permite uma redução no diâmetro da coluna;
- O aumento do perfil de temperatura permitindo o uso de materiais mais baratos nas colunas;
- Redução das dimensões das tubulações de vapor e das válvulas.

E os efeitos indesejáveis do aumento de pressão em uma coluna são:

- Reduz a volatilidade relativa e aumenta a dificuldade de separação. Aumentando conseqüentemente o refluxo, o número de estágios e as cargas térmicas de refeedor e condensador;
- Aumenta a temperatura de fundo, causando o aumento da degradação, polimerização e incrustação. Aumenta o requisito de temperatura da fonte quente;
- Aumenta a espessura da coluna, ocasionando aumento de custos;
- Aumenta a possibilidade de vazamentos gerando potenciais riscos (Curso Funcional de Craqueamento Catalítico:Módulo Propeno.UNIVERSIDADE PETROBRAS, 2009).

2.2.2 Bomba de Calor ou Heat Pump

A Bomba de Calor ou *Heat Pump* consiste numa separação onde o calor fornecido ao refeedor é provido pela condensação do topo da coluna (refeedor e condensador no mesmo equipamento). No fracionamento de misturas, normalmente binárias, a bomba de calor opera comprimindo os vapores de topo da coluna e usa a descarga do compressor para servir de meio de aquecimento do refeedor da própria coluna. Devido às não idealidades, um condensador auxiliar com água de

resfriamento se faz necessário. A pressão de descarga é selecionada para permitir de forma simultânea um aporte de energia para o refeedor e a condensação dos vapores de topo, os quais fornecem o refluxo e o produto de topo. Um sistema de Bomba de Calor simplificado pode ser visto na Figura 2.2.

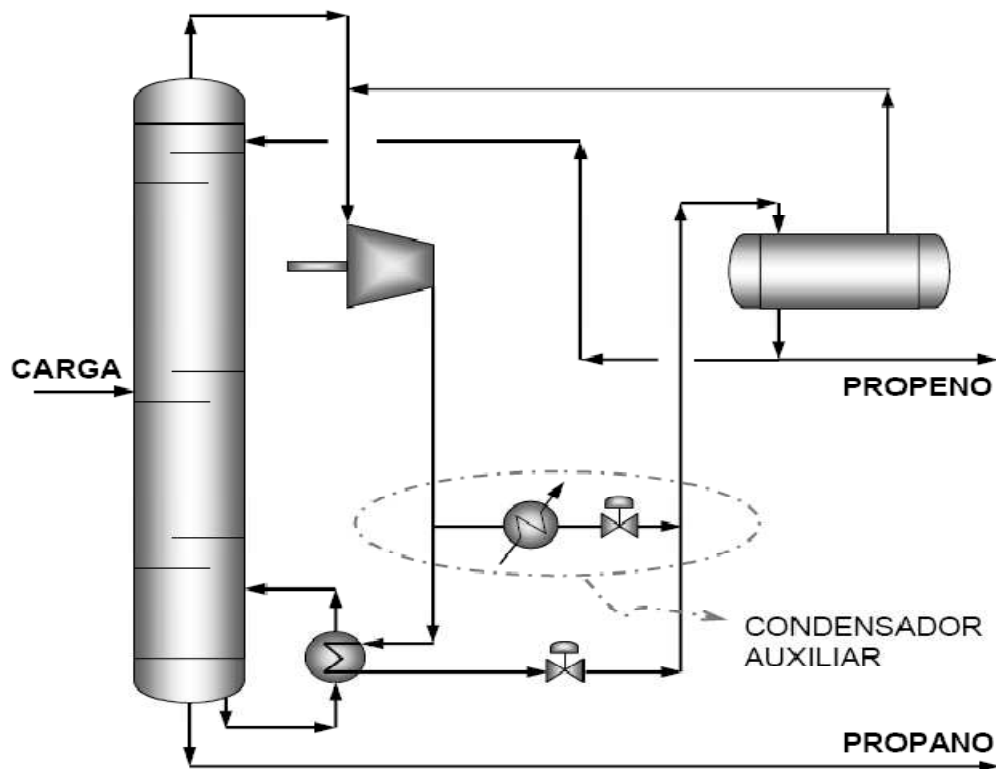


Figura 2.2: Sistema de uma Bomba de Calor.

Para um perfeito entendimento da Bomba de Calor, alguns conceitos precisam ser revistos:

- 1ª Lei da Termodinâmica: “A energia não pode ser criada nem destruída”;
- 2ª Lei da Termodinâmica: “É impossível a construção de um dispositivo que, por si só, isto é, sem intervenção do meio exterior, consiga transferir calor de um corpo para outro de temperatura mais elevada.”

A Bomba de Calor utiliza o mesmo princípio de funcionamento de um ciclo de refrigeração. A diferença é o objetivo principal:

- Refrigeração: acontece retirada de calor a baixa temperatura.
- Bomba de calor: acontece cessão de calor a alta temperatura.

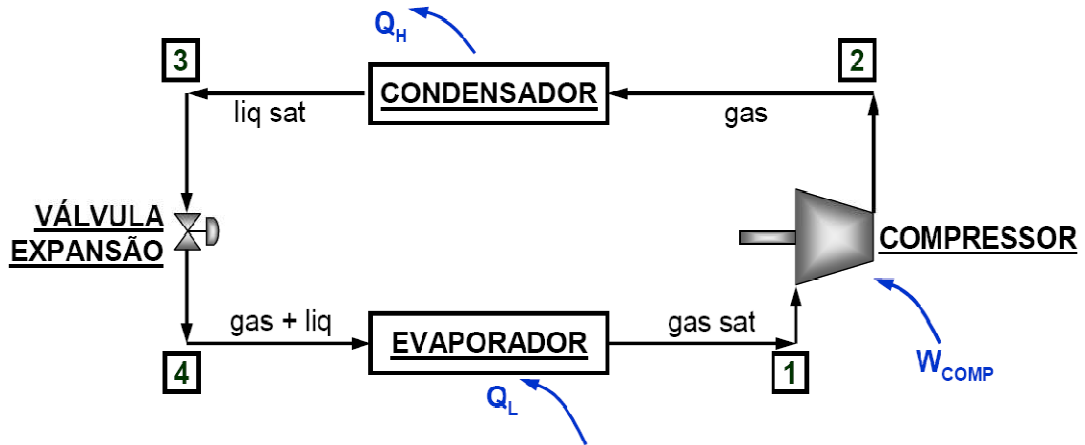


Figura 2.3: Diagrama de uma bomba de calor.

O ciclo de uma bomba de calor genérico é o seguinte: após a compressão (2), o gás superaquecido é condensado, liberando uma quantidade de calor (Q_H). Esse líquido saturado (3) é expandido (isoentalpicamente) em uma válvula de expansão gerando uma pequena quantidade de gás (4) e tendo sua temperatura reduzida. A mistura recebe então uma quantidade de calor (Q_L) e passa para a fase vapor no evaporador, seguindo para o compressor e fechando o ciclo (1) (Encontro Técnico da Comunidade de Propeno. UNIVERSIDADE PETROBRAS, 2010)

A opção pela bomba de calor reduz significativamente a pressão da depreenizadora. Com a redução da pressão, teremos um acréscimo na volatilidade relativa entre o propeno e o propano que pode ser visto nas Figuras 2.4 e 2.5, esse aumento da volatilidade facilita a separação, pois maior é a mudança de composição num determinado estágio de equilíbrio.

As pressões de trabalho e a volatilidade relativa correspondente são:

- Alta Pressão 18 kgf/cm^2 - α propeno/propano = 1,1
- Bomba de calor 9 kgf/cm^2 - α propeno/propano = 1,2

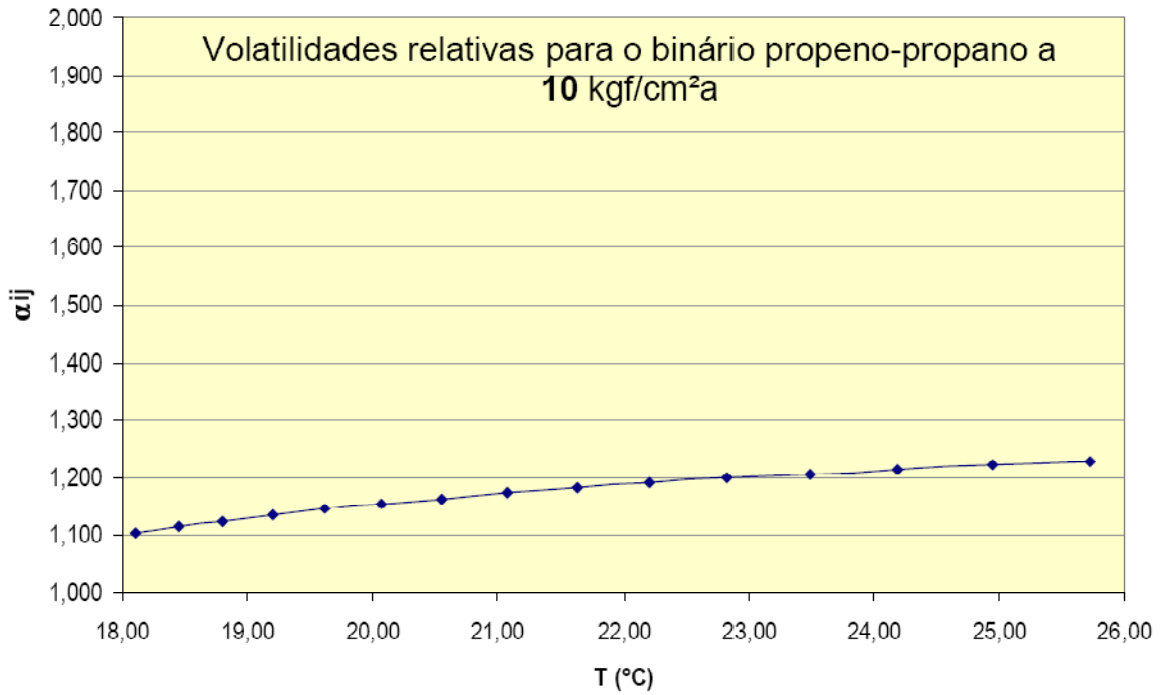


Figura 2.4: Volatilidade do propano/propeno à 10 kgf/cm²

Fonte: UNIVERSIDADE PETROBRAS, 2009.

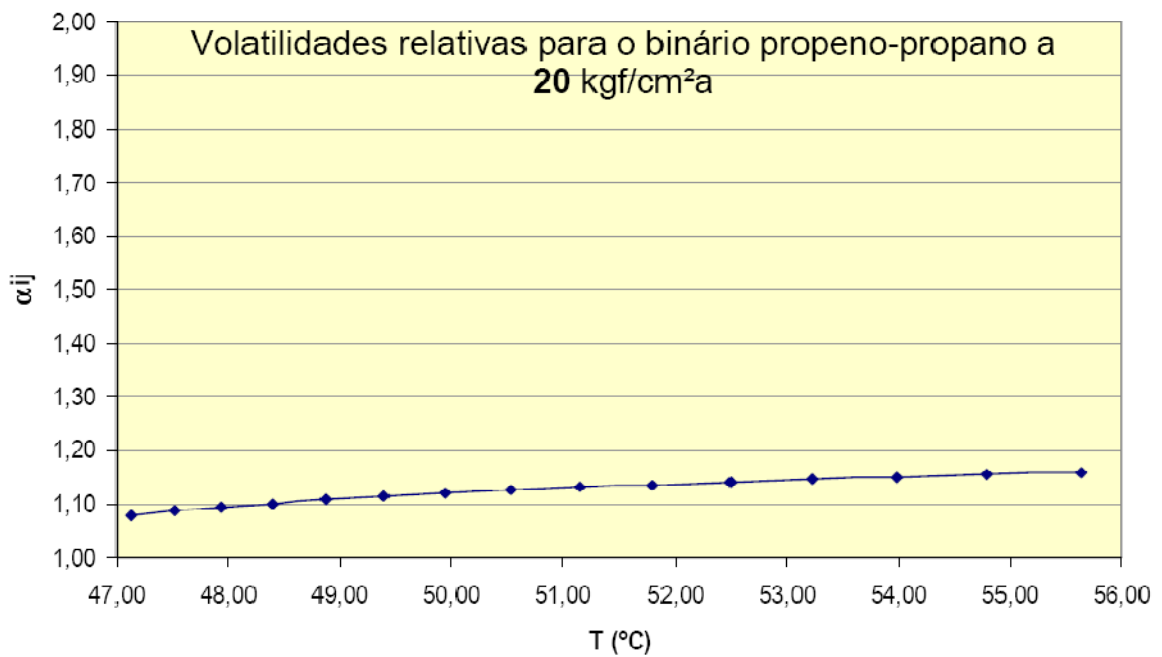


Figura 2.5: Volatilidade do propano/propeno à 20 kgf/cm²

Fonte: UNIVERSIDADE PETROBRAS, 2009.

Com uma volatilidade relativa maior, necessitamos de um menor número de estágios para a separação e também de uma menor razão de refluxo. Com a redução da pressão, teremos uma torre de menor espessura. Isso torna menor o custo de instalação. Porém, o custo de um compressor acaba balanceando a conta e em última análise não há diferença no custo de implantação quando comparamos uma depropenizadora de alta pressão e uma com bomba de calor. Mas, quando a volatilidade relativa entre os componentes for menor que 1,5 (pontos de ebulição muito próximos), que é o caso da separação propano/propeno a bomba de calor se torna mais atrativa, devido a dificuldade de separação dessa mistura.

3 Materiais e Métodos

3.1 PI – Plant Information

É um sistema de gerenciamento de informações de processo que coleta dados de processo de diversas fontes, os armazena num banco de dados históricos e os disponibilizam através de diversas formas de representação. Na REFAP o software usado é o PI da *OSI Software*. O PI nos permite analisar, rastrear e monitorar a operação de plantas industriais. A principal vantagem do PI em relação aos demais sistemas aquisitórios é a sua velocidade na recuperação de grandes massas de dados. Podem-se visualizar estes dados através de tendências e gráficos de processo ou através de planilhas. Constitui uma ferramenta fundamental para o engenheiro de processos, pois a partir de uma estação ele pode visualizar tanto os dados de tempo real como históricos da planta

Entre os softwares clientes disponibilizados pela *OSI Software* estão: *PI-ProcessBook* e o *PI-DataLink*. O *PI-ProcessBook* é uma ferramenta para exibição de informações de processo armazenadas no *PI Archive* ou em outras fontes de dados. Permite a construção de gráficos dinâmicos e de dados históricos, além de criação de telas de processo para acompanhamento em tempo real. O *PI-DataLink*, é um *Add-in* para Microsoft Excel que possibilita a visualização de valores do sistema *PI* de diversas formas, bem como copiá-los para uma planilha para realizar análises adicionais. Com o *PI-DataLink*, um usuário pode trocar informações diretamente com o banco de dados do *PI*. Essa ferramenta combinada com a funcionalidade da planilha eletrônica faz com que o *PI-DataLink* seja um utilitário poderoso e fácil de usar para reunir, analisar e relatar dados do *PI* (REGINATO, 2005).

Dentre os mais diversos tipos e origens de dados de processo pode-se citar: temperaturas de equipamentos, fluxo de tubulações, abertura de válvulas, condições de equipamentos (ligados/desligados), resultados de ensaio de laboratório, produção diária, etc. Durante o trabalho, foram criadas planilhas e gráficos que buscam os dados on-line do *PI* para acompanhamento da operação das unidades. A maioria destes gráficos está representado nesse trabalho na forma de figuras.

3.2 EMSO

É um *software* de modelagem, simulação e otimização baseado em equações, computacionalmente eficiente para simulações dinâmicas ou estáticas. Sua construção foi iniciada em 2001 por Rafael de Pelegrini Soares e hoje o simulador EMSO é desenvolvido e mantido pelo projeto ALSOC. Desenvolvido para uso industrial e/ou acadêmico, permite facilmente a construção de processos específicos através da conexão de blocos básicos de equipamentos. A criação de novos modelos utiliza uma linguagem de descrição ou modelagem, assim não requer conhecimentos de programação (exceto a linguagem do mesmo).

O EMSO dispõe de uma biblioteca aberta e gratuita dos mais variados modelos como: separação (flash e colunas de destilação), trocadores de calor, reatores CSTR, reatores PFR, bombas, válvulas, controladores. O programa fornece uma interface gráfica integrada, onde o usuário pode gerenciar seus arquivos e na mesma interface pode executar simulações e visualizar os resultados. Por se tratar de um simulador dinâmico, é possível acompanhar as variáveis de processo ao longo do tempo, sendo possível simular procedimentos de parada e partida de unidades, assim como mudanças de pontos de operação.

Algumas das suas funcionalidades são: interpretador de linguagem, sistema de *plugins* e *solvers* externos, avaliação da consistência de equações e de unidades dimensionais, resolução de sistemas de equações algébrico-diferenciais, diferenciação automática, detecção e resolução de problemas de índice elevado. O *software* possui um sistema de suplementos que permite a utilização de pacotes termodinâmicos externos, entre outros (SOARES e SECCHI, 2003).

Em 2009, uma equipe de engenheiros da UFRGS, VRTech (Empresa integrante da Incubadora Tecnológica Cientec) e REFAP desenvolveram como parte do projeto ALSOC 2 na REFAP uma modelagem dinâmica da torre depropenizadora. Este modelo apresentou uma boa interface gráfica e convergiu apesar de algumas diferenças na configuração do sistema de controle. O modelo foi testado e apresentou resultados coerentes com a realidade industrial e agora será usado nesse trabalho usando o EMSO na versão 10.6. Uma visão do *flowsheet* pode ser vista na Figura 3.1.

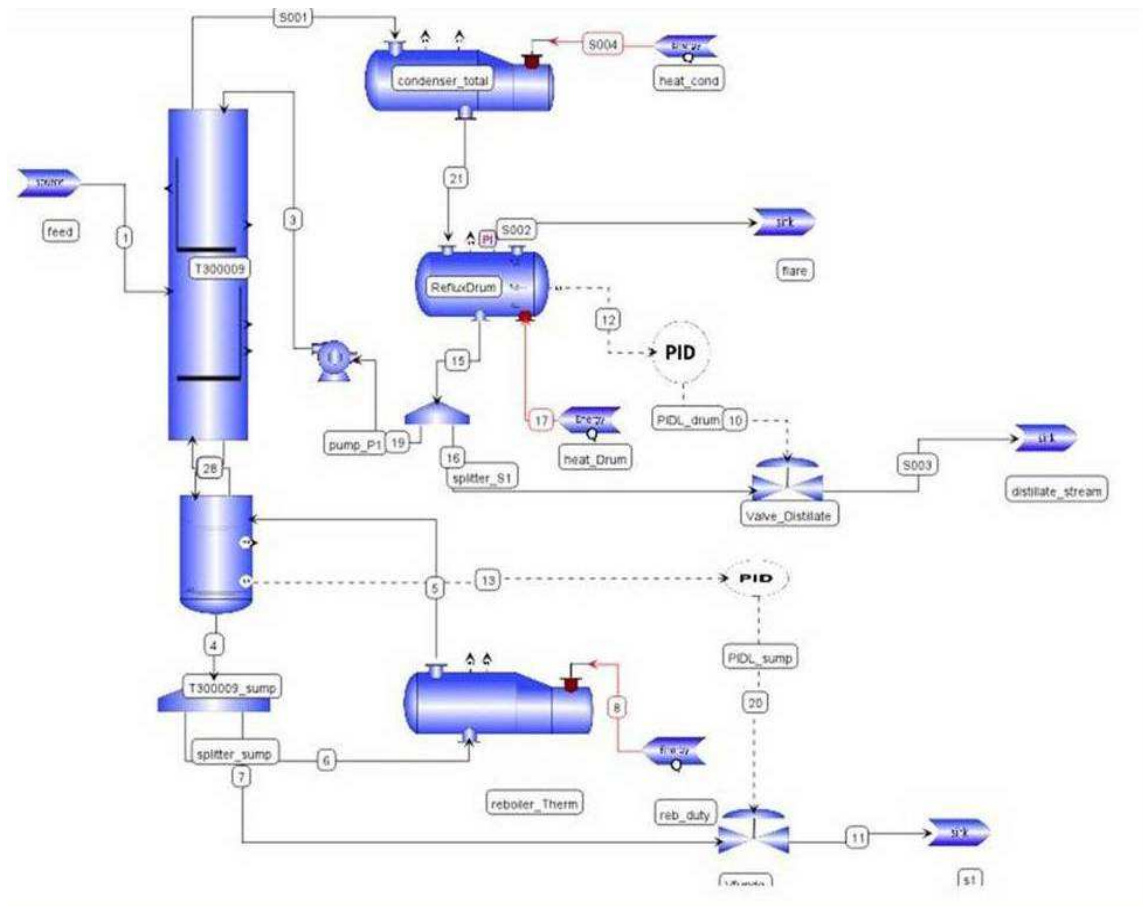


Figura 3.1: Modelo dinâmico da coluna depropenizadora da REFAP.

A planta e o modelo possuem algumas diferenças, entre elas: A planta possui dois controles de composição (*dual composition control*). O controle da composição do produto de fundo e o controle da composição do produto de topo. Porém, o controle de composição do produto de fundo está inativo. O modelo não possui controle de composição. Os controles de inventário são iguais na planta e no modelo. A planta possui controle de pressão por *hot bypass*, o modelo não possui controle de pressão, pois a pressão é consequência do equilíbrio no vaso de topo. Outra diferença é que no modelo trabalha-se com razão de refluxo e na planta com vazão de refluxo. Percebe-se também uma diferença nos ganhos do modelo em contrapartida com os ganhos da planta. Isto se deve ao fato de que o modelo foi desenvolvido inicialmente com o objetivo da convergência, ou seja, de seguir a tendência da planta.

4 Estudo de Caso

Desde a partida da U-300 da REFAP, a torre depropenizadora opera de forma muito instável, o que dificulta a produção de propeno e também seu enquadramento dentro das especificações. O objetivo desse trabalho é investigar quais seriam os distúrbios que levam a torre a operar instavelmente e propor alternativas para melhoria do processo. Sendo o propeno o produto de maior valor agregado da refinaria é importante um estudo detalhado das deficiências do processo para posterior otimização.

Uma primeira observação no processo foi a relação da quantidade de propeno produzida *versus* quantidade de propeno presente na carga da torre. Constatou-se que a produção de propeno atual corresponde a aproximadamente 89% da quantidade total de propeno no GLP, sendo assim, uma grande quantidade de produto é perdida para a corrente de propano. Esta relação foi feita através do balanço de massa na depropenizadora. Observando desde o período de partida até os dias atuais, identificou-se que os principais distúrbios que comprometem a operação estável da depropenizadora, contribuindo assim para uma menor obtenção de propeno, são:

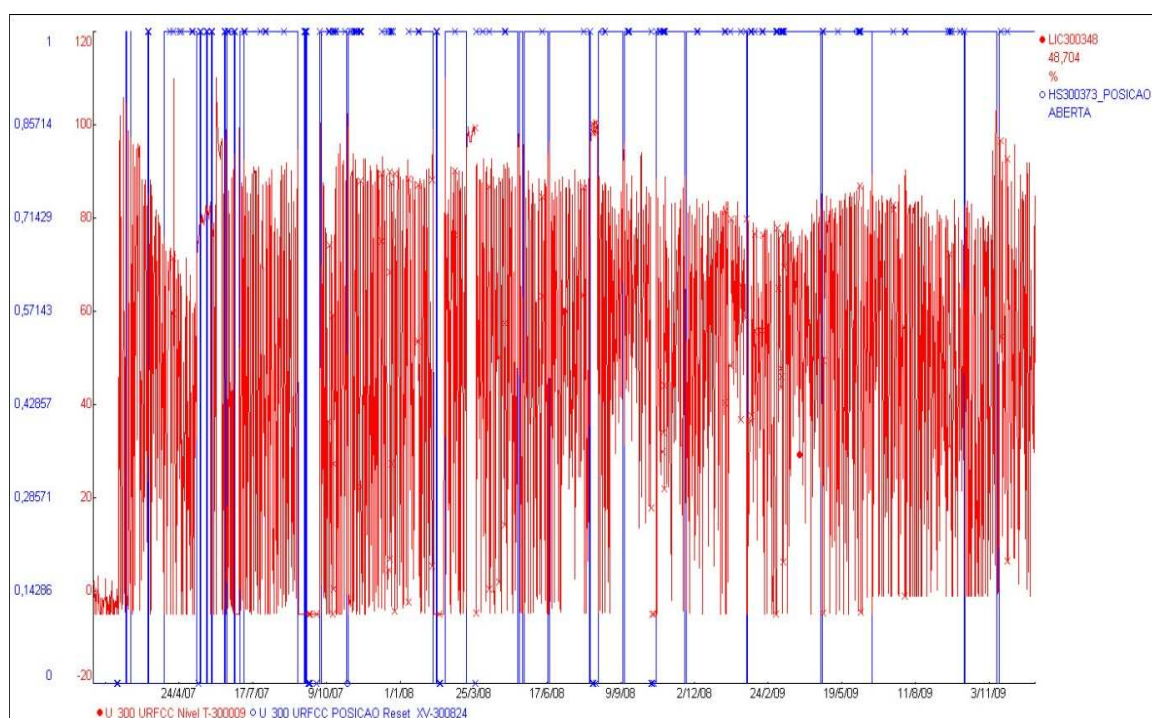
- variação da carga térmica dos revedores
- variação da vazão da alimentação
- variação da pressão de topo

4.1 Variação da carga térmica dos revedores

Um dos problemas encontrados foi a grande variação na carga térmica do fundo da torre. Essa variação ocasiona descontrole no nível do fundo da torre, com frequentes atolamentos, assim como perda de nível. Visto que a carga térmica necessária para separação fica em torno de 26000 Mcal/h, observamos que, com apenas um dos revedores, consegue-se calor suficiente para a torre. Então optou-se por retirar de operação o revedor que aproveita como fluido de

aquecimento a corrente de RCT (refluxo circulante de topo), que vem da fracionadora principal. Nessa corrente de RCT existe bastante variação tanto de temperatura quanto de vazão, causando distúrbios no fundo da depropenizadora.

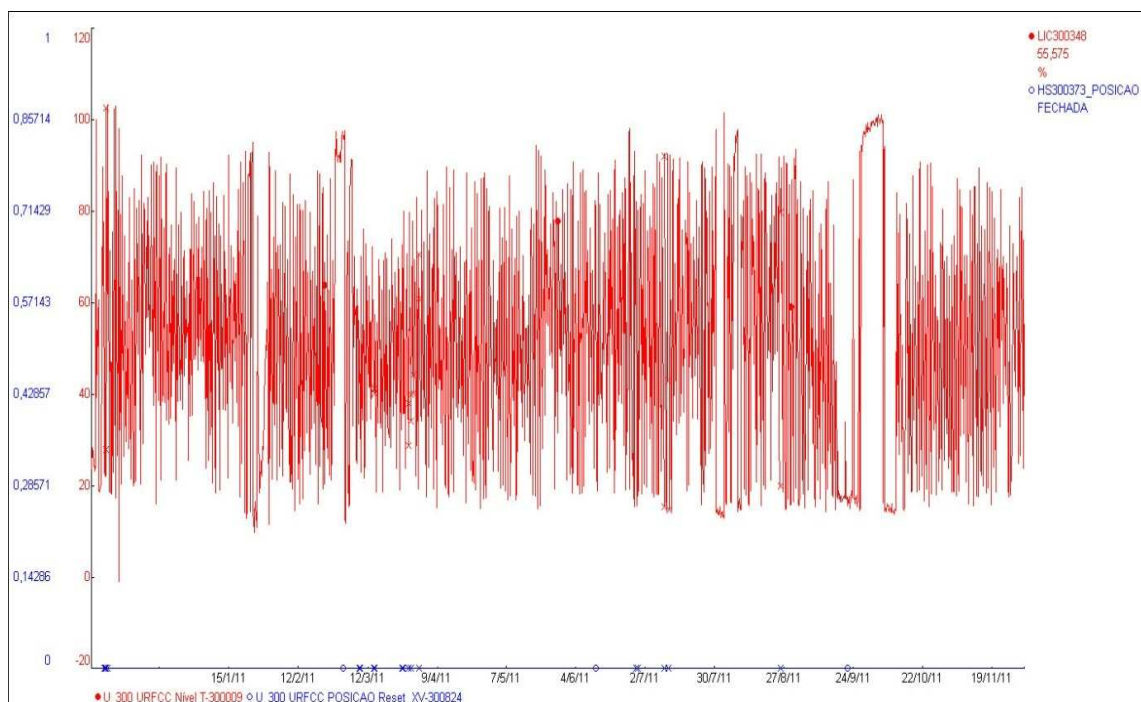
O outro refeedor que ficou em operação possui como fluido de aquecimento o VBP onde também existem variações de vazão e temperatura porém estas variações, são bem mais amenas. Na Figura 4.1 temos a variação do nível do fundo da depropenizadora com os dois refeedores em operação onde observa-se uma grande variação no nível que vai de 0 à 90%. E na Figura 4.2 temos a variação do nível do fundo da depropenizadora operando apenas com o refeedor que tem como fluido de aquecimento o VBP, observa-se que ainda temos uma variação no nível da coluna. Porém essa variação é menor (20 à 90%), e nota-se então que não ocorreu mais o esvaziamento total da coluna.



Linha vermelha: nível da depropenizadora

Linha azul: indicação da posição da válvula do fluxo de RCT.

Figura 4.1: Variação do nível do fundo da torre depropenizadora com 2 refeedores em operação



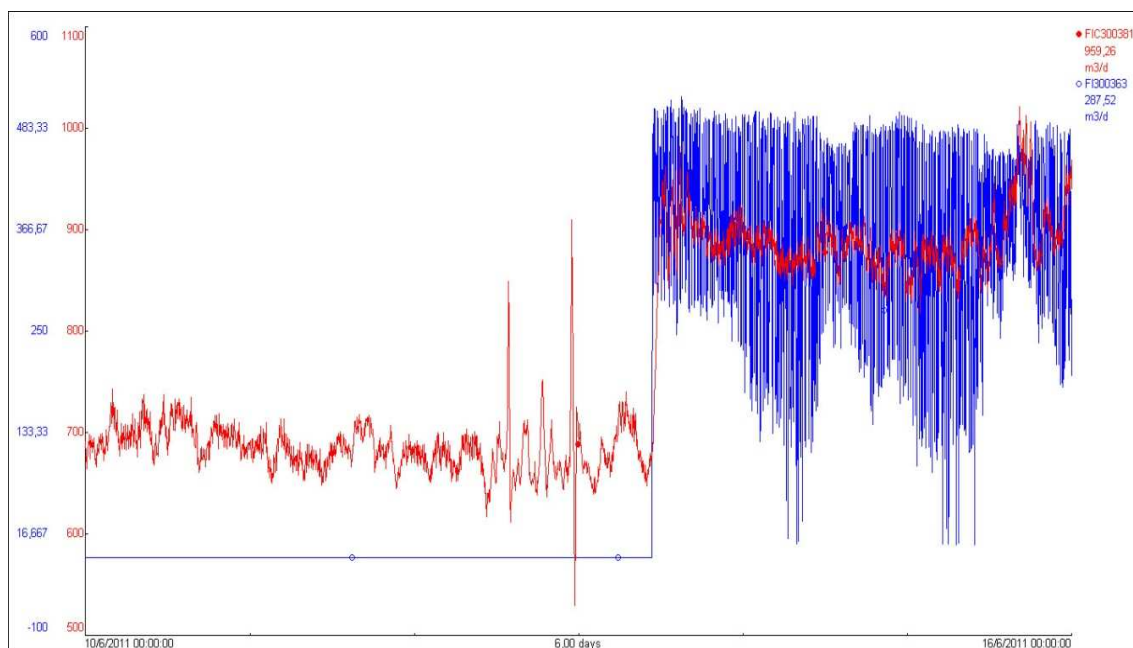
Linha vermelha: nível da depropenizadora

Linha azul: indicação da posição da válvula do fluxo de RCT.

Figura 4.2: Variação do nível do fundo da torre depropenizadora com 1 refervedor em operação

4.2 Variação da vazão de alimentação

Os distúrbios na vazão de carga da torre depropenizadora são consequência do controle de nível do fundo da torre anterior (deetanizadora). Apesar deste controle ser do tipo nível pulmão e não do tipo nível *set-point*, ele é incapaz de absorver maiores variações do inventário devido ao próprio espaço disponível. Assim, qualquer contribuição na vazão de GLP das unidades produtoras para incrementar a produção de propeno é repassada diretamente para a depropenizadora. Uma das ações tomadas foi a resintonização (as malhas ficaram mais lentas) das malhas de nível da seção de fracionamento do GLP, porém não conseguimos observar alteração alguma no processo. Na Figura 4.3 podemos ver o aumento na vazão da carga da depropenizadora que acontece quando inicia o recebimento de GLP de outras unidades.



Linha vermelha: vazão de alimentação para a depropenizadora

Linha azul: contribuição de GLP da U-03 para a depropenizadora

Figura 4.3: Degrau na carga

A torre depropenizadora da REFAP não possui vaso de carga. A configuração do sistema de carga é definida conforme foi concebido o projeto da unidade de propeno da refinaria. O vaso de carga teria como finalidade garantir a estabilidade operacional da unidade de propeno. Das 8 unidades produtoras de propeno da Petrobras, 6 possuem um vaso pulmão antes da depropenizadora ou recebem a carga diretamente das esferas.

4.3 Pressão de topo

O controle de pressão da torre depropenizadora é feito por *hot bypass*. Antes de discutir o problema da variação da pressão de topo da coluna depropenizadora veremos uma descrição mais detalhada do funcionamento deste sistema.

4.3.1 Controle de pressão por *hot bypass*

O conceito de controle de pressão por *hot bypass* é injetar o vapor do topo da torre diretamente no vaso acumulador de topo. A vazão do vapor de topo precisa ser suficiente para esgotar a capacidade de condensação do condensador de topo. Um esquema do sistema de controle por *hot bypass* pode ser visto na Figura 4.4. A partir desta condição, o controle operará como um “pistão de vapor”, pressurizando o vaso

pelo aumento de nível de condensado nos condensadores e conseqüente redução na área de troca térmica.

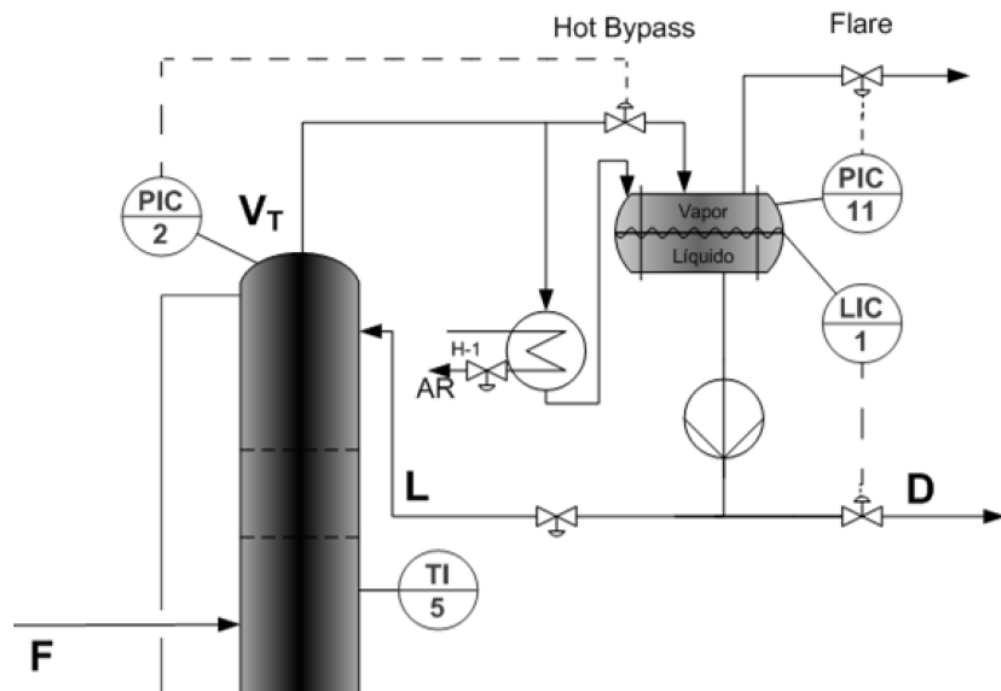


Figura 4.4: Controle de pressão por *hot bypass*

Fonte: Estratégias de Controle de Colunas de Destilação, 2010.

A taxa de condensação é ajustada pela variação de nível de condensado no casco do condensador, expondo maior ou menor área de troca térmica ao vapor e a pressão na torre é controlada pelo ajuste da vazão na linha de contorno do condensador (linha da válvula de *hot bypass*), que por sua vez ajusta os níveis de líquido no condensador e no vaso acumulador (CAMPOS e TEIXEIRA, 2010).

Se a pressão sobe, o controlador fecha a válvula de controle, o líquido é expulso do condensador para o vaso acumulador pela diferença de pressões, expõe maior área para condensação do vapor e conseqüentemente causa diminuição da pressão. Temos abaixo a tabela 4.1 que resume o esquema de controle por *hot bypass*.

Tabela 4.1: Controle *hot bypass*

Válvula de controle (PV) fecha	Válvula de controle (PV) abre
Diminui o nível de líquido no condensador	Aumenta o nível de líquido no condensado
Há maior área de troca térmica	Há menor área de troca térmica
Ocorre maior condensação	Ocorre menor condensação
Ocorre redução na pressão da torre	Ocorre aumento na pressão da torre
Ocorre aumento do nível do Vaso	Ocorre redução do nível do Vaso

Fonte: (UNIVERSIDADE PETROBRAS, 2010)

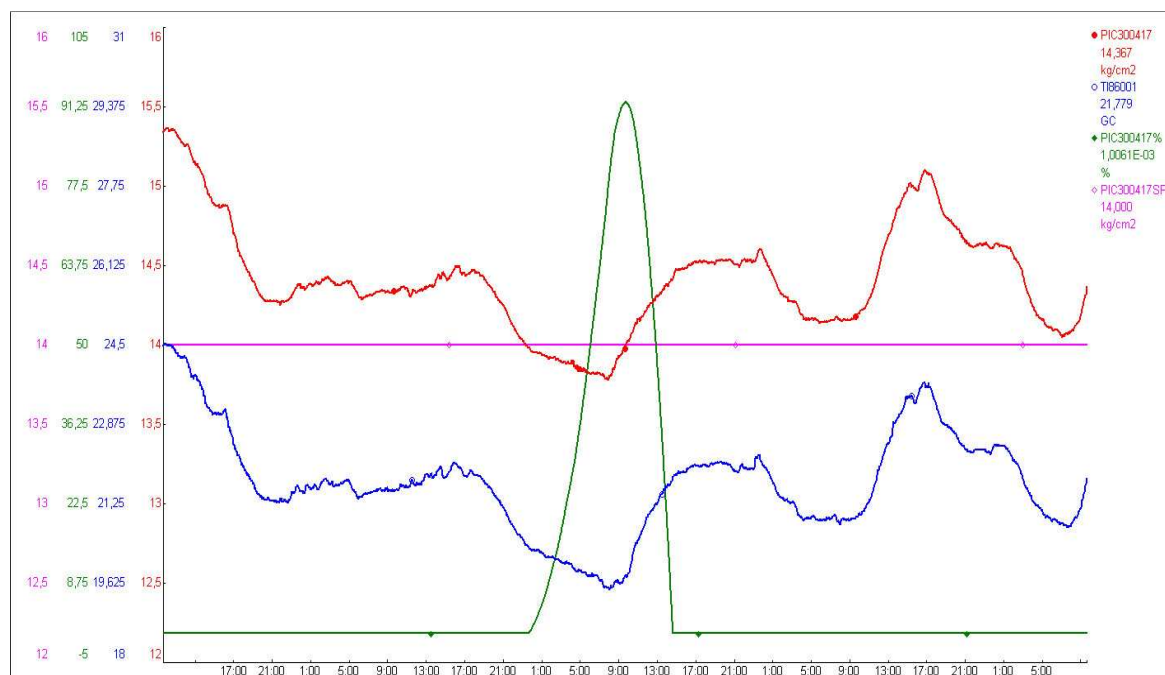
4.3.2 Variação da pressão de topo

O efeito do “pistão de vapor” do sistema de controle de pressão por *hot bypass* raramente foi observado na operação da torre depropenizadora da REFAP, independentemente do percentual ou velocidade de abertura da válvula de *hot bypass*, o que implica na ausência total de controle da pressão da torre. Então realizou-se uma sequência de testes diretamente na planta para analisar o comportamento do processo (Nota Técnica NT-DT.OT-0075.REFAP, 2011).

1ºTESTE

O primeiro teste realizado neste sistema foi para observar o efeito da abertura da válvula do *hot bypass* na pressão da torre. Este teste foi realizado sem nenhuma alteração no sistema, apenas observou-se o comportamento do sistema em malha fechada. Vimos que a pressão segue fielmente o perfil da temperatura da água de resfriamento utilizada nos condensadores de topo. A válvula de controle do *hot bypass* foi aberta de 0 à 100% (em malha fechada) e não houve nenhum efeito na pressão. Diante desse primeiro teste, levantamos a hipótese que a pressão de

14kgf/cm² seria insuficiente para deslocar o nível de líquido do condensador para o vaso de topo. Ou seja, constatou-se que existe uma pressão mínima de operação para que o sistema de controle por *hot bypass* funcione. O 1° teste pode ser visto na Figura 4.5.



Linha vermelha: pressão do topo da depropenizadora

Linha azul: temperatura da água de resfriamento do condensador

Linha magenta: *set point* da pressão da torre (pressão desejada)

Linha verde: abertura da válvula de *hot bypass*

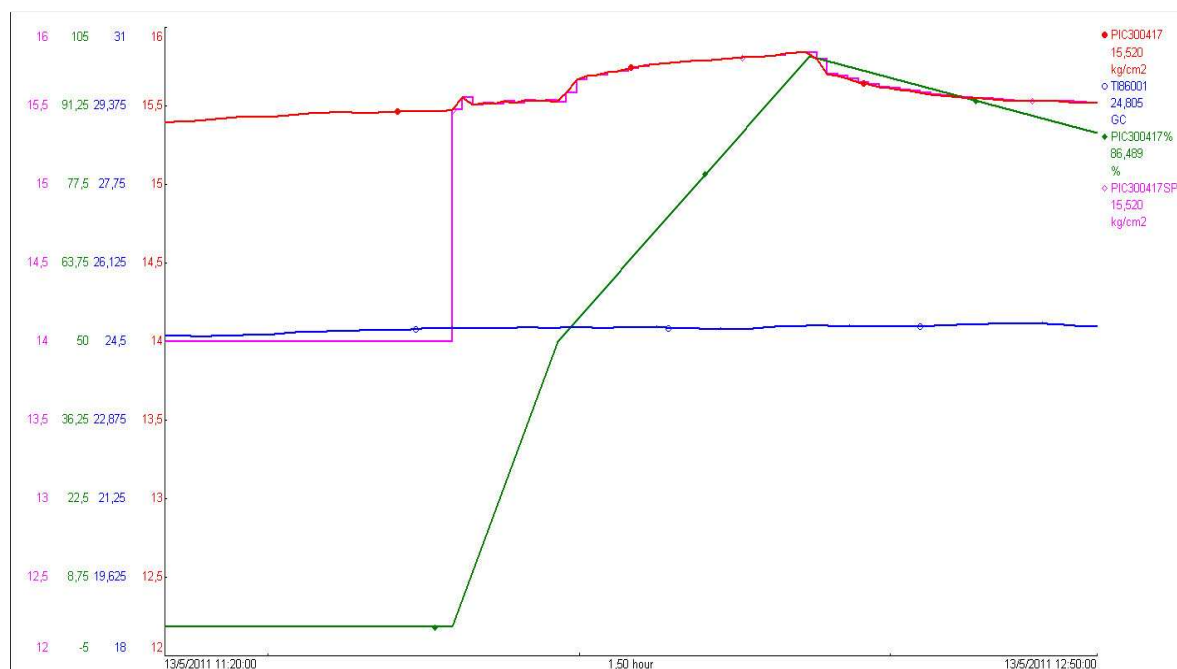
Figura 4.5: Resultados do 1° teste.

Após essa observação (feita em malha fechada- controlador agindo na válvula de controle) foram feitos mais alguns testes para identificar o problema de descontrole de pressão. Os demais testes (2°, 3°, 4° e 5°) foram realizados em malha aberta, ou seja, a válvula do *hot bypass* foi manipulada manualmente.

2°TESTE

O segundo teste realizado neste sistema foi para confirmar o efeito da abertura da válvula na pressão da torre, agora com uma pressão em torno de 15,4 kgf/cm². O degrau inicial levou a abertura da válvula de hot bypass de 0 a 50%, resultando em um ganho de aproximadamente 0,1 kgf/cm². Em um segundo momento, levou-se a abertura da válvula de 50% para 100%, resultando em um ganho de 0,3 kgf/cm². Na Figura 4.6 pode ser visto que a pressão da torre

respondeu à abertura da válvula, porém os ganhos foram muito baixos. Este resultado sugeriu que a válvula de controle do *hot bypass* estava subdimensionada. O teste também mostrou que a válvula de controle de pressão não tem um comportamento linear.



Linha vermelha: pressão do topo da depropenizadora

Linha azul: temperatura da água de resfriamento do condensador

Linha magenta: *set point* da pressão da torre (pressão desejada)

Linha verde: abertura da válvula de *hot bypass*

Figura 4.6: Resultados do 2º teste.

3º TESTE

No terceiro teste, manteve-se a válvula de controle aberta em 100% e foi aberto o desvio (*bypass*) da mesma no campo. Um esquema do desvio ou *bypass* de uma válvula de controle pode ser visto na Figura 4.7. Obteve-se uma variação de aproximadamente $1,2 \text{ kgf/cm}^2$ na pressão de topo da torre. Após a estabilização do sistema, o desvio foi fechado causando a mesma variação no sentido contrário. Na sequência, a válvula de controle foi fechada totalmente e observou-se uma redução de $0,3 \text{ kgf/cm}^2$ na pressão, mesmo efeito da abertura dela no segundo teste.

Este resultado, que pode ser visto na Figura 4.8, nos mostra que o sistema de controle do *hot bypass* está subdimensionado. A torre tem uma variação de pressão em torno do *set point* de até 2 kgf/cm^2 e como vimos, o ganho máximo da válvula de

hot bypass foi de $0,4 \text{ kgf/cm}^2$, somente abrindo o desvio da válvula de controle do *hot bypass* é que conseguimos uma elevação maior na pressão ($1,2 \text{ kgf/cm}^2$).

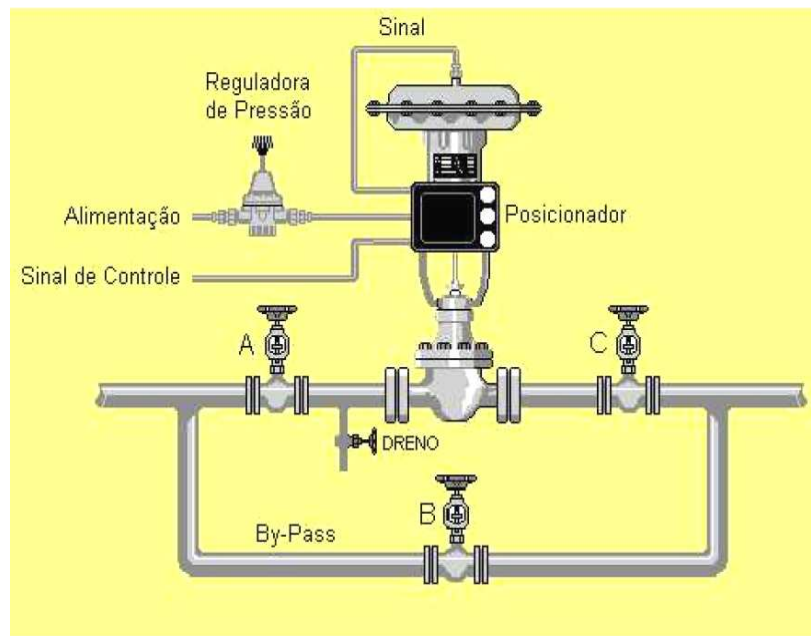
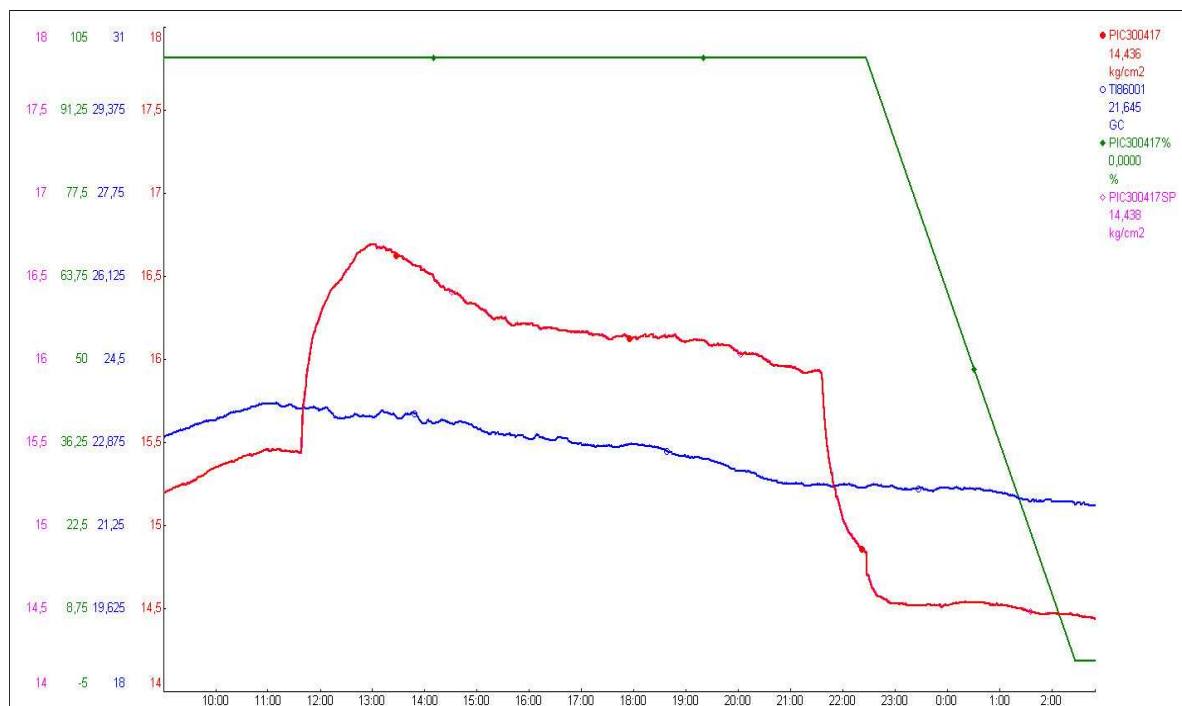


Figura 4.7: Esquema do bypass de uma válvula de controle.



Linha vermelha: pressão do topo da depropenizadora

Linha azul: temperatura da água de resfriamento do condensador

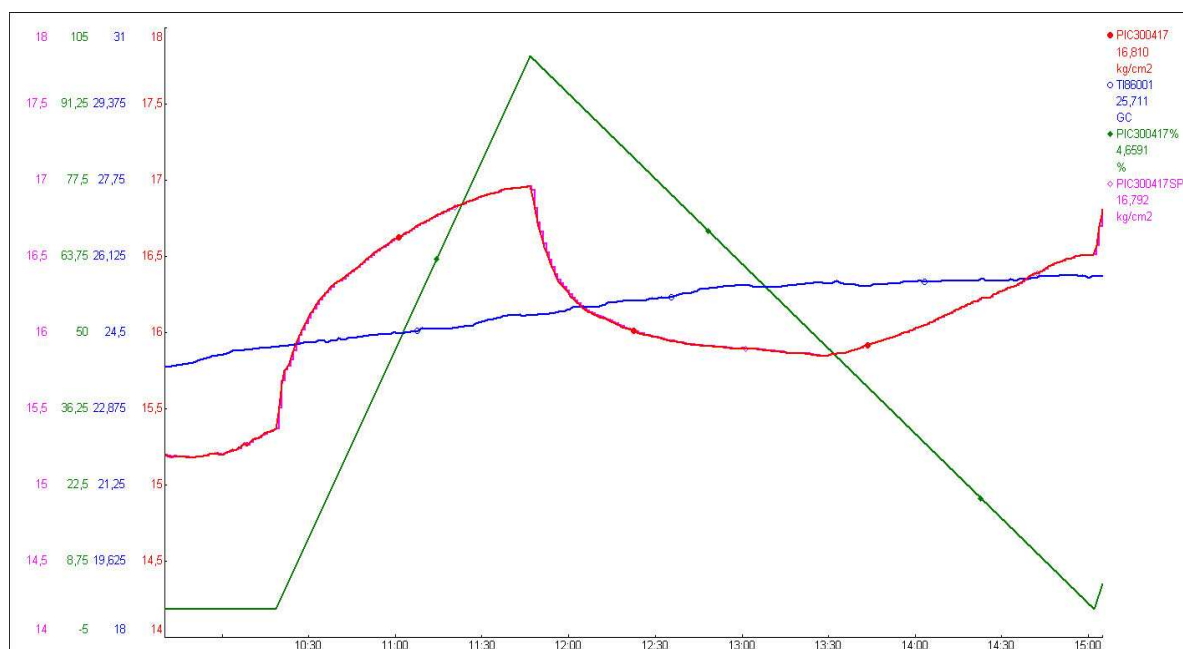
Linha magenta: *set point* da pressão da torre (pressão desejada)

Linha verde: abertura da válvula de *hot bypass*

Figura 4.8: Resultados do 3º teste.

4°TESTE

No quarto teste, foi levada em consideração a teoria a respeito do controle por *hot bypass* (Nota Técnica NT-DT.OT-0075.REFAP, 2011). Sabendo-se que existe um taxa de condensação do vapor que entra em contato com a superfície do líquido do vaso e que esta taxa precisa ser suprida para que inicie o aumento da pressão, foi traçada a seguinte estratégia: abrir o desvio da válvula até que se observe um leve aumento da pressão, confirmando que a condensação está suprida, e, a partir daí, abrir a válvula de controle. Com a abertura de 100% da válvula de controle obteve-se uma variação de $1,6 \text{ kgf/cm}^2$ na pressão da torre como mostra a Figura 4.9.



Linha vermelha: pressão do topo da depropenizadora

Linha azul: temperatura da água de resfriamento do condensador

Linha magenta: *set point* da pressão da torre (pressão desejada)

Linha verde: abertura da válvula de *hot bypass*

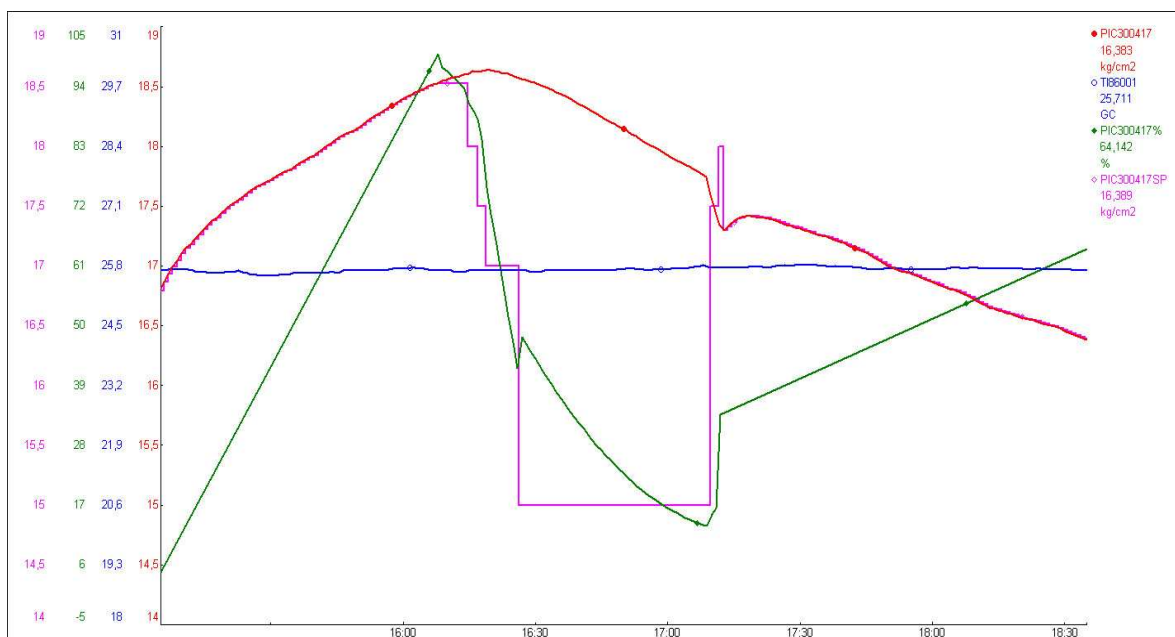
Figura 4.9: Resultados do 4º teste.

5°TESTE

Ainda com base no princípio de funcionamento do controle por *hot bypass*, decidiu-se fazer mais um teste de abertura da válvula de controle, desta vez com o nível do vaso em 80%. Este último teste teria por objetivo confirmar duas teorias: a primeira é que, em função da curvatura do vaso, quanto maior o nível menor será a

área da superfície de líquido disponível para condensar o vapor. Assim, seria necessário uma menor vazão de vapor para aumentar a pressão.

A segunda é que com mais líquido no vaso, temos um menor volume de fluido compressível, o que resultaria no mesmo benefício da primeira teoria. O resultado deste teste para uma abertura de 100% da válvula de controle, foi uma variação de 2,1 kgf/cm² na pressão de topo da torre, como pode ser visto na Figura 4.10. Com este valor, o teste teve que ser interrompido porque a pressão estava próxima aos valores de alívio para *flare* e *trip* da unidade. Como este teste não foi repetido, não sabemos o valor da variação total que poderíamos ter atingido.



Linha vermelha: pressão do topo da depopenizadora

Linha azul: temperatura da água de resfriamento do condensador

Linha magenta: *set point* da pressão da torre (pressão desejada)

Linha verde: abertura da válvula de *hot bypass*

Figura 4.10: Resultados do 5º teste

5 Resultados e discussões

5.1 Variação da pressão

O sistema de controle da pressão é incapaz de absorver as mudanças de pressão decorrentes da variação na troca térmica dos condensadores, causada por exemplo, pela variação da temperatura da água de resfriamento, ocasionando uma instabilidade na pressão. Esse é o principal problema encontrado na torre depropenizadora. Abaixo encontram-se as Figuras 5.1 e 5.2 onde podemos ver a sequência de efeitos que acontecem.

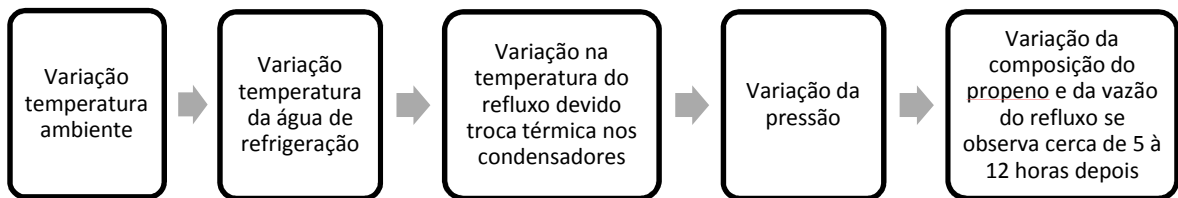
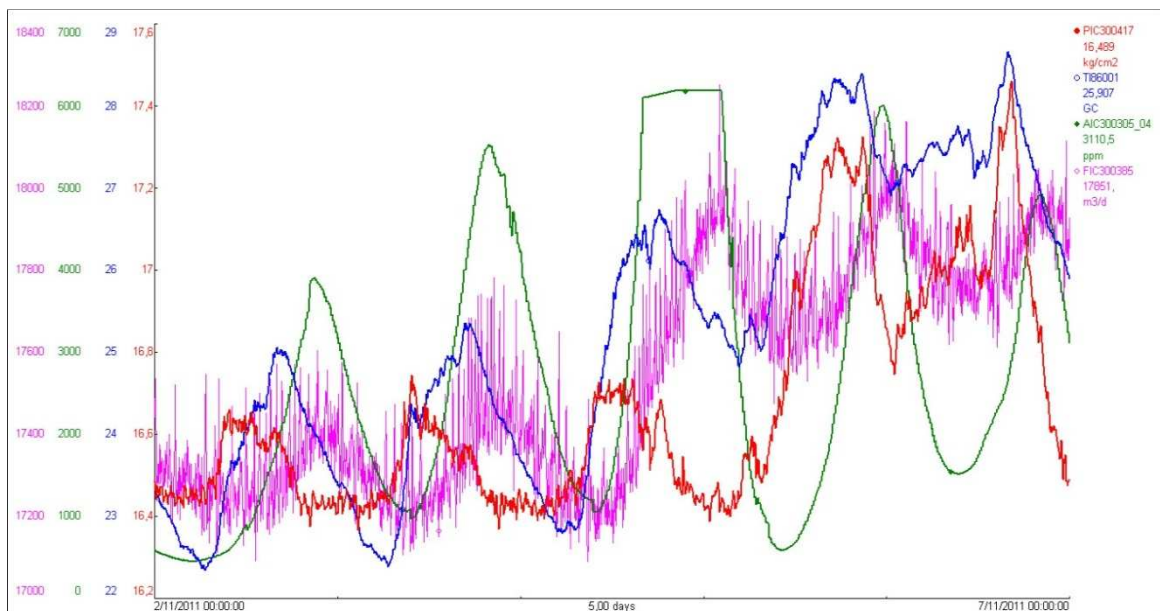


Figura 5.1: Sequência de eventos



Linha vermelha: Pressão do topo da depropenizadora

Linha azul: temperatura da água de resfriamento do condensador

Linha magenta: vazão de refluxo para a depropenizadora

Linha verde: contaminação no propeno

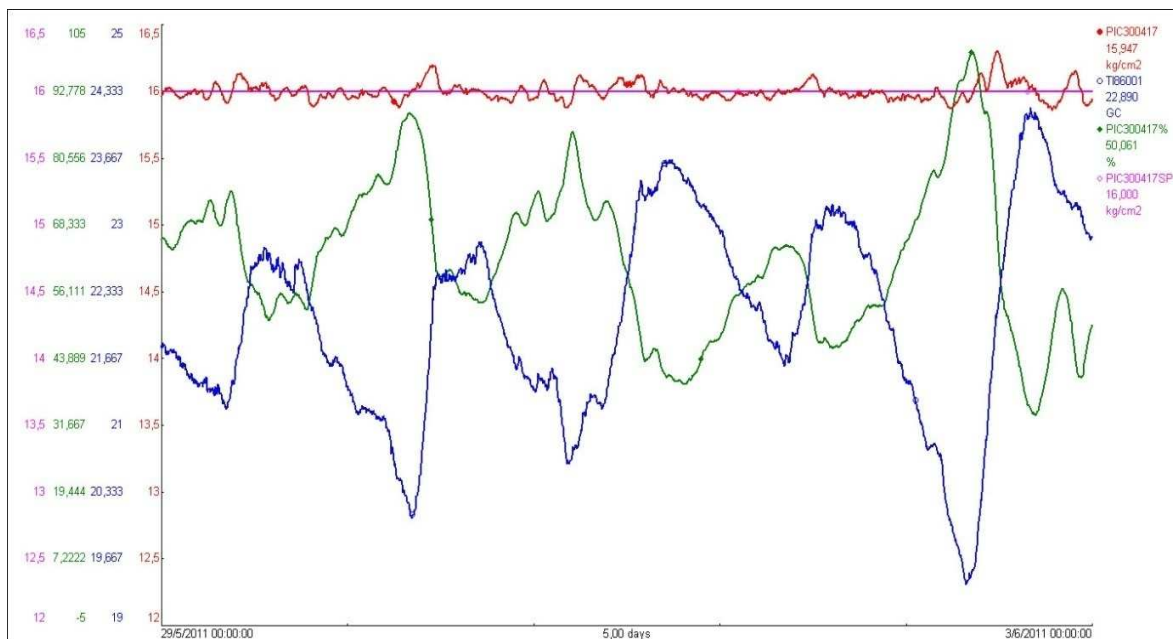
Figura 5.2: Instabilidade causada na planta devido elevação da pressão.

O aumento na pressão da torre depropenizadora causado pela variação da temperatura da água de refrigeração acaba afetando a especificação do produto somente algumas horas depois devido à dinâmica do processo. Com o aumento da pressão temos uma diminuição da volatilidade relativa, o que explica o aumento da contaminação, pois a separação se torna menos eficiente.

Discussão dos testes

Com o resultado do quinto teste, confirmou-se que o nível do vaso de topo da torre influencia na eficiência do controle de pressão; então aumentou-se o set point do nível do vaso para 80%.

Dos demais testes se pode concluir que a condensação do vapor na superfície do condensado no vaso é um efeito a ser vencido para que se observe uma variação na pressão. Considerando-se este fato, conclui-se que a válvula não deve operar totalmente fechada. Caso contrário, o vaso esfria, aumentando sua capacidade de condensação, e quando a válvula voltar a abrir, toda esta capacidade deverá ser suprida novamente para que se comece a observar a variação de pressão. Como medida imediata para que a pressão entrasse em controle, foi mantida uma abertura no desvio da válvula de controle do *hot bypass*, e o *set point* do controle de pressão ficou em 16 kgf/cm^2 . Com estas ações foi possível manter a pressão em controle, rejeitando o distúrbio da variação da temperatura da água de resfriamento, como apresentado na Figura 5.3. Como ação de médio prazo, é recomendada a substituição da válvula de controle por uma com abertura interna maior para evitar o uso do desvio aberto. Para a operação normal do sistema, seria necessário substituir a linha do sistema de *hot bypass* e conseqüentemente sua válvula de controle.



Linha vermelha: pressão do topo da depropenizadora

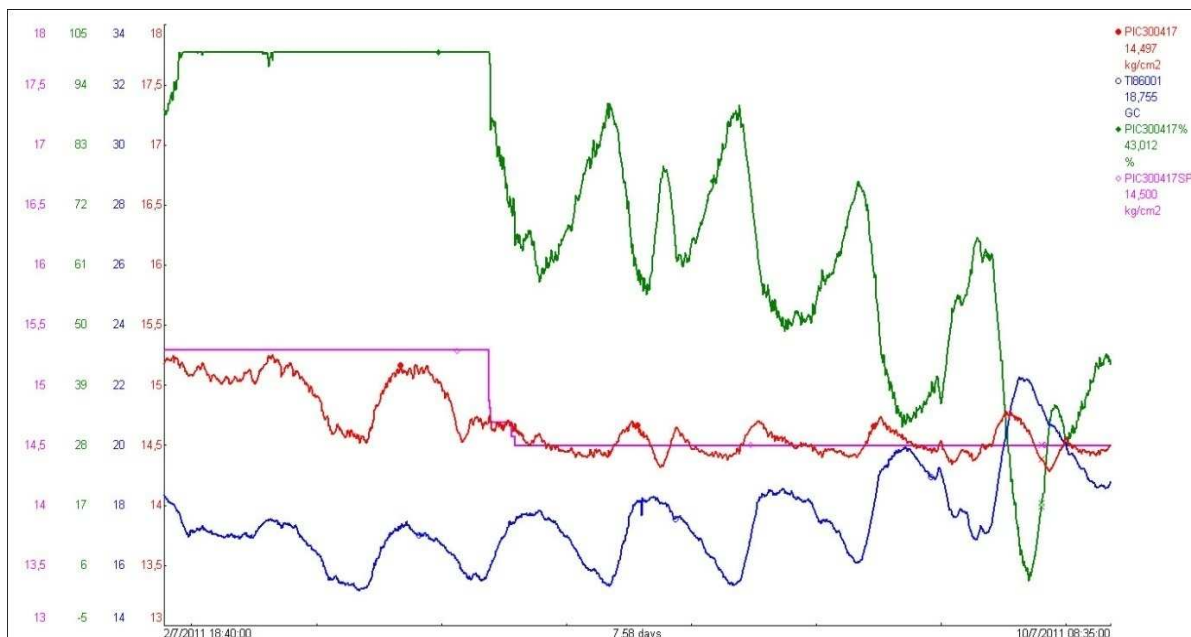
Linha azul: temperatura da água de resfriamento do condensador

Linha magenta: *set point* da pressão da torre (pressão desejada)

Linha verde: abertura da válvula de *hot bypass*

Figura 5.3: Operação com desvio da PV aberto e nível do vaso de topo em 80%.

Enquanto permanecer esta condição, pode ser necessário algum ajuste no *set point* do controle de pressão para manter a válvula com uma abertura aceitável. Este ajuste vai depender da temperatura média de cada período do ano. A Figura 5.4 mostra a válvula de controle do *hot bypass* saturada, ocasionando o descontrole da pressão. Em seguida, o *set point* da pressão foi diminuído de 15,3 kgf/cm² para 14,5 kgf/cm² onde se observa que a pressão fica em controle e a válvula de controle do *hot bypass* volta a ser acionada, contornando a variação da temperatura da água de refrigeração.



Linha vermelha: pressão do topo da depropenizadora

Linha azul: temperatura da água de resfriamento do condensador

Linha magenta: *set point* da pressão da torre (pressão desejada)

Linha verde: abertura da válvula de *hot bypass*

Figura 5.4: Relação entre a abertura da válvula hot-bypass e o set-point

Uma sugestão seria a implantação de um controle cascata para fazer com que a válvula do *hot bypass* não opere saturada (totalmente aberta ou fechada). Este controle buscaria deixar a válvula de controle do *hot bypass* sempre com a posição de 50% atuando no *set point* da pressão. O sistema teria um filtro após o controlador e a malha mestre (ZIC) deverá ser bem lenta para evitar excesso de variação do *set point*. Um esboço desse controle é apresentado na Figura 5.5. Este controle não foi implementado e as mudanças do *set-point da* pressão estão sendo feitas manualmente, conforme a válvula do *hot bypass* fique saturada.

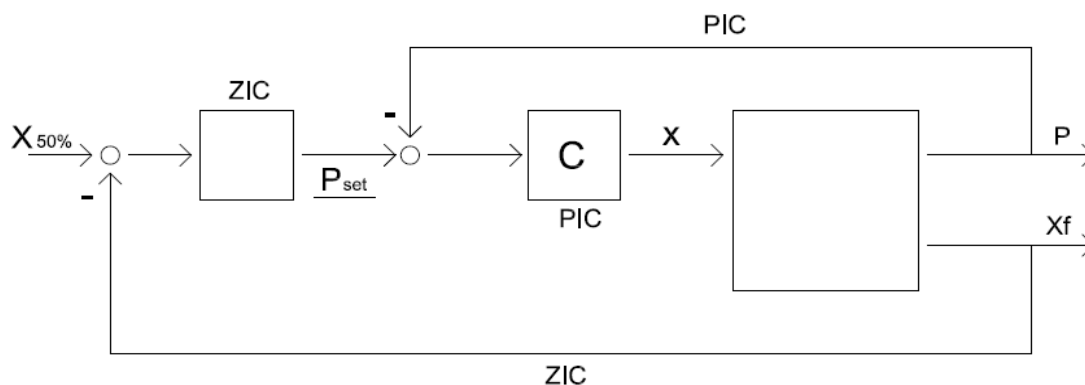


Figura 5.5: Esboço do controle cascata

5.2 Variação da vazão de alimentação

Conforme comentado no item 4.2, ocorrem elevações na carga da torre depropenizadora decorrente do recebimento de GLP de outras unidades. Esta elevação na vazão de alimentação causa um aumento na contaminação do propeno, como pode ser visto na Figura 5.6. O controle de composição do produto de topo da depropenizadora é feito por um analisador em linha que age diretamente na vazão de refluxo para a torre.

As variações na composição do GLP também podem ocasionar problemas de contaminação. Foi avaliada a variação da composição do GLP através das análises do laboratório e não foram constatadas grandes variações. Por isso a variação da composição não foi considerada uma perturbação

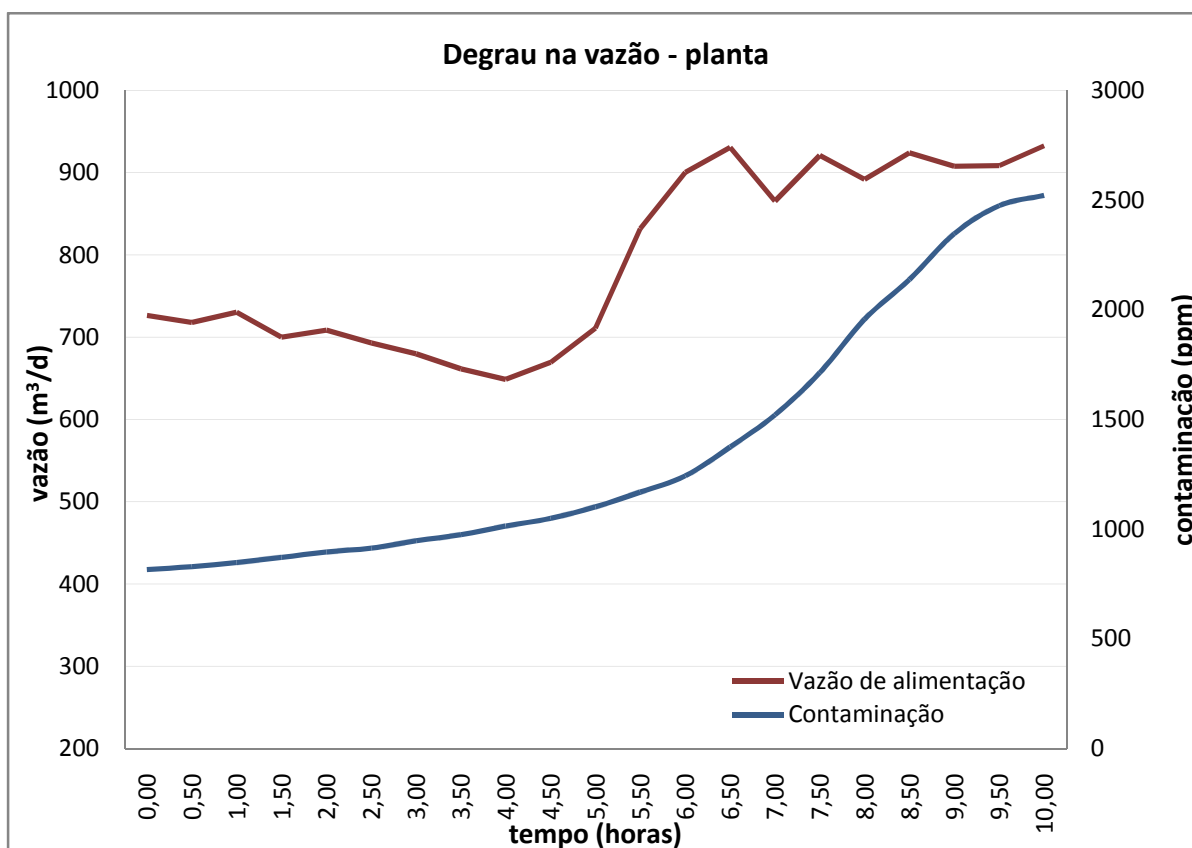


Figura 5.6: Degrau na vazão de alimentação da depropenizadora - planta

Este aumento na carga da torre depropenizadora foi reproduzido usando o simulador EMSO conforme Figura 5.7. Podemos observar que após o degrau na vazão de alimentação a contaminação no propeno aumenta sendo equivalente ao

que acontece na planta. A razão de refluxo foi multiplicada por um fator (40) a fim de conseguirmos representá-la no mesmo eixo da vazão. Então $25 \times 40 = 1000$. Embora a razão de refluxo permaneça constante a vazão do refluxo para a coluna aumenta sutilmente mas o insuficiente para corrigir a contaminação.

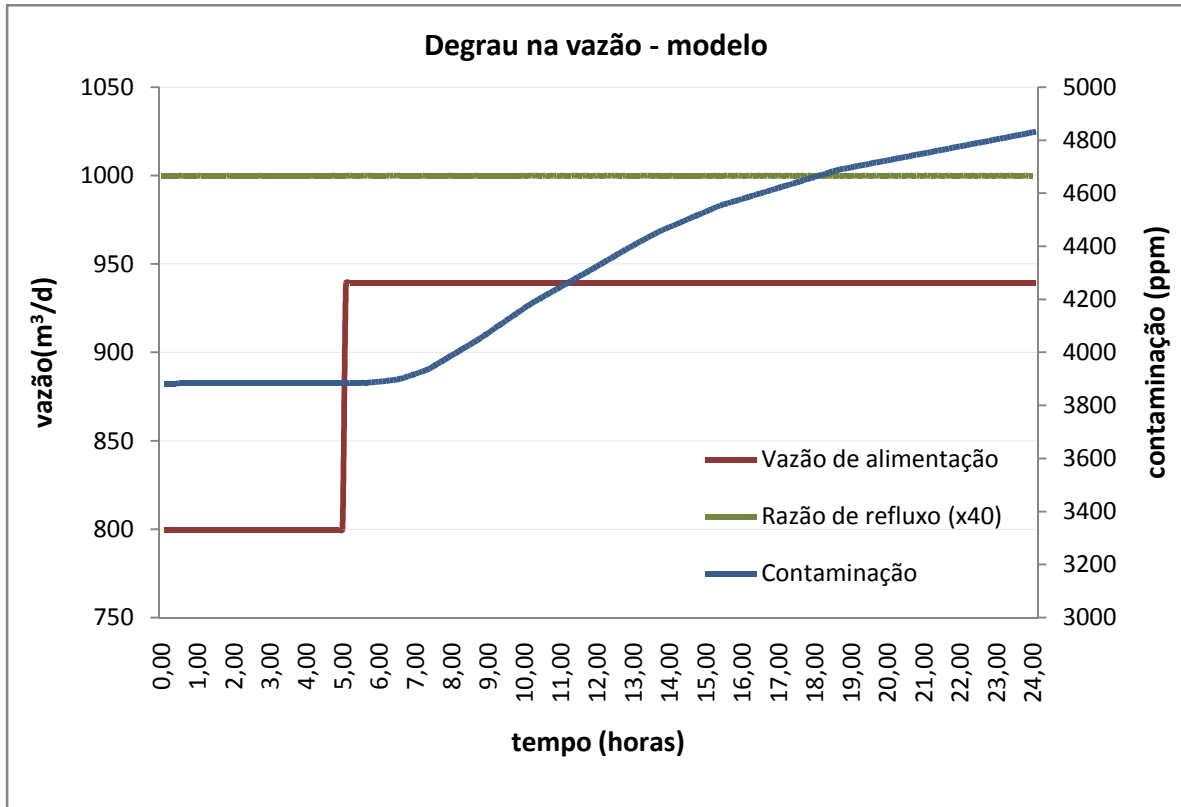


Figura 5.7: Degrau na vazão representação no modelo

Como sugestão, o controle da contaminação poderia ser feito com a razão de refluxo, mas ao invés de se atuar no refluxo da coluna com a medição da contaminação através do analisador de composição, a atuação seria mediante as modificações na vazão de alimentação. Como esta depropenizadora da REFAP não trabalha com razão de refluxo, o controle da contaminação seria feito diretamente na vazão de refluxo. Para a implementação dessa estratégia, devemos prever o conflito entre os controladores do refluxo e do destilado. A Figura 5.8 apresenta uma simulação do que aconteceria quando é dado um degrau na razão de refluxo passando a mesma de 25 para 27, fazendo a contaminação no propeno diminuir. A máxima contaminação no propeno é de 5000 ppm, observamos no modelo que o degrau na razão de refluxo faz com que diminua a contaminação, ficando dentro da especificação.

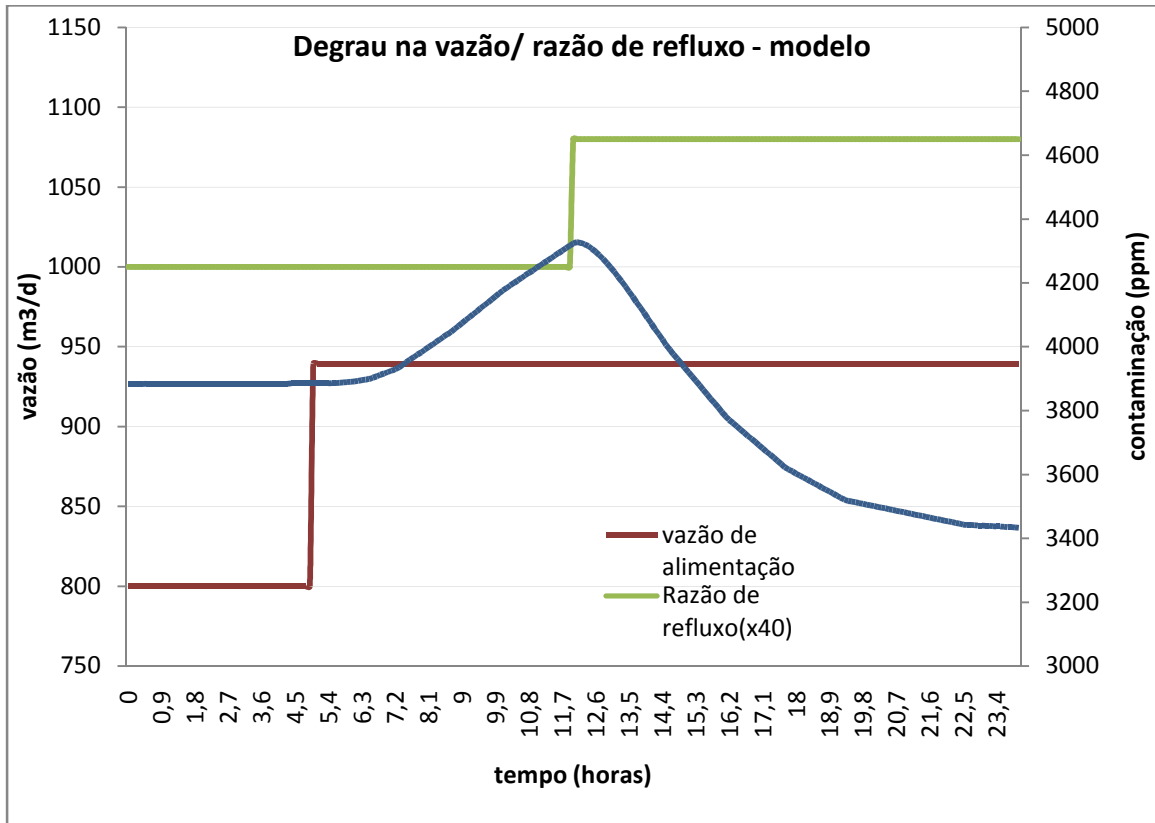


Figura 5.8: Degrau na vazão/razão de refluxo - modelo

6 Conclusões e Trabalhos futuros

Foram analisados inúmeros dados de processo da coluna depropenizadora da REFAP, usando principalmente o PI, que nos permite rastrear dados de operação desde a partida da planta. Dentre os distúrbios levantados, a variação da pressão é a maior responsável pela falta de estabilidade operacional da coluna. A falta de controle na pressão, conforme constatado, se deve ao subdimensionamento do sistema de *hot bypass*, que é incapaz de absorver as variações de pressão ocasionadas pela variação na temperatura da água de resfriamento do condensador. A variação da temperatura da água de refrigeração é agravada pela alta amplitude térmica diária que temos na região sul.

Outra observação que contribui negativamente é a tecnologia de alta pressão empregada na REFAP, como foi descrito anteriormente, essa tecnologia não é atrativa para a separação propano/ propeno. Seu uso é indicado quando a unidade dispõe de utilidades como corrente quente de processo e água de resfriamento. No caso da depropenizadora da REFAP, houve a retirada do refeedor que usa RCT como fluido de aquecimento devido instabilidades no processo. Ou seja, o reaproveitamento energético da corrente de RCT para aquecimento do fundo da depropenizadora é inviável devido a grande variação de temperatura e vazão que a corrente de RCT apresenta.

A variação da vazão de alimentação foi outra perturbação encontrada. A principal causa dessa perturbação é o recebimento de GLP de outras unidades para processamento na depropenizadora. A unidade de fracionamento de GLP da REFAP não possui um vaso de carga pulmão. Esse vaso poderia absorver as instabilidades da planta deixando a operação da depropenizadora mais estável. As outras unidades da Petrobras produtoras de propeno que não possuem vaso pulmão, recebem GLP diretamente de esferas, que tem uma vazão bem mais estável.

Conforme foi visto na seção dos resultados, algumas sugestões para solução dos problemas são propostas. No caso da variação da vazão de alimentação, observou-se através da simulação que a contaminação de propano no topo da coluna é influenciada pelo aumento da carga da torre. Atualmente, o controle da contaminação é realizado pelo analisador de composição em linha atuando no refluxo da torre. Entre a leitura da composição e a resposta da vazão de refluxo,

decorre-se um período de 5 à 12 horas. Como sugestão, a estratégia de controle deveria ser feita com a vazão de alimentação da torre atuando no refluxo da coluna. Já a sugestão do controle de pressão não pode ser testado no modelo, pois ele não possui para o controle da pressão o sistema de *hot bypass*. Sendo assim, uma das sugestões para trabalhos futuros é a implantação no modelo do sistema de controle de pressão por *hot bypass*.

Outra sugestão de trabalhos futuros seria testar no modelo uma mudança na estrutura de controle. Atualmente a planta trabalha com a estrutura LV. Mas para colunas de alta pureza, ou seja, alta razão de refluxo a estrutura mais indicada seria a estrutura DV (TRIERWEILER,1991). A estrutura DV consiste na inversão dos controles do topo. A composição é controlada pelo vazão de destilado e o nível do vaso de topo é controlado pela vazão de refluxo.

Para o problema da variação da pressão, a solução encontrada a curto prazo foi um controle cascata que permita a torre operar sem saturação da válvula de *hot bypass*. Mas deve ser avaliado os esforços para implementação dessas sugestões de controle, pois dificilmente conseguiremos a eficiência desejada no processo sem a correção dos problemas de projeto. Uma malha de controle não é capaz de corrigir um problema de “*hardware*”.

7 Referências

CAMPOS, M. C. M. M. de; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles Típicos de equipamentos e processos industriais**. Ed. Blucher. 2ª ed. São Paulo – SP. 2010;

INDIO do BRASIL, N.; ARAÚJO, M. A. S.; SOUSA, E. C. M. **Processamento de Petróleo e Gás**. Ed. LTC. Rio de Janeiro – RJ. 2011;

Nota Técnica NT-DT.OT-0075. **Estudo do controle de pressão por Hot By-pass da T-300009**. Marcos T. Pochmann; Vinicius Rigon. 2011;

PETROBRAS. Disponível em <<http://www.petrobras.com.br>>. Acesso em 09/09/2011.

PETROBRAS. **Processos de Refino – Tratamento de derivados**. Rio de Janeiro – RJ, 2003;

REFAP, Refinaria Alberto Pasqualini. Disponível em: <www.refap.net>. Acesso em 08/11/11;

REFAP. Manual de operação MO-1R1-00116-0. URFCC: **Manual Básico da Unidade de Craqueamento Catalítico Fluidizado de Resíduo U-300**, 2006;

REGINATO, Alex Sandro. **Apostila: curso básico de PI (Plant Informantion)**. 2005.

SOARES, R P, and A R SECCHI. **EMSO: A New Environment for Modelling, Simulation, and Optimisation**. In *ESCAPE 13th, Lappeenranta, Finland: Elsevier Science Publishers*, p. 947-952. 2003;

TRIERWEILER, Jorge O. **Desenvolvimento de um sistema especialista em controle de colunas de destilação**. Rio de Janeiro – RJ. Março/1991;

TRIERWEILER, Jorge O. **Estratégias de Controle de Colunas de Destilação**. 2010;

UNIVERSIDADE PETROBRAS. **Curso Funcional de Craqueamento Catalítico: Módulo Propeno**. Marcelo Kniaselff Gomes; Sandro Ribeiro. Agosto/ 2009;

UNIVERSIDADE PETROBRAS. **Encontro Técnico da Comunidade de Propeno.**
Sandro Ribeiro. Setembro/ 2010.