

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



Modelagem e simulação do sistema *hot-bypass* de colunas de destilação

Autor: João Paulo Bender Fydryszewski

Orientador: Jorge Otávio Trierweiler

Porto Alegre, dezembro de 11

Sι	Sumário				
A٤	Agradecimentos				
Re	Resumo i				
Lis	Lista de Figuras				
Li	Lista de Tabelas				
Li	Lista de Símbolos vi				
Li	sta de A	breviaturas e Siglas	іх		
1	Introdução				
2	Descri	ção do funcionamento do <i>hot-bypass</i>	3		
	2.1	Disposição dos equipamentos	4		
	2.2	Princípio básico de funcionamento	4		
	2.3	Configurações de Hot-bypass	5		
3	Revisão da modelagem matemática para descrever o processo				
	3.1	Modelo Estacionário	6		
	3.2	Modelo dinâmico adotado atualmente pela Petrobras	8		
4	Proposta de modelo baseado no Balanço de Massa e Energia				
	4.1	Coluna de destilação – balanço molar no topo da coluna	12		
	4.2 Condensador		14		
	4.2.1	Balanço de massa do líquido condensado Balanço molar para o gás no condensador	14 15		
	4.3	Vaso de topo	15		
	4.3.1 Balanço de massa		15		
	4.3.2	Balanço molar Equações que descrevem as vazões	16 16		
	т. т ДД 1	Equações que descrevem as vazoes	10		
	4.4.2	Equação de Bernoulli Equação de Colebrook-White	18 18		
5	Result	ados	22		
	5.1	Estudo de caso: Coluna Desbutanizadora	23		
6	Conclusões e Trabalhos Futuros				
	6.1 Sugestões para trabalhos futuros		27		
7	Referências		28		

Sumário

Agradecimentos

Embora o trabalho de conclusão de curso seja individual, muitas pessoas me ajudaram e incentivaram para que as ideias propostas fossem para o papel. Nada mais justo do que reservar um espaço aqui para agradecê-los.

Primeiramente, gostaria de agradecer meus pais e minha companheira, Roberto Fydryszewski, Roseli Maria Bender Fydryszewski e Elaine do Carmo Strapasson. Apesar de pouco experientes em assuntos que dizem respeito à engenharia, estiveram sempre ao meu lado dando apoio e incentivo. Tendo maior experiência de vida, eles transmitiram para mim uma postura de como encarar os problemas e ver neles sempre oportunidades de superação, mesmo que nem em todas as vezes isso aconteça.

Também gostaria de agradecer ao meu orientador, Doutor Jorge Otávio Trierweiler, o qual me concedeu a oportunidade de realizar este trabalho. Sem seu apoio, atenção, dedicação e paciência para comigo, esta tarefa não seria concretizada. Por estes e vários outros motivos não citados, agradeço ao senhor, professor Jorge. Obrigado.

Há também os professores, pessoas de grande importância, os quais me acompanharam e guiaram minha jornada até esta etapa da minha vida.

Gostaria também de agradecer a todos da REFAP que me receberam em dois dias de visita, em especial os engenheiros Longhi e Potter.

Por último, mas não de menor importância, agradeço aos meus amigos e colegas, muitos dos quais compartilharam comigo essa caminhada, alguns em sala de aula juntamente comigo, outros fora dela.

Resumo

É de conhecimento geral para a área tecnológica e científica a importância dos processos de separação. A destilação, como carro chefe destes processos, geralmente tem um custo elevado de operação. Com isso, melhorias em operação de colunas de destilação têm impactos financeiros e ambientais consideráveis para a indústria química como um todo.

Neste trabalho desenvolve-se um modelo dinâmico para descrever o comportamento da pressão de topo em uma coluna de destilação, empregando a estratégia *hot-bypass*. Após se realizar uma revisão de metodologias existentes se apresenta o modelo proposto nesse trabalho baseado em equações fenomenológicas e constitutivas para descrever o comportamento do sistema destinado ao controle de pressão de colunas de destilação.

O modelo proposto apresentou boa concordância com dados de plantas industriais. Resultados da comparação estática do modelo serão apresentados. Deixando-se para trabalhos futuros a comparação com dados dinâmicos.

Lista de Figuras

Figura 2.1: <i>hot-bypass</i> com entrada de condensado pela parte inferior do vaso de topo (Fonte: Trierweiler, 2010)
Figura 2.2: <i>hot-bypass</i> com entrada de condensado pela parte superior do vaso de topo (Fonte: Trierweiler, 2010)
Figura 2.3: Torre de destilação com a disposição do Hot-bypass (Fonte: Trieweiler, 2010)4
Figura 4.1: Variáveis e representação esquemática do sistema utilizado na modelagem matemática
Figura 5.1: Implementação do modelo em Maple [®] 22
Figura 5.2: Valores revelados pelo modelo implementado23
Figura 5.3: Comportamento do nível - curva verde - e da pressão - curva azul - no vaso de topo25
Figura 5.4: Comportamento da pressão (curva azul) e temperatura (curva verde) no topo da coluna de destilação25

Lista de Tabelas

Tabela 4.1: Contabilização de variáveis e equações2	21
Tabela 5.1: Comparação entre os valores reais e simulados e exposição dos valores das	
variáveis2	24

Lista de Símbolos

Revisão bibliográfica:

$$\begin{split} M_{BYPASS} &= \text{vazão mássica de vapor desviada pelo bypass} \\ M_{LCOND} &= \text{vazão mássica de condensado sub-resfriado} \\ c_{PL} &= \text{calor específico do líquido sub-resfriado} \\ T_{DRUM} &= \text{temperatura de saturação dos vapores no vaso de topo} \\ T_{LCOND} &= \text{temperatura do líquido sub-resfriado} \\ L_{C} &= \text{calor latente de condensação} \\ P_{COL} &= \text{pressão na coluna de destilação} \\ P_{DRUM} &= \text{pressão no vaso de topo} \\ \Delta P_{COND} &= \text{perda de carga devido ao escoamento no condensador} \\ \rho_{L} &= \text{densidade do líquido condensado} \\ g &= \text{aceleração da gravidade} \\ \Delta h &= \text{altura do vaso de topo em relação ao condensador} \\ h_{m} &= \text{coeficiente médio de troca térmica para condensação de filme turbulento} \end{split}$$

 μ_L = viscosidade do líquido

Re = número de Reynolds

 k_L = condutividade térmica do líquido

 $ho_{\scriptscriptstyle L}$ = massa específica do líquido

g = aceleração da gravidade

 M_{vapor} = vazão de vapor condensado

D = diâmetro do vaso onde ocorre a condensação.

 A_{cond} = área de escoamento gasoso no condensador

 A_{tub} = área do tubo no escoamento líquido

^{*x*} = nível de condensado no casco do condensador

 F_{atrito} = força de atrito

^{*a*} = aceleração do fluido

Modelo proposto:

n = número de mols;

t = tempo em horas

- $\dot{n}_{\rm in}$ = vazão molar de gás que entra no último prato da coluna
- \dot{n}_0 = vazão molar de gás que sai do último prato da coluna em
- P_0 = pressão gasosa no último prato da coluna
- V_0 = Volume do prato
- R = Constante dos gases ideais

 T_{sat} = Temperatura de saturação do gás

- \dot{m}_{in} = vazão mássica de gás que entra no último prato da coluna
- \dot{m}_0 = vazão mássica de gás que sai do último prato da coluna

 \overline{M} = massa molar do componente

 $V_{1,liq}$ = volume de líquido no condensador

 F_1 = vazão volumétrica que condensa

 F_{γ} = vazão volumétrica de condensado que sai do condensador

 A_1 = área transversal do condensador

 h_1 = altura do condensador

 $\dot{m}_{1,cond}$ = vazão mássica que condensa no condensador

 \dot{m}_2 = vazão mássica de condensado que sai do condensador

 $ho_{\scriptscriptstyle liq}$ = densidade do líquido

 $\dot{m}_{2.cond}$ = vazão mássica de vapor que condensa no vaso de topo

 λ_c = calor latente de condensação

 $c_{p,liq}$ = calor específico do líquido condensado

 T_{f} = temperatura do condensado após sair do condensador

P = pressão relativa ao ponto da tubulação

f = fator de atrito adimensional

L = comprimento da tubulação

d = diâmetro interno da tubulação

 $\dot{m}\,$ = vazão mássica relativa ao trecho de tubulação

 z_2 =cota do fundo do tanque 2

 $\boldsymbol{z}_{1}\text{=}$ cota do fundo do tanque 1

 f_l = fator de atrito para o escoamento do líquido

g = aceleração da gravidade

 $P_{\scriptscriptstyle B}$ = pressão à montante da válvula

 P_{C} = pressão à jusante da válvula

 $C_{\scriptscriptstyle V}\,$ = coeficiente de descarga da válvula

 $F_{\scriptscriptstyle P}$ = Fator de perda de carga para alteração de diâmetro na entrada e saída da válvula

 K_g = Razão entre o calor específico do gás e o calor específico do ar em condições

normais de temperatura e pressão.

 X_t = Parâmetro adimensional da válvula (fabricante)

 $\dot{m}_{\rm 5,bias}$ = valor base da vazão mássica de líquido condensado na saída do vaso de topo

 $h_{\rm 2,set}$ = nível do vaso de topo estabelecido pelo setpoint do controlador proporcional

 K_p = ganho do controlador proporcional

 ΔP = perda de carga

Lista de Abreviaturas e Siglas

- kg unidade de massa em quilogramas
- s unidade de tempo em segundos
- J unidade de energia em Joules
- K unidade de temperatura em Kelvin
- Pa unidade de pressão em Pascal
- m³ unidade de volume em metros cúbicos
- m unidade de comprimento em metros
- W unidade de potência em watts
- °C unidade de temperatura em grau Celsius
- N unidade de força em Newton
- h unidade de tempo em horas
- lbmol número de moles em libra-mol
- psi unidade de pressão em libra-força por polegada quadrada
- ft³ unidade de volume em pés cúbicos
- °R unidade te temperatura em grau Rankine
- lb unidade de massa em libras
- ft² unidade de área em pés quadrados
- ft unidade de comprimento em pés
- Btu unidade de energia do sistema Inglês

1 Introdução

Neste trabalho é desenvolvido e testado com dados reais um novo modelo para descrever o sistema *hot-bypass* utilizado no controle da pressão em colunas de destilação.

A pressão é uma variável fundamental para a operação bem sucedida de colunas de destilação. Quando esta varia, as constantes de equilíbrio dos componentes irão variar ao longo da coluna. Isto dificulta a manutenção da composição desejada para os produtos e prejudica sua estabilidade de operação.

Pela termodinâmica, sabemos que quanto menor a pressão de operação, menor a temperatura de operação necessária para obter a qualidade desejada, seja produto de topo ou de fundo. Além deste fato, uma pressão mais baixa tende a facilitar a separação entre os componentes leves e pesados. Por outro lado, uma menor temperatura no topo dificulta o trabalho do condensador.

Apesar da importância do valor absoluto da pressão, a sua variação torna-se o fator mais importante para a estabilidade operacional, devendo-se evitar variações bruscas. Se ocorrer um descontrole e a pressão cair abruptamente, os componentes leves do prato irão vaporizar instantaneamente, causando um aumento dos vapores que sobem internamente pela coluna e podendo inundar a mesma ou aumentar o diferencial de pressão em função da maior vazão interna de vapor. A queda de pressão também pode provocar o aparecimento de componentes mais pesados nas correntes de topo, pois como a temperatura muda vagarosamente e a pressão está mais baixa, os componentes pesados serão parcialmente vaporizados. Portanto, esta perturbação também poderá tirar de especificação os produtos de topo (Campos e Teixeira, 2010).

No outro sentido, um aumento brusco da pressão pode causar o aparecimento de componentes leves nas correntes líquidas do fundo da coluna, podendo tirar estes produtos de especificação.

A composição da carga da coluna de destilação também é fundamental para garantir um bom controle de pressão. Por exemplo, se houver arraste indevido de água para uma coluna desetanizadora (separa C₂ de outros componentes pesados), o controle de pressão pode ficar instável. Isto é, como a diferença ou razão entre a massa específica da água e o vapor é muito grande (mais de 200 vezes), quando ocorre a vaporização da água, a pressão da coluna pode aumentar muito. Na prática, se pode observar nestes casos variações bruscas (Trierweiler, 2010).

Trataremos neste trabalho apenas de colunas de destilação com condensação total. Para estas, alguns métodos de controle de pressão foram propostos, sendo os mais utilizados na indústria o *hot-bypass* e o *Split Range* (Campos e Teixeira, 2010). O último método consiste em um controlador que atua em duas válvulas diferentes ao mesmo tempo, dividindo a faixa de variação do sinal de saída. O *hot-bypass* consiste em um desvio de gases (pelo *hot-bypass*), no qual se encontra acoplada uma válvula de controle. Este será o método abordado neste trabalho e entraremos em detalhes mais adiante.

Nas indústrias química e petrolífera, a destilação é o principal processo de separação empregado. Por apresentar um considerável consumo energético, qualquer melhoria operacional apresenta impactos significativos na demanda energética e ambiental do

processo, tornando a área um bom campo de estudo tendo em vista sua vasta aplicação industrial.

2 Descrição do funcionamento do hot-bypass

O *hot-bypass* é um entre os vários métodos de controle de pressão desenvolvidos e é um dos mais usados para colunas com condensação total de gases (Campos e Teixeira, 2010). Seu controle tem sido projetado há mais de quarenta anos. Dois arranjos típicos para controle desse sistema são mostrados nas Figuras 2.1 e 2.2.



Figura 2.1: *hot-bypass* com entrada de condensado pela parte inferior do vaso de topo (Fonte: Trierweiler, 2010)



Figura 2.2: *hot-bypass* com entrada de condensado pela parte superior do vaso de topo (Fonte: Trierweiler, 2010)

2.1 Disposição dos equipamentos

O condensador de "topo" é normalmente instalado no nível do chão, o que apresenta inúmeras vantagens, como manutenção, inspeção, retirada do feixe de tubos incrustados bem como limpeza do casco. Há também economias em montagem, não sendo necessário o uso de guindastes e plataformas. Em termos de segurança, temos o vaso de "topo" situado a uma altura comumente de 5 m do chão. Sendo este composto por líquido inflamável e gases explosivos, além de muitas vezes trabalhar em temperaturas e pressões elevadas, sua disposição torna-se segura, , além de permitir que NPSH requerido pela bomba venha a ser satisfeito. Caso o NPSH requerido seja maior que os 5 m decorrentes de fatores de segurança, a altura do vaso de topo poderá ser aumentada visando satisfazê-lo (Campos e Teixeira, 2010). A Figura 2.3 retrata a disposição do vaso de topo e do condensador em uma típica coluna desbutanizadora.



Figura 2.3: Torre de destilação com a disposição do *Hot-bypass* (Fonte: Trieweiler, 2010)

2.2 Princípio básico de funcionamento

Essencialmente o sistema de *hot-bypass* funciona da seguinte maneira: se a pressão na torre estiver subindo, o controlador de pressão (PIC) deve fechar a válvula de desvio para diminuir a pressão do vaso de topo. Este desvio (*bypass*) de vapores quentes (*hot*) é que deu o nome a este método de controle de pressão. Quando esta menor vazão de vapores quentes provoca queda na pressão do vaso de topo, o sistema faz com que o nível de líquido no casco do condensador caia por vasos comunicantes. Isto expõe mais feixes do condensador, aumentando a área de troca e fazendo com que a pressão da coluna de destilação também caia, voltando ao valor desejado. Da mesma forma, se a pressão da coluna de destilação cair, o controle abre a válvula de desvio para aumentar a pressão do vaso e inundar mais o condensador, roubando área do mesmo, e fazendo a pressão da coluna voltar ao normal. Portanto, neste tipo de sistema a pressão da torre é controlada através da manipulação da válvula de controle do sistema de *"hot-bypass"* que atua indiretamente, ajustando o nível de líquido no condensador expondo mais ou menos área de troca térmica (Campos e Teixeira, 2010).

2.3 Configurações de Hot-bypass

As Figuras 2.1 e 2.2 ilustram as duas configurações principais de *hot-bypass*. O líquido sub-resfriado que sai do condensador pode entrar diretamente pela parte inferior do vaso de topo, formando um sistema de vasos comunicantes. Esta disposição é a de plantas mais antigas e tem sido abandonada devido à interação entre o controle de nível do vaso acumulador e o nível do condensador dificultando o ajuste das malhas de controle de pressão e nível. Visando reduzir essa interação é comum se efetuar a entrada de líquido condensado no vaso acumulador por cima. Esse arranjo mantém constante a coluna de líquido na saída do condensador e minimiza a interação entre o nível do vaso e a pressão da coluna. Nos arranjos com entrada do líquido condensado por baixo do vaso, a coluna de líquido varia com as flutuações no nível de líquido no vaso, alterando a área de troca térmica no condensador, que por sua vez irá novamente alterar o nível no vaso acumulador, gerando um efeito oscilatório não desejado.

O detalhe de como o líquido sub-resfriado do condensador será distribuído, ao voltar por cima, no vaso acumulador também é importante, devendo-se tentar uma distribuição mais homogênea. Desta forma, busca-se que o perfil de temperatura no vaso permaneça o mais constante possível, mesmo com as perturbações normais da coluna.

3 Revisão da modelagem matemática para descrever o processo

Uma regra muito adotada no dimensionamento de *hot-bypass* é considerar a vazão de desvio pelo *bypass* como sendo 20% da vazão mássica total de gás proveniente da torre quando a válvula de controle estiver totalmente aberta. Entretanto, existe uma grande incerteza se o sistema irá funcionar, pois se a válvula for muito grande (i.e., Cv elevado), o controle da torre ficaria "pulsante" com variações bruscas na pressão da torre. Porém se a válvula fosse pequena, principalmente se o condensador tivesse muita folga, mesma com ela toda aberta, não se conseguiria elevar a pressão da torre (Campos e Teixeira, 2010).

A seguir será descrito o modelo que hoje está sendo usado como base no entendimento e dimensionamento de *hot-bypass* (Campos e Teixeira, 2010).

3.1 Modelo Estacionário

Durand (1980) empregou o balanço de energia no vaso de topo considerando que o líquido está sub-resfriado na saída do condensador. Para isso, ele fez as suposições de que a quantidade de vapor desviada deverá ser o bastante para aquecer o condensado sub-resfriado até a temperatura de saturação dos vapores no vaso de topo. A equação 3.1 reproduz o balanço de energia considerando estas suposições, e onde L_c é o calor latente de condensação (Joules/kg):

$$M_{BYPASS} = \frac{M_{LCOND} c_{PL} (T_{DRUM} - T_{LCOND})}{L_C}$$
(3.1)

Onde:

 M_{BYPASS} = vazão mássica de vapor desviada pelo *bypass* (kg/s); M_{LCOND} = vazão mássica de condensado sub-resfriado (kg/s); c_{PL} = calor específico do líquido sub-resfriado (J/kg.K); T_{DRUM} = temperatura de saturação dos vapores no vaso de topo (K); T_{LCOND} = temperatura do líquido sub-resfriado (K); L_{C} = calor latente de condensação (J/kg).

O balanço de pressão mostra que o diferencial de pressão na válvula de *hot-bypass* é principalmente a perda de carga estática entre o vaso de topo e o condensador, assumindo que o condensador está no nível do chão. Isto resulta na equação (3.2):

$$P_{COL} = P_{DRUM} + \rho_L g \Delta h + \Delta P_{COND}$$
(3.2)

Onde:

 P_{COL} = pressão na coluna de destilação (Pa);

 P_{DRUM} = pressão no vaso de topo (Pa);

 ΔP_{COND} = perda de carga devido ao escoamento no condensador (Pa)

 ρ_L = densidade do líquido condensado (kg/m³);

g = aceleração da gravidade (=9.81 m/s²);

 Δh = altura do vaso de topo em relação ao condensador (m).

Durand em suas observações relatou que a altura do vaso de topo em relação ao condensador é normalmente definida pelo NPSH requerido da bomba de destilado. Além disso, embora o sub-resfriamento dependa das condições de transferência de calor do condensador, ele considera que a temperatura de sub-resfriamento é de a 5°C acima da temperatura de saída da água do condensador. Entretanto, estas suposições já haviam sido levadas em conta por Chin (1979) e, se seguido o procedimento, levarão a um projeto conservativo do sistema, superdimensionando o tamanho da válvula de desvio. Como descrito anteriormente, isso pode levar a válvula a trabalhar em uma região muito fechada, onde o obturador da válvula pode não ter solução.

Uma das premissas de Durand é que os vapores de topo desviados são totalmente condensados no vaso de topo. Assim, os vapores desviados entram no vaso de topo e como a superfície líquida no vaso está mais fria que a temperatura de saturação do vapor ocorre a condensação. O método não leva em conta os mecanismos físicos de transferência de calor e condensação que acontecem na interface vapor-líquido do vaso de topo.

Ciente das dificuldades da condensação no vaso de topo, anos mais tarde Tudidor (1996) mostrou que essa condensação guarda semelhanças com a condensação de filme turbulenta em uma superfície vertical descrita por Bayazitoglu (1988). Tudidor notou que as semelhanças vêm do fato que a condensação ocorre em cima de uma superfície vertical que é mantida resfriada. Essa superfície fica coberta com uma fina camada de líquido que escorre pela força da gravidade, situação conhecida como condensação de filmwise. A correlação proposta, para número de Reynolds maior que 1800, é dada por:

$$h_m \left(\frac{\mu_L^2}{k_L^2 \cdot \rho_L^2 \cdot g}\right)^{1/3} = 0.0077. \text{Re}^{0.4}$$
(3.3)

onde:

 h_m = coeficiente médio de troca térmica para condensação de filme turbulento [W/m².°C];

 μ_L = viscosidade do líquido [kg/m.s];

Re = número de Reynolds;

 k_L = condutividade térmica do líquido [W/m.°C];

 ρ_L = massa específica do líquido [kg/m³];

g = aceleração da gravidade [=9.81 m/s²].

O número de Reynolds para condensação é definido como:

$$\operatorname{Re} \approx \frac{4.M_{vapor}[kg/s]}{\mu_{I}[kg/m.s].D[m]}$$
(3.4)

sendo:

 M_{vapor} = vazão de vapor condensado [kg/s];

D = diâmetro do vaso onde ocorre a condensação [m].

Partindo da correlação empírica, Tudidor mostrou que a vazão mássica total condensando na interface líquido-vapor pode ser obtida pelas seguintes equações:

$$Q = A_L \times h_m \times (T_{SAT} - T_{DRUM}) = M_{VAPOR} \times L_c$$
(3.5)

 $A_{\rm L}$ é a área de troca térmica em m² e Q a taxa de calor trocado em Watt.

Com as equações acima, Tudidor chegou na seguinte expressão:

$$M_{VAPOR}^{0,6} = 0,0134 \left(\frac{k_L}{\mu_L^{0,4} \cdot D^{0,4}}\right) \left(\frac{\rho_L^2}{\mu_L^2}\right) \frac{A_L \cdot (T_{SAT} - T_{DRUM})}{L_c}$$
(3.6)

A área de troca térmica é o produto do comprimento do vaso (L) pelo seu diâmetro (D).

Em outras palavras, Tudidor mostrou que o vaso de topo tem um papel importante no projeto de um sistema de *hot-bypass*, porque o tamanho do mesmo e a temperatura do líquido dentro do vaso de topo determinam a quantidade de vapor que deve ser desviada pela válvula.

3.2 Modelo dinâmico adotado atualmente pela Petrobras

As equações anteriores foram obtidas assumindo estado estacionário. Mas a resposta dinâmica desse sistema também é de interesse. Na realidade, o objetivo é determinar como as pressões da coluna e do vaso de topo variam com o tempo. Nesta seção será apresentado o modelo dinâmico utilizado atualmente pela Petrobras para representar esse sistema. Esta seção está baseada em Campos e Teixeira (2010).

Na configuração hot-bypass, a pressão da coluna e a pressão no vaso são definidas através de balanços de massa, onde o gás tem inércia e viscosidade que podem ser consideradas desprezáveis comparadas com as do líquido na tubulação e no condensador. Se as pressões variarem com o tempo, então a vazão de líquido condensado e a perda de pressão devida à fricção na tubulação e no condensador irão também variar no tempo. Esta variação de vazão de líquido na tubulação e no condensador é causada pela ação de várias forças. A equação 3.7 representa o equilíbrio das forças considerando o líquido na tubulação e no condensador como um corpo livre e levando em conta as seguintes forças:

1) A força da gravidade (peso) distribuída uniformemente em cima da coluna de líquido;

2) A força devida à parede relacionada ao atrito da movimentação do líquido;

 As forças nos dois extremos da coluna de líquido devidas às pressões da coluna e do vaso;

4) A massa efetiva do líquido em movimento.

O balanço de força pela segunda Lei de Newton nos dá

$$(P_{col}A_{cond} - P_{drum}A_{tub} - \rho_L A_{tub}(z+x)g - F_{atrito}) = M_{total}a$$

$$(P_{col}A_{cond} - P_{drum}A_{tub}) \cong \Delta P.A_{tub}$$
(3.7)

sendo:

$$\Delta P = P_{col} - P_{drum}$$

onde:

 A_{cond} = área de troca térmica no condensador [m²];

 A_{tub} = área do tubo no escoamento líquido [m²];

^x = nível de condensado no casco do condensador [m];

 F_{atrito} = força de atrito [N];

a = aceleração do fluido [m/s²].

A área do condensador exposta ao vapor foi considerada semelhante à área de escoamento dentro dos tubos pois a pressão na entrada do condensador é aproximadamente a pressão no seu interior.

A força de atrito é dada por (com o comprimento e raio do tubo expressos em metros):

$$F_{atrito} = (2.\pi r) L_{tub} \tau_0 \tag{3.8}$$

Sendo o fator de atrito descrito por

$$\tau_0 \cong \left(\frac{0.0535\rho_L^{0.75}\mu_L^{0.25}v_{med}^{1.75}}{d^{0.25}}\right) \times v$$
(3.9)

Onde V é descrito por perfis de velocidades no escoamento.

Tem-se ainda:

$$M_{total} = \rho (Volume_{cond} + A_{tub}L_{tub}) \cong \rho A_{tub}L_{tub}$$
(3.10)

sendo ρ a densidade do vapor.

Em torno do ponto de equilíbrio (ponto estacionário desejado), podemos linearizar as equações acima:

$$\tau_0 = \frac{0.0535\rho_L^{0.75}\mu_L^{0.25}\dot{v}_{med}^{1.75}}{d^{0.25}} + \frac{0.091\rho_L^{0.75}\mu_L^{0.25}\dot{v}_{med}^{0.75}}{d^{0.25}}v$$

$$\Delta \tau_{0} = \frac{0.091 \rho_{L}^{0.75} \mu_{L}^{0.25} v^{-0.75}}{d^{0.25}} v = f_{\tau} . v$$

$$\Delta P.A_{tub} - \rho.g.A_{tub} . x - (2.\pi . r.L_{tub}). f_{\tau} . v = \rho.A_{tub} . L_{tub} . a$$

$$\rho.A_{tub} . L_{tub} . a + (2.\pi . r.L_{tub}). f_{\tau} . v + \rho.g.A_{tub} . x = \Delta P.A_{tub}$$
(3.12)

Aplicando a transformada de Laplace:

$$\frac{X(s)}{\Delta P(s)} = \frac{\frac{1}{\rho} \times g}{\left[\frac{L_{tub}}{g} s^2 \left(\frac{(2.\pi \cdot r) \cdot L_{tub} \cdot f_{\tau}}{\rho \cdot g \cdot A_{tub}}\right) s + 1\right]}$$
(3.13)

Portanto, pode-se caracterizar a dinâmica do sistema de *hot-bypass* por uma função de transferência de segunda ordem relacionando a variação do nível no condensador para perturbações no diferencial de pressão entre a coluna e o vaso de topo.

Definindo novos termos para simplificar a equação 3.13, ela toma o formato seguinte:

$$\frac{X(s)}{\Delta P(s)} = \frac{K}{\left(\frac{1}{w_n^2}\right)s^2 + \left(\frac{2.\xi}{w_n}\right)s + 1}$$
(3.14)

Igualando as duas equações anteriores, a frequência natural não amortecida (w_n) e a razão de amortecimento do sistema (ξ) serão:

$$w_n = \sqrt{\frac{g}{L_{tub}}}$$
(3.15)

$$\xi = \sqrt{\frac{g}{L_{tub}}} \left(\frac{2.\pi . r. L_{tub}. f_{\tau}}{\rho. g. A_{tub}} \right)$$
(3.16)

Substituindo (3.11) em (3.15):

$$\xi = \sqrt{\frac{g}{L_{tub}}} \left(\frac{2.\pi . r. L_{tub}}{\rho.g.A_{tub}} \times \frac{0.091.\rho_L^{0.75}.\mu_L^{0.25}.v_{med}}{d^{0.25}} \right)$$
(3.17)

Analisando a equação (3.17), vemos que o sistema de *hot-bypass* pode ser facilmente subamortecido. Para evitar oscilações, durante o projeto, podemos mudar dois parâmetros da equação anterior que afetam diretamente a perda de carga: o

comprimento da tubulação entre o condensador e o vaso de topo e a velocidade média do líquido que escoa entre o condensador e o vaso.

Em outras palavras, se a perda de carga na tubulação e no casco do condensador aumentar, o coeficiente de amortecimento aumenta, o que leva o sistema a ter uma dinâmica menos oscilatória. Como resultado desta analise, a perda de carga (pressão) na tubulação e no casco do condensador tem um papel importante no comportamento e dimensionamento do sistema.

A condição de operação mais crítica para o controle de *hot-bypass* é a de baixa vazão ou carga da unidade. Nesta condição operacional a perda de carga, na tubulação e no casco do condensador, diminuirá em função de uma menor vazão. Logo, o sistema será mais subamortecido e oscilatório. As temperaturas na saída do condensador e no vaso de topo também serão menores porque mais tubos estarão submersos. Portanto, a vazão de vapor desviada pela válvula será maior porque a temperatura no vaso será menor, o que implicará na maior abertura da válvula de desvio.

4 Proposta de modelo baseado no Balanço de Massa e Energia

Para descrever as características no topo da coluna de destilação, no vaso de topo e no condensador envolvido no processo de *hot-bypass*, é necessário estabelecer equações com a intenção de prever os seus comportamentos. Começaremos pelo equacionamento do topo da coluna, escolhendo como volume de controle o último prato desta. A seguir, estenderemos o procedimento para o condensador e vaso de topo. Em relação às variáveis de estado (P₀, P₁, P₂, h₁ e h₂), o sub-índice 0 refere-se ao topo da coluna de destilação, 1 refere-se ao condensador e 2 ao vaso de topo, bem como "liq" refere-se ao líquido.

Abaixo, uma figura auxiliar que mostra as correntes utilizadas no nosso modelo.



Figura 4.1: Variáveis e representação esquemática do sistema utilizado na modelagem matemática

4.1 Coluna de destilação – balanço molar no topo da coluna

Começaremos com o balanço molar para o vapor no topo da coluna.

$$\frac{dn}{dt} = \dot{n}_{in} - \dot{n}_0 \tag{4.1}$$

Na qual:

- n = número de mols;
- *t* = tempo em horas [h];
- \dot{n}_{in} = vazão molar de gás que entra no último prato da coluna [lbmol/h];
- $\dot{n}_{0}\,$ = vazão molar de gás que sai do último prato da coluna em [lbmol/h].

Escolhendo a equação dos gases ideais para descrever o comportamento gasoso, temos:

$$P_0.V_0 = n.R.T_{sat} \therefore n = \frac{P_0.V_0}{R.T_{sat}}$$
 (4.2)

Onde:

P = pressão gasosa no último prato da coluna [psi];

 V_0 = Volume do prato [ft³];

R = Constante dos gases ideais [psi.ft³/lbmol.°R];

 T_{sat} = Temperatura de saturação do gás [°R].

Derivando o número de móis em relação ao tempo, obtemos:

$$\frac{dn}{dt} = \frac{dP_0}{dt} \left(\frac{V_0}{R.T_{sat}} \right) + \left(\frac{P_0}{R.T_{sat}} \right) \frac{dV_0}{dt} = \frac{dP_0}{dt} \left(\frac{V_0}{R.T_{sat}} \right)$$
(4.3)

Substituindo (4.3) em (4.1) e convertendo as vazões molares para vazões mássicas, resulta:

$$\frac{dP_0}{dt} \left(\frac{V_0}{R \times T_{sat}} \right) = \dot{n}_{in} - \dot{n}_0 = \frac{\dot{m}_{in}}{\overline{M}} - \frac{\dot{m}_0}{\overline{M}} \Longrightarrow \frac{dP_0}{dt} = \frac{\left(\dot{m}_{IN} - \dot{m}_0 \right)}{\overline{M} \cdot V_0} R \cdot T_{sat}$$
(4.4)

Onde:

 \dot{m}_{in} = vazão mássica de gás que entra no último prato da coluna [lb/h];

 \dot{m}_0 = vazão mássica de gás que sai do último prato da coluna [lb/h];

M = massa molar do componente [lb/lbmol].

Assim, obtemos a nossa primeira equação de estado, a qual descreve o comportamento da pressão no último prato da coluna de destilação.

Para chegar nessa expressão, algumas considerações foram feitas e precisam ser explicitadas:

- Há líquido em equilíbrio com o vapor no último estágio do processo, entretanto o volume de líquido é desprezível se comparado ao volume do vapor. No equacionamento, isso implica em zerar a derivada do volume em relação ao tempo já que este passa a ser constante, assumindo o valor do volume total do prato.
- O vapor sai da coluna sem superaquecimento, estando na sua temperatura de saturação.
- O escoamento é assumido como isotérmico, não havendo variação de temperatura ao longo do trajeto percorrido pelo gás, estando este sempre na temperatura
 de saturação.

4.2 Condensador

4.2.1 Balanço de massa do líquido condensado

O balanço a seguir será efetuado para o líquido condensado no casco.

$$\frac{dV_{1,liq}}{dt} = F_1 - F_2$$
(4.5)

Na qual:

 $V_{1,liq}$ = volume de líquido no condensador [ft³];

 F_1 = vazão volumétrica que condensa [ft³/h];

 F_2 = vazão volumétrica de condensado que sai do condensador [ft³/h].

Considerando o condensador como um cilindro vertical e transformando as vazões volumétricas (F) em vazões mássicas, desenvolve-se a equação que descreve o nível de condensado no condensador:

$$A_{1}\frac{dh_{1}}{dt} = F_{1} - F_{2} = \frac{\dot{m}_{1,cond}}{\rho_{lia}} - \frac{\dot{m}_{2}}{\rho_{lia}}$$
(4.6)

$$A_{1}\frac{dh_{1}}{dt} = \frac{\dot{m}_{1,cond}}{\rho_{liq}} - \frac{\dot{m}_{2}}{\rho_{liq}}$$
(4.7)

Onde:

 A_1 = área transversal do condensador (ft²);

 h_1 = altura do condensador (ft);

 $\dot{m}_{1,cond}$ = vazão mássica que condensa (lb/h);

 \dot{m}_2 = vazão mássica de condensado que sai do condensador (lb/h);

 ρ_{lig} = densidade do líquido (lb/ft³).

Note que, apesar da equação ser exposta diretamente como variação de volume em função de vazões volumétricas, ela é apenas um rearranjo do balanço de massa, supondo a densidade do líquido constante e que o condensador é um cilindro disposto verticalmente.

A vazão $\dot{m}_{1,cond}$ é calculada em função da área de troca térmica do condensador, sendo portanto função desta e da carga térmica do condensador. Logo, temos ainda:

$$\dot{Q} = U.A_T .LMTD = \dot{m}_{1.cond} .\lambda_c \tag{4.8}$$

sendo:

 \dot{Q} = carga térmica do condensador [Btu/h]; U = coeficiente global de troca térmica do condensador [Btu/h.ft².°R]; *LMTD* = média logarítmica de temperatura dos fluidos quente e frio [°R]; λ_c = calor latente de condensação [Btu/lb]; A_T = área de troca térmica dos tubos do condensador [ft²].

4.2.2 Balanço molar para o gás no condensador

$$\frac{dn_c}{dt} = \dot{n}_1 - \dot{n}_{1,cond} = \frac{\dot{m}_1}{\overline{M}} - \frac{\dot{m}_{1,cond}}{\overline{M}}$$
(4.9)

Desenvolvendo-se o termo da direita da equação fazendo uso novamente da equação dos gases perfeitos,

$$\frac{dn_c}{dt} = \frac{dP_1}{dt} \left(\frac{V_1}{R.T_{sat}} \right) + \left(\frac{P_1}{R.T_{sat}} \right) \cdot \frac{dV_1}{dt}$$
(4.10)

Substituindo o volume do gás pelo volume total do tanque menos o volume do líquido, temos:

$$\frac{dn_{c}}{dt} = \frac{dP_{1}}{dt} \left(\frac{V_{t1} - A_{1} \cdot h_{1}}{R \cdot T_{sat}} \right) + \left(\frac{P_{1}}{R \cdot T_{sat}} \right) \frac{d(V_{t1} - A_{1} \cdot h_{1})}{dt} = \frac{\dot{m}_{1}}{\overline{M}} - \frac{\dot{m}_{1,cond}}{\overline{M}}$$
$$\frac{dP_{1}}{dt} \left(\frac{V_{t1} - A_{1} \cdot h_{1}}{R \cdot T_{sat}} \right) - \left(\frac{P_{1}}{R \cdot T_{sat}} \right) \cdot A_{1} \frac{dh_{1}}{dt} = \frac{\dot{m}_{1}}{\overline{M}} - \frac{\dot{m}_{1,cond}}{\overline{M}}$$
$$\frac{dP_{1}}{dt} = \left(\frac{\dot{m}_{1}}{\overline{M}} - \frac{\dot{m}_{1,cond}}{\overline{M}} + \frac{P_{1}}{R \cdot T_{sat}} \left(\frac{\dot{m}_{1,cond}}{\rho_{liq}} - \frac{\dot{m}_{2}}{\rho_{liq}} \right) \right) / \frac{(V_{t1} - A_{1} \cdot h_{1})}{R \cdot T_{sat}}$$
(4.11)

A derivada do volume total (V_{t1}) é zero pois o volume total do tanque é constante.

4.3 Vaso de topo

4.3.1 Balanço de massa

O balanço de massa a seguir é feito apenas para o líquido no vaso de topo.

$$\frac{dV_{2,liq}}{dt} = F_2 + F_{3,cond} - F_5 \iff A_2 \frac{dh_2}{dt} = \frac{\dot{m}_2}{\rho_{liq}} + \frac{\dot{m}_{3,cond}}{\rho_{liq}} + \frac{\dot{m}_5}{\rho_{liq}}$$
(4.12)

A vazão mássica de condensação pode ser descrita pelo balanço de energia no vaso de topo. O gás que entra deve ceder calor latente de condensação para condensar,

(4.11)

enquanto o líquido do vaso receberá esta energia em forma de calor sensível e elevará sua temperatura. Como o líquido que entra no vaso de topo é o que vem da saída do condensador, ele está sub-resfriado. A diferença de temperatura do líquido sub-resfriado, que se encontra na parte inferior do vaso de topo, e do vapor que condensará (o qual está na temperatura de saturação) torna-se a força motriz para a troca térmica. Quantitativamente, podemos expressar o fenômeno por:

$$\dot{m}_{3,cond} \cdot \lambda_c = \dot{m}_2 \cdot c_{p,liq} \cdot (T_{sat} - T_f) \therefore \dot{m}_{3,cond} = \frac{\dot{m}_2 \cdot c_{p,liq} \cdot (T_{sat} - T_f)}{\lambda_c}$$
(4.13)

Onde:

 $\dot{m}_{3,cond}$ = vazão mássica de vapor que condensa no vaso de topo [lb/h];

 λ_c = calor latente de condensação [Btu/lbmol];

 $c_{p,lia}$ = calor específico do líquido condensado [Btu/lbmol.°R];

 T_f = temperatura do condensado após sair do condensador [°R].

Substituindo (4.13) em (4.12), chega-se em:

$$A_{2} \frac{dh_{2}}{dt} = \frac{\dot{m}_{2}}{\rho_{liq}} + \frac{\dot{m}_{2} c_{p,liq} (T_{sat} - T_{f})}{\rho_{liq} \lambda_{c}} - \frac{\dot{m}_{5}}{\rho_{liq}}$$
(4.14)

4.3.2 Balanço molar

O balanço molar a seguir é realizado para o gás no vaso de topo.

$$\frac{dn_{topo}}{dt} = \dot{n}_{3v} - \dot{n}_{3,cond} \tag{4.15}$$

$$\frac{dP_2}{dt}\left(\frac{V_{t2}-A_2.h_2}{R.T_{sat}}\right) - \left(\frac{P_2}{R.T_{sat}}\right).A_2 \frac{dh_2}{dt} = \frac{\dot{m}_{3v}}{\overline{M}} - \frac{\dot{m}_{3,cond}}{\overline{M}}$$
(4.16)

Substituindo (4.12) e (4.13) em (4.16), obtemos:

$$\frac{dP_2}{dt}\frac{\left(Vt_2-A_2.h_2\right)}{RT_{sat}} = \frac{\dot{m}_{3V}}{\overline{M}} - \frac{\dot{m}_2.c_p\left(T_{sat}-T_f\right)}{\overline{M}\lambda_c} + \frac{P_2}{RT_{sat}}\left[\frac{\dot{m}_2}{\rho_{liq}} + \frac{\dot{m}_2.c_p\left(T_{sat}-T_f\right)}{\rho_{liq}\lambda_c} - \frac{\dot{m}_5}{\rho_{liq}}\right]$$
(4.17)

4.4 Equações que descrevem as vazões

Com o desenvolvimento das cinco equações diferenciais (4.4, 4.7, 4.11, 4.14 e 4.17), somos capazes de descrever os cinco estados de interesse (P_0 , P_1 , P_2 , h_1 , h_2) para a análise do *hot-bypass*. Entretanto, como o leitor já deve ter percebido, temos inúmeras variáveis e apenas cinco equações diferenciais. Por isso, torna-se necessário expressar as vazões mássicas em termos das variáveis restantes, bem como considerar a perda de carga no escoamento no interior dos tubos, seja este gasoso ou líquido.

4.4.1 Equações para escoamento gasoso

Lançaremos mão de quatro equações algébricas que relacionam vazão, pressão e perda de carga para o escoamento nos trechos gasosos. São elas (Branan, 2002):

$$P_{0} - P_{A} = \frac{2.P_{0}}{P_{0} + P_{A}} \left[0,323 \left(\frac{12.f_{0}.L_{0}}{d_{0}} + \frac{\ln(P_{0}/P_{A})}{24} \right) \frac{0,0015.\overline{M}.P_{0}}{T_{sat}} \left(\frac{4.(\dot{m}_{0}/3600).R.T_{sat}}{P_{0}.\overline{M}.\pi.d_{0}^{2}} \right)^{2} \right]$$

$$P_{A} - P_{B} = \frac{2.P_{A}}{P_{A} + P_{B}} \left[0,323 \left(\frac{12.f.L}{d} + \frac{\ln(P_{A}/P_{B})}{24} \right) \frac{0,0015\overline{M}.P_{A}}{T_{sat}} \left(\frac{4.(\dot{m}/3600).R.T_{sat}}{P_{A}.\overline{M}.\pi.d_{0}^{2}} \right)^{2} \right]$$

$$P_{A} - P_{1} = \frac{2.P_{A}}{P_{A} + P_{1}} \left[0,323 \left(\frac{12.f_{1}.L_{1}}{d_{1}} + \frac{\ln(P_{A}/P_{1})}{24} \right) \frac{0,0015.\overline{M}.P_{A}}{T_{sat}} \left(\frac{4.(\dot{m}/3600).R.T_{sat}}{P_{A}.\overline{M}.\pi.d_{1}^{2}} \right)^{2} \right]$$

$$P_{C} - P_{2} = \frac{2.P_{C}}{P_{C} + P_{2}} \left[0,323 \left(\frac{12.f_{3}.L_{3}}{d_{3}} + \frac{\ln(P_{C}/P_{2})}{24} \right) \times \frac{0,0015.\overline{M}.P_{C}}{T_{sat}} \left(\frac{4.(\dot{m}_{3}/3600).R.T_{sat}}{P_{C}.\overline{M}.\pi.d_{3}^{2}} \right)^{2} \right]$$

$$(4.18)$$

Chamaremos este conjunto de equações de (4.18). É importante notar que este conjunto estabelece perda de carga para o escoamento gasoso, a qual, apesar de ser pequena, não será desprezada na descrição do nosso modelo.

Algumas modificações foram feitas na equação acima. Todo o termo elevado ao quadrado representa a velocidade de escoamento (entretanto foi transformado com o objetivo de termos a vazão mássica na equação), e deve obrigatoriamente ter unidades de ft/s. Conferindo:

$$\frac{\frac{lb}{h} \times \frac{1h}{3600s} \times \frac{psi \times ft^3}{lbmol \times \circ R} \times \circ R}{psi \times \frac{lb}{lbmol} \times ft^2} = \frac{ft}{s}$$

Onde:

P = pressão relativa ao ponto da tubulação [psi];

f = fator de atrito adimensional [f = 0.005];

L = comprimento da tubulação [ft];

d = diâmetro interno da tubulação [ft];

 \overline{M} = massa molar da substância [lb/lbmol];

 T_{sat} = temperatura de saturação do gás [°R];

R = constante dos gases ideais [psi.ft³/lbmol. °R];

 \dot{m} = vazão mássica relativa ao trecho de tubulação [lb/h].

Para o escoamento líquido, faremos uso das equações de Bernoulli e Colebrook-White (Fox & McDonald, 1998).

4.4.2 Equação de Bernoulli

A equação de Bernoulli é um balanço de energia, o qual relaciona pressão, velocidade, alturas manométricas e perda de carga por atrito. O termo cinético será desprezado pois no trecho de escoamento assumimos área do tubo constante e densidade (do líquido) constante.

$$\left(\frac{6.0092.10^{10}.P_1 - 6.0092.10^{10}.P_2}{\rho_{liq} \cdot g}\right) - (z_1 + h_1 - z_2 - h_2) + \frac{f_1 \cdot L_2 \left(\frac{4.\dot{m}_2}{\rho_1 \cdot \pi \cdot d_2^2}\right)^2}{2.d_2 \cdot g} = 0$$
(4.19)

Os números que acompanham as pressões vêm das conversões de unidades necessárias para deixar a pressão em psi e a gravidade em ft/h², já que as vazões estão em libras por hora, como é mostrado a seguir:

$$\frac{\frac{lbf}{in^2}}{\frac{lb}{ft^3} \times \frac{ft}{h^2}} \Rightarrow \frac{\frac{lbf}{in^2} \times \frac{144in^2}{1ft^2} \times \frac{32lb \times ft}{1lbf \times s^2} \times \frac{3600^2 \times s^2}{1 \times h^2}}{\frac{lb}{ft^3} \times \frac{ft}{h^2}} \Rightarrow ft$$

Na equação acima, temos:

 z_2 =cota do fundo do tanque 2 [ft];

 z_1 = cota do fundo do tanque 1 [ft];

 f_1 = fator de atrito para o escoamento do líquido (adimensional);

g = aceleração da gravidade [ft/h²];

 $\rho_{\it liq}$ = densidade do líquido condensado [lb/ft³].

4.4.3 Equação de Colebrook-White

A Equação de Colebrook-White, dada por:

$$\frac{1}{\sqrt{f_l}} = -2.\log\left(\frac{e}{3,7.d_2} + \frac{2,51}{\left(\frac{4.\dot{m}_2.d_2}{\mu\pi.d_2^2}\right)\sqrt{f_l}}\right)$$
(4.20)

vem sendo utilizada como padrão referencial. Ela se aplica tanto para escoamentos laminares como para turbulentos e por isso nos convém adotá-la para o cálculo da perda

de carga no escoamento da corrente líquida. Por ser uma equação implícita, sua solução faz uso da função de LambertW.

A letra grega "" representa a viscosidade do líquido em lb/ft.h e "e" representa a rugosidade do tubo em ft.

Para levarmos em consideração a perda de carga na válvula do *bypass*, acoplaremos ao modelo uma equação de válvula de controle (Lipták, 1970):

$$\dot{m}_{3v} = N_6 \cdot F_P \cdot C_V \cdot Y \sqrt{x \cdot P_B \cdot \gamma}$$

onde:

 N_6 = 63.3 (para unidades inglesas de medida);

 P_{R} = pressão à jusante da válvula em [psi];

 C_{V} = coeficiente de descarga da válvula em $[lb/h\sqrt{psi}]$;

 F_p = Fator de perda de carga para alteração de diâmetro na entrada e saída da válvula (adimensional);

x = taxa de queda de pressão (adimensional);

 γ = densidade do fluido (lb/ft³);

Y = fator de expansão gasosa.

A taxa de queda de pressão é dada pela seguinte expressão:

$$x = \frac{P_B - P_C}{P_B}$$

A densidade do gás é expressa pela equação dos gases ideais:

$$\gamma = \frac{P_B . \overline{M}}{R . T_{sat}}$$

Por fim, expressa-se o fator de expansão gasosa por

$$Y = 1 - \frac{x}{3 \cdot X_i \cdot \frac{K_g}{1 \cdot 4}}$$

onde K_g é a razão entre o calor específico do gás e o calor específico do ar em condições normais (adimensional) e X_t é um parâmetro adimensional da válvula (fabricante).

Manipulando as quatro equações descritas acima e inserindo uma função para o obturador linear $(100.x_1)$, chega-se em:

$$\dot{\mathbf{m}}_{3v} = 63.3 \times (100 \times x_1) \times C_V \times F_P \times \left(1 - \frac{0.466 \times (P_B - P_C)}{P_B \times K_g \times X_t}\right) \times \sqrt{\frac{(P_B - P_C) \times P_B \times \overline{M}}{R \times T_{sat}}}$$
(4.21)

Onde:

 P_B = pressão à montante da válvula [psi]; P_C = pressão à jusante da válvula em [psi];

A equação (4.21) tem por definição a vazão mássica em lb/h, a densidade em lb/ft³ e a pressão em psi. A densidade é representada pelo termo $P_{R} \times \overline{M} / R \times T_{sat}$.

Para o vaso de topo, empregaremos um controlador proporcional de nível, que terá seu comportamento descrito por:

$$\left(\frac{\dot{m}_5}{\rho_l} - \frac{\dot{m}_{5,BLAS}}{\rho_l}\right) = K_P \times \left(h_{2,SET} - h_2\right)$$
(4.22)

onde:

 $\dot{m}_{5,bias}$ = valor base da vazão mássica de líquido condensado na saída do vaso de topo [lb/h];

 $h_{2,set}$ = nível do vaso de topo estabelecido pelo *setpoint* do controlador proporcional de nível;

 K_{P} = ganho do controlador proporcional.

Para fechar o modelo iremos empregar mais quatro equações algébricas de conservação de massa, dadas por:

$$\dot{m} = \dot{m}_3 \tag{4.23}$$

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_{3V}$$
 (4.24)

$$\dot{m} = \dot{m}_{3V} \tag{4.25}$$

$$\dot{m}_0 = \dot{m}_1 + \dot{m}$$
 (4.26)

A fim de evitar problemas numéricos na simulação do modelo, alguns ajustes devem ser feitos. Várias equações expostas anteriormente apresentam termos envolvendo a raiz quadrada das variáveis que estão sendo calculadas pelo modelo. A resolução destas equações pode gerar respostas complexas e por este fato faremos uma troca de variáveis de forma evitar o problema com o surgimento de variáveis negativas durante o processo de solução do sistema de equação. Sendo assim, expressando todas as pressões - exceto P_0 - em função desta e de variações de pressão ao longo dos tubos (variação simbolizada por Δ), podemos escrever:

$$P_A = P_0 - \Delta P_0 \tag{4.27}$$

$$P_B = P_0 - \Delta P_0 - \Delta P_B \tag{4.28}$$

$$P_C = P_0 - \Delta P_0 - \Delta P_B - \Delta P_C \tag{4.29}$$

$$P_1 = P_0 - \Delta P_0 - \Delta P_A \tag{4.30}$$

$$P_2 = P_0 - \Delta P_0 - \Delta P_B - \Delta P_C - \Delta P_2 \tag{4.31}$$

A equação (4.27) nos diz que a pressão na bifurcação da tubulação é igual à pressão no vaso de topo menos a perda de carga do escoamento no primeiro trecho. As outras expressões são similares, apenas estendidas para cada ponto da tubulação. Outra transformação que foi realizada para se evitar problemas numéricos, foi se escrever todos os termos envolvendo raiz quadrada da seguinte forma:

$$\sqrt{\Delta P} = \frac{\Delta P}{\sqrt{|\Delta P|}} \tag{4.32}$$

esta transformação permite que valor da raiz seja o mesmo, trocando apenas o sinal, o qual é equivalente a inversão do sentido do fluxo.

Com mais este ajuste de variáveis, totalizamos 19 variáveis e 19 equações a serem trabalhadas.

A contabilização das variáveis e equações está apresentada na Tabela 4.1.

		Total
Variáveis	$P_{0}, \Delta P_{0}, \Delta P_{B}, \Delta P_{C}, \Delta P_{A}, \Delta P_{2}, h_{1}, h_{2}, \dot{m}, \dot{m}_{0}, \dot{m}_{1}, \dot{m}_{1,cond}, \dot{m}_{2}, \dot{m}_{3}, \dot{m}_{3v}, \dot{m}_{5}, f_{l}, A_{T}, \dot{Q}$	19
Equações	(4.4), (4.7), (4.8), (4.11), (4.14), (4.17), conjunto (4.18), (4.19), (4.20), (4.21), (4.22), (4.23), (4.24), (4.25), (4.26)	19

Tabela 4.1: Contabilização de variáveis e equações

Com a tabela acima, completamos o modelo fazendo a correspondência entre o número de variáveis e equações. Para análise dinâmica, estabelece-se a abertura da válvula como variável manipulada. Os distúrbios do sistema serão a vazão mássica de gás que entra no último prato da coluna e a temperatura do fluido na saída do condensador.

5 Resultados

Para obter os resultados, o modelo proposto no capítulo 4 foi implementado em Maple[®]. Nesta seção será apresentado como o modelo foi implementado, bem como os resultados obtidos através da sua resolução para o caso estacionário. A simulação dinâmica não será tratada neste trabalho, mas deverá aparecer em trabalhos futuros.

Definiu-se as cinco equações diferenciais - equações de estado (4.4), (4.7), (4.11), (4.14) e (4.17) - como sendo o conjunto dinâmico do modelo, as quais foram acopladas no grupo "ff". Assim, as variáveis de estado são P_0, P_1, P_2, h_1, h_2 e estão no grupo "xx". As equações algébricas - conjunto (4.18), (4.19), (4.20), (4.21), (4.22), (4.23), (4.24), (4.25), (4.26) - foram postas em outro grupo denominado "hh". As variáveis de substituição das pressões pelas suas respectivas variações ao longo do escoamento foram agrupadas em "pressão". Os parâmetros do sistema foram juntados em "par". Como entradas do sistema, adotamos a altura de *setpoint* do controlador proporcional no vaso de topo e a vazão base de saída de condensado deste mesmo vaso, que estão no grupo "uu". Os principais distúrbios do sistema serão a temperatura de saída do condensado do condensador, visto que esta está intimamente ligada com a temperatura da água de resfriamento que circula no casco do condensador, e a vazão de entrada no último prato da coluna, estando as duas no grupo "dist".

Como descrito acima, a implementação no software está representada abaixo:



Figura 5.1: Implementação do modelo em Maple®

A seguir, o resultado da simulação estacionária:



Figura 5.2: Valores revelados pelo modelo implementado

5.1 Estudo de caso: Coluna Desbutanizadora

Na coluna desbutanizadora, separa-se GLP e nafta. O GLP é retirado pelo topo da coluna. Como é de interesse apenas na pressão do topo da torre, trabalhou-se com as propriedades do GLP adotando o propano e butano como principais constituintes. Propriedades da mistura, como calor específico, calor latente de vaporização, densidade e massa molar foram obtidos a partir de valores médios entre os dois constituintes, considerando 50% de butano e 50% de propano em proporções mássicas.

O modelo proposto foi capaz de descrever os dados das variáveis de planta com uma boa representatividade para algumas variáveis, como pressões, vazões e coeficiente de atrito para o escoamento líquido. Apesar dos valores para os níveis serem coerentes, eles não alcançaram a precisão desejada, tendo em mente que o modelo proposto considera o condensador e o vaso de topo como cilindros verticais, o que não confere veracidade com a prática (o condensador e o vaso de topo da planta são cilindros horizontais). Outro fator de erro que deve ser considerado é o uso da equação dos gases perfeitos para descrever o comportamento gasoso, a qual foi escolhida pela simplicidade de efetuar cálculos. Como a coluna trabalha a pressões razoavelmente elevadas – cerca de 10 atmosferas - esta equação não é a mais apropriada para descrever tal comportamento.

A tabela na próxima página relaciona os dados reais da planta em questão e os resultados obtidos, bem como as respostas das variáveis encontradas pelo modelo em estado estacionário que não tem medições na planta.

Variáveis	Processo de leitura da	Resultado do modelo
	planta em operação	ρισμονίο
$P_0(kgf/cm^2)$	11,00	11,79
$P_1(kgf/cm^2)$	-	10,91
$P_2(kgf/cm^2)$	10,12	10,76
$P_A(kgf/cm^2)$	-	11,10
$P_B(kgf/cm^2)$	-	10,94
$P_{C}\left(kgf/cm^{2} ight)$	-	10,93
$\dot{m}_0(lb/h)$	-	176200,75
$\dot{m}(lb/h)$	-	12379,64
$\dot{m}_1(lb/h)$	-	163821,10
$\dot{m}_2(lb/h)$	-	163821,10
$\dot{m}_{\scriptscriptstyle 1,cond}ig(lb/hig)$	-	163821,10
$\dot{m}_{_{3v}}(lb/h)$	-	12379,64
$\dot{m}_3(lb/h)$	-	12379,64
$\dot{m}_5(lb/h)$	176200.75	176200.75
f_l (adimensional)	-	0,01916
$h_1(ft)$	-	31,63
$h_2(ft)$	1.310	1,309
$A_T(ft^2)$	-	1802,03
$\dot{Q}(Btu / h)$	-	32436579,13

Tabela 5.1: Comparação entre os valores reais e simulados e exposição dos valores dasvariáveis

Os valores de leitura da planta apresentados na Tabela 5.1 são valores médios de um intervalo de 4 dias de monitoramento da planta. Com a adoção desses valores médios, interpretamos a planta como operando em estado estacionário. O nível do vaso de topo, apesar de ser um valor pequeno, representa praticamente a metade da altura para o cilindro horizontal real da planta. O valor encontrado pelo modelo, apesar de apresentar uma grande diferença em termos numéricos em relação à planta real, também representa praticamente a metade da altura do cilindro, mas desta vez vertical. Comparando os dois níveis, nota-se que o modelo nos forneceu um valor mais elevado para o nível do condensador em relação ao vaso de topo. Isso se deve porque a planta real opera com dois condensadores em paralelo e o modelo considera apenas um condensador, porém de dimensões maiores e que se equivalem aos dois condensadores da planta em estudo.

As entradas do sistema foram $\dot{m}_{5,BIAS}$ e $h_{2,SET}$, variáveis especificadas que estão embutidas na equação do controlador proporcional. Elas não constam na Tabela 5.1. O valor de \dot{m}_5 é o mesmo que $\dot{m}_{5,BIAS}$ devido à ação do controlador e h_2 aproxima-se do valor de $h_{2,SET}$, mas não alcança o valor exato devido ao seu *offset* permanente, já que é um controlador proporcional.

As Figuras 5.3 e 5.4 ilustram o comportamento real do sistema. Na primeira figura, a curva verde representa o nível do vaso de topo, enquanto a azul refere-se à pressão, ambas monitoradas por controladores. Na segunda, tem-se a pressão (curva azul) e a temperatura (curva verde) no topo da coluna de destilação.



Figura 5.3: Comportamento do nível - curva verde - e da pressão - curva azul - no vaso de topo



Figura 5.4: Comportamento da pressão (curva azul) e temperatura (curva verde) no topo da coluna de destilação

Há ainda alguns fatores que dificultam a análise dos resultados. A falta de medição de vazão dentro do circuito dificultam nossa análise, já que não é possível comparar as vazões encontradas pelo modelo com as vazões reais de operação. Desta maneira,

Também há carências de informação sobre os condensadores, relembrando novamente que a planta real possui dois condensadores em paralelo e o modelo considera apenas um condensador de maiores dimensões.

6 Conclusões e Trabalhos Futuros

O modelo proposto traz novos campos de abordagem do processo, os quais não eram levados em conta em projetos anteriores. Perda de carga nas tubulações, por menores que sejam, devem ser consideradas em um projeto desta magnitude. Ainda se ampliou os estudos anteriores com o balanço de energia, equacionamento que também não foi realizado anteriormente.

O modelo mostrou-se capaz de descrever o comportamento do *hot-bypass* com certa robustez, mesmo com a incerteza do valor exato de alguns parâmetros utilizados, pois se tratando de misturas gasosas, propriedades da mistura são de difícil obtenção.

6.1 Sugestões para trabalhos futuros

Na continuidade deste trabalho, muitos ajustes e simulações podem ser feitos. Ajustar o formato e posição do condensador e vaso de topo para o formato real com área de condensação variável tornaria os resultados ainda mais próximos dos valores de operação. Como a planta trabalha em pressões razoavelmente altas, adotar uma equação mais adequada para o comportamento gasoso também pode ser de grande melhoria, bem como a estimação para os parâmetros que dizem respeito à mistura, como calor específico e calor latente de condensação.

Um estudo dinâmico também pode ser feito na continuidade do trabalho. Este estudo nos ampliaria a visão do processo e seria de grande utilidade para apontar erros de funcionamento ou projeto da planta.

7 Referências

Bayazitoglu. & Ozisik. (1988). *Elements of heat transfer*, New York.

- Branan, C. (2002). *Rules of Thumb for Chemical Engineers*. *3 ed*. Gulf Professional Publishing.
- Campos, M. & Teixeira, H. (2010). Controles típicos de equipamentos e processos industriais.
- Chin. (1979). Guide to distillation pressure control methods, Hydrocarbon Processing. 145-153.
- Durand. (1980). Sizing hot-vapors bypass valve, pp. 111-112.
- Fox, R. W. & McDonald, A. T. (1998). *Introduction to fluid mechanics. 5th ed.* J. Wiley, New York.

Trierweiler, Jorge (2010). Apresentações de aula da disciplina Instrumentação de Processos Industriais. Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

Tudidor. (1996). Modelo para cálculo do hot-bypass. Relatório não publicado.