



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



Aplicação de Simulação Dinâmica para Estudo do Comportamento de Dispositivos de Segurança em Unidade de Destilação

Autor: Igor Bellotto Gomes

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Farenzena

Porto Alegre, dezembro de 13

Sumário

Sumário	iii
Agradecimentos	v
Resumo	vi
Lista de Figuras	vii
Lista de Tabelas	viii
1 Introdução	1
2 Revisão Bibliográfica	3
2.1 Destilação	3
2.2 Segurança de processo	3
2.2.1 Camadas de proteção	3
2.2.2 Colunas de destilação	4
2.2.3 Sobrepressão	5
2.3 Análise de risco	5
2.3.1 HAZOP	6
2.3.2 HAZOP Estendido (Extended HAZOP)	6
2.4 Válvulas de segurança contra pressão (PSVs)	7
2.4.1 Válvula de segurança convencional (ajustada por mola)	7
2.4.2 Válvula de segurança balanceada (ajustada por mola)	7
2.4.3 Projeto de válvulas de segurança (dimensionamento)	9
2.5 Uso de simulação na análise de falhas de processo	10
3 Metodologia e Estudo de caso	13
3.1 Descrição da unidade e desenvolvimento de modelo estático	13
3.1.1 Transição do modelo estático para o dinâmico	14
3.2 Desenvolvimento do modelo dinâmico e realização das simulações	15
3.2.1 Configuração do sistema de controle da coluna	15
3.2.2 Adição da válvula de segurança e determinação da pressão de abertura	15
3.2.3 Determinação da contrapressão	17
3.2.4 Determinação do pior cenário de falha possível	17
3.2.5 Determinação do tamanho de válvula adequado	18
3.2.6 Determinação da característica de abertura adequada	19
4 Resultados	20
4.1 Determinação da contrapressão	20
4.2 Determinação do pior cenário de falha	21
4.2.1 Aumento da carga térmica do refeedor	21
4.2.2 Aumento da fração de leves na corrente de alimentação	23
4.2.3 Perda de AR do condensador	25
4.2.4 Níveis de líquido nos vasos de condensado e de fundo	25

4.2.5	Aumento em 100% da carga térmica do refeedor em combinação com perda total de AR no condensador	26
4.3	Determinação do tamanho de válvula adequado	27
4.4	Determinação do método de abertura adequado	28
5	Conclusões e Trabalhos Futuros	31
5.1	Trabalhos futuros	32
6	Referências	33

Agradecimentos

Agradeço aos meus pais, amigos, familiares e a minha namorada Gabi, que me deram todo o apoio necessário para que este trabalho pudesse ser feito.

Agradeço também ao querido professor Marcelo Farenzena pela sua amizade e pelas muitas horas de atenção e orientação a mim dedicadas.

Resumo

A destilação é a operação unitária de separação de líquidos mais utilizada na indústria petroquímica e, portanto, a operação segura destas unidades é crucial e deve ser garantida obrigatoriamente. Uma das ferramentas mais utilizadas para garantir tal condição é a válvula de alívio contra pressão. Porém, apesar dos anos de utilização e de todo o conhecimento adquirido ao longo dos anos, métodos heurísticos e práticos ainda são utilizados para seu dimensionamento. O avanço da tecnologia permite que, atualmente, modelos computacionais sejam utilizados para auxiliar em tal tarefa. Neste trabalho uma metodologia, que tem como objetivo descrever o comportamento dinâmico de diversas configurações de válvulas de segurança quando distúrbios no sistema causam um aumento de pressão no interior da coluna, é aplicada a uma unidade de destilação. Um modelo dinâmico computacional da unidade é construído em Aspen Dynamics e o efeito de diversos distúrbios, induzidos no sistema, são avaliados de modo a determinar qual o pior cenário de falha. Diferentes tamanhos e características de válvula são testados em busca dos parâmetros do dispositivo que melhor satisfazem as demandas de alívio do sistema. A utilização de simulação dinâmica se mostrou ferramenta muito eficiente e poderosa em comparação com os métodos tradicionais de dimensionamento, uma vez que forneceu informações detalhadas das condições do processo ao longo do tempo, permitindo melhor entendimento da dinâmica do mesmo. Mesmo com a construção de um modelo simples da unidade é possível a evolução e inovação dos métodos de dimensionamento de dispositivos de segurança.

Lista de Figuras

Figura 2.1: Camadas de proteção de um processo. Adaptado de Sinnott e Towler (2008).	4
Figura 2.2: Válvula de segurança contra pressão convencional. Adaptado de API RP 521 (2008).....	8
Figura 2.3: Sequência de abertura de uma PSV. Adaptado de API RP 521 (2008).	8
Figura 2.4: Válvula de segurança contra pressão balanceada. Adaptado de API RP 521 (2008).....	9
Figura 2.5: Contrapressão em válvulas (a) convencional e (b) balanceada. Adaptado de API RP 521 (2008).	10
Figura 3.1: Fluxograma do modelo estático feito em Aspen Plus.....	14
Figura 3.2: Fluxograma do modelo dinâmico feito em Aspen Dynamics.	16
Figura 3.3: Configuração da histerese da PSV.....	16
Figura 3.4: Curvas para diferentes características de abertura de válvulas.	19
Figura 4.1: Variação das pressões à montante e à jusante do dispositivo.	21
Figura 4.2: Curvas de vazão de alívio para contrapressões de 1 e 3,6 atm.	21
Figura 4.3: Respostas da pressão no sistema e controle de pressão após aumento em duas vezes a carga térmica do refeedor.	22
Figura 4.4: Resposta da pressão no sistema vazão de alívio após aumento em 100% da carga térmica do refeedor e controle de pressão em manual.	22
Figura 4.5: Comparação entre curvas de calor retirado para os casos de 100 e 60% do ganho original do controlador de pressão.	24
Figura 4.6: Variação dos níveis dos vasos de condensado e fundo para o caso de nível alto no vaso de fundo.	26
Figura 4.7: Curvas de pressão na coluna e vazão de alívio obtidas pela combinação de perda total de AR no condensador e aumento em 100% da carga térmica do refeedor.	27
Figura 4.8: Curvas de vazão de alívio para diferentes métodos de abertura da PSV.	29
Figura 4.9: Curvas de pressão no interior da coluna para diferentes métodos de abertura da PSV.	30

Lista de Tabelas

Tabela 2.1: Principais causas de sobrepressão em colunas de destilação.	5
Tabela 3.1: Dimensões das PSV avaliadas nas simulações.	19
Tabela 4.1: Resultados obtidos variando-se a contrapressão atuante na PSV.....	20
Tabela 4.2: Resultados do aumento da carga térmica do refeedor com controle de pressão em manual.	23
Tabela 4.3: Resultados para diferentes ganhos do controlador de pressão com 100% de aumento da carga térmica do refeedor.	23
Tabela 4.4: Resultados do aumento da fração molar de propano na alimentação.	24
Tabela 4.5: Resultados do aumento da fração molar de propano na alimentação com controle de pressão em manual.....	24
Tabela 4.6: Resultados da perda da vazão de AR no condensador.	25
Tabela 4.7: Resultados das simulações para diferentes níveis de líquido nos vasos de fundo e de condensado (perda total de AR).	26
Tabela 4.8: Resultados obtidos para os diferentes tamanhos de válvula avaliados.	28
Tabela 4.9: Resultados obtidos para diferentes métodos de abertura da PSV.....	29

1 Introdução

A destilação é a operação unitária de separação mais utilizada na indústria química, não existindo em um futuro próximo a possibilidade de ser substituída por outra técnica; além disso, na maioria dos casos, opera com cargas tóxicas e/ou inflamáveis e em condições severas de temperatura e pressão. Portanto, o funcionamento seguro de unidades de destilação é crucial e deve ser garantido obrigatoriamente. Por este motivo, baseando-se na experiência obtida pela ocorrência de inúmeros acidentes e catástrofes ao longo dos anos, diversas ferramentas de proteção foram criadas e implementadas no dia-a-dia de operação de colunas de destilação, como alarmes, intertravamentos e dispositivos de alívio contra pressão, além de técnicas de análise de risco como o Hazop.

Entre estes, as válvulas de segurança contra pressão (PSVs) merecem atenção, pois vêm sendo utilizados desde os anos 70, e até hoje são um dos principais, mais eficientes e mais utilizados dispositivos de segurança na indústria petroquímica. Porém, a evolução da ideia básica por trás destes dispositivos, parece não estar acompanhando devidamente as demandas da indústria atual. Hoje em dia, ainda se utilizam métodos baseados na experiência para o dimensionamento das PSVs, e por este motivo não é incomum se encontrar dispositivos mal dimensionados.

Um estudo (Kister, 2003) mostra que, ao contrário do que se esperava, o número de acidentes envolvendo colunas de destilação está aumentando incessantemente. Dos 900 casos avaliados de acidentes ocorridos em um período de 50 anos, metade aconteceu na última década, enquanto a outra metade aconteceu nas 4 décadas anteriores. Acidentes relacionados ao alívio da sobrepressão ocupam um lugar na lista dos mais numerosos.

A busca incansável pelos lucros e estreitamento cada vez maior dos limites de operação dentro da indústria impõem que os métodos de segurança sejam constantemente melhorados de modo a minimizar riscos e perdas. Nos últimos anos a utilização de simulações estática e dinâmica de processos vêm ganhando espaço na indústria petroquímica. Esta ferramenta, combinada com técnicas de análise de risco, permite a reprodução e compreensão da dinâmica da coluna e de seus equipamentos auxiliares, permitindo conhecer melhor os limites de operação, e aplicar este conhecimento no dimensionamento e características das PSVs.

Este trabalho tem por objetivo a realização do dimensionamento e determinação das características mais adequadas de uma válvula de segurança aplicada a uma unidade de destilação, baseando-se no acontecimento do pior cenário de falha possível.

Para atingir tal objetivo, um modelo computacional da unidade será construído no software de simulação dinâmica Aspen Dynamics, no modo *pressure-driven*, onde as dimensões da coluna e de seus equipamentos auxiliares são especificadas, e malhas de controle de pressão e de nível dos vasos de condensado e fundo são configuradas.

Após a validação do modelo, o dispositivo de segurança será adicionado e configurado com características preliminares e com a pressão de abertura escolhida. A seguir, será feita uma análise de sensibilidade com o intuito de determinar um valor adequado para a pressão contrária ao sentido de fluxo normal na válvula. Posteriormente, diversos distúrbios serão provocados de modo a avaliar a influência das malhas de controle configuradas para o modelo, e determinar qual destes causa o maior e mais rápido aumento de pressão no sistema. Diversos tamanhos de válvulas especificados na norma

API 526 serão avaliados para se verificar qual consegue fornecer a vazão mínima necessária para que a pressão no interior da coluna não ultrapasse o limite permitido. Por fim, diferentes métodos de abertura da válvula são testados de modo a observar seus efeitos nas condições de alívio e pressão na coluna.

Para o tamanho de válvula escolhido, a vazão mínima requerida será calculada segundo o procedimento descrito na norma API 520, para fins de comparação e validação dos resultados.

A unidade na qual a metodologia proposta será aplicada é uma coluna de destilação teórica que separa uma corrente binária, composta por propano e isobutano, em outras duas correntes com composições especificadas. Este tipo de separação representa uma situação muito comum na indústria petroquímica, visto que propano e isobutano são dois dos principais componentes do gás liquefeito de petróleo (GLP).

O trabalho é dividido como segue: no capítulo 2 é feita uma revisão bibliográfica dos principais assuntos abordados neste trabalho, como colunas de destilação, segurança de processos, análise de risco, válvulas de segurança e uma breve descrição de trabalhos já realizados nesta área. A seguir, no capítulo 3, é feita a descrição da metodologia utilizada, bem como a descrição da unidade na qual esta foi aplicada. No capítulo 4 são apresentados e discutidos os resultados obtidos pelas simulações dos diferentes parâmetros e casos avaliados. Finalmente, no capítulo 5, são apresentadas as conclusões obtidas pela realização das simulações e sugestões, para complemento do trabalho, são feitas para a realização futura.

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Destilação

A destilação é o processo de separação de líquidos mais importante na indústria química (Ramzan *et al.*, 2007a). Segundo Kister (1992) a destilação é uma operação unitária fundamental para a indústria de processos, e, conseqüentemente, a substituição deste processo é improvável em um futuro próximo.

Kister (1992) define destilação como um processo físico de separação, baseado na volatilidade relativa, de uma mistura líquida que consiste em dois ou mais componentes que têm diferentes pontos de ebulição, e que ocorre, preferencialmente, pela ebulição dos componentes mais voláteis.

No interior da coluna, a fase líquida, que é rica em componentes menos voláteis e possui maior massa específica, flui coluna abaixo caindo de prato em prato. Quando chega ao fundo o líquido é parcialmente vaporizado em um refeedor que fornece o vapor para ser enviado de volta coluna acima. A fase vapor, que é rica em componentes mais voláteis e possui menor massa específica, flui coluna acima fazendo contato com o líquido em cada prato, sendo este resfriado e condensado em um condensador de topo. Parte deste condensado retorna à coluna como refluxo e o restante é retirado como produto de topo (Perry, 1999).

2.2 Segurança de processo

O projeto e operação de modo seguro em instalações é de suma importância para qualquer empresa que está envolvida na manufatura de combustíveis, químicos e produtos farmacêuticos. Portanto o projetista deve estar ciente dos perigos existentes e fazer o possível para que estes sejam reduzidos a um nível aceitável (Sinnott e Towler, 2013).

2.2.1 Camadas de proteção

Plantas químicas, petroquímicas e refinarias projetadas adequadamente dispõem de diversas camadas de proteção, que consistem em técnicas ou ferramentas que têm por objetivo a prevenção ou redução de acidentes. Todas as camadas de proteção são importantes, mas cada uma sozinha não garante a proteção contra todos os riscos potenciais. Entretanto a aplicação simultânea de diversas camadas em um sistema garante um grande alcance de proteção (Sanders, 2004).

Sinnott e Towler (2013) sugerem um sistema de aplicação de camadas que é ilustrado na Figura 2.1, onde cada camada pode ser ativada quando todas as camadas inferiores falharem.

O nível mais básico de proteção de uma planta é o projeto do processo e de seus equipamentos. Se o processo é intrinsecamente seguro, ou seja, se a segurança está inerente em sua natureza, a probabilidade de que algum acidente aconteça é reduzida (Sinnott e Towler, 2013). É preferível projetar plantas intrinsecamente seguras, que podem suportar erros humanos e falhas de equipamentos sem maiores conseqüências em segurança, meio ambiente e eficiência à instalar equipamentos para controlar perigos e proteger pessoas (Perry, 1999).

De acordo com Luyben (2012), que exemplifica um modelo de camadas de proteção aplicado a uma coluna de destilação, quando o sistema atinge uma certa pressão, pré-estabelecida, acima da pressão normal de operação, um sistema de alarmes é acionado para alertar os operadores. Se a pressão continuar a subir, o sistema de controle começa a agir, modificando algumas variáveis manipuladas, de modo a tentar manter a pressão dentro dos limites de segurança. A próxima medida a ser tomada, se a pressão continuar a subir, é o acionamento de um sistema de intertravamento que faz o “desligamento” do processo. Se nenhuma destas medidas for capaz de impedir um contínuo aumento de pressão, o último recurso de segurança disponível, os dispositivos de segurança contra pressão deverão ser utilizados.

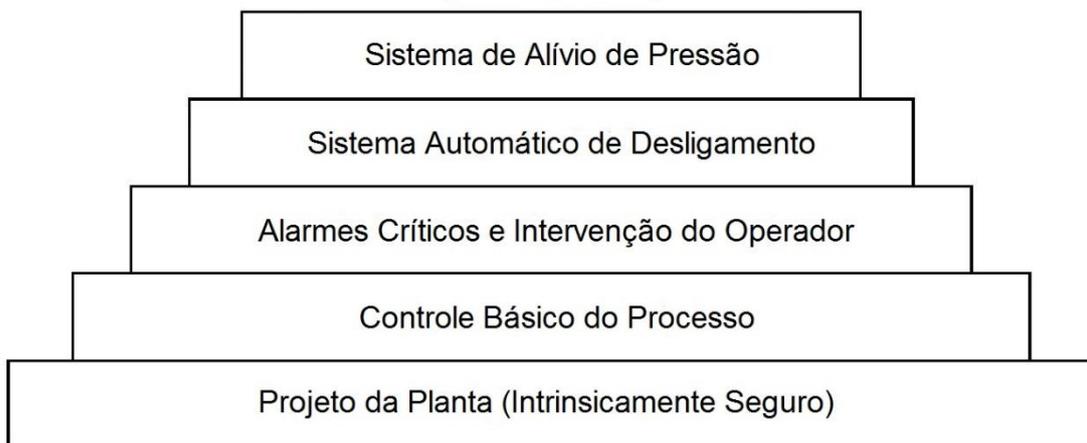


Figura 2.1: Camadas de proteção de um processo. Adaptado de Sinnott e Towler (2008).

2.2.2 Colunas de destilação

Devido às grandes cargas, normalmente compostas por líquidos tóxicos e/ou inflamáveis, as colunas de destilação oferecem grande potencial de risco (Staak *et al.*, 2011).

Kister (1990) observa que, ao longo do tempo, muitas modificações são feitas em uma coluna de destilação e em seu sistema auxiliar como reprojeto, troca de equipamentos, diferentes alimentações e modificações no sistema de controle. As consequências destas mudanças, se não forem reconhecidas, podem ocasionar situações de risco potencial.

Segundo Can *et al.* (2002) os principais efeitos físicos que devem ser investigados em um sistema de destilação a fim de se evitar situações de risco indesejáveis são:

- Hidráulica e transferência de massa;
- Estabilidade das malhas de controle durante situação anormais de operação;
- Efeito das condições de operação na segurança;
- Eficiência do sistema de proteção;

Segundo Kister (2003), entre as principais causas de acidentes em colunas de destilação estão: entupimento dos internos pela formação de coque, nível de líquido de

fundo acima da entrada de refluxo do refeedor, danos aos pratos, alívio da sobrepressão e simulação mal feita, para fim de projeto, da coluna.

2.2.3 Sobrepressão

A sobrepressão é um dos riscos mais frequentes em operações de plantas químicas. Quando a pressão no interior de um vaso excede os limites de segurança estipulados este pode falhar, normalmente em flanges ou pontos de junção, podendo iniciar uma sequência de eventos resultando em um desastre (Sinnott e Towler, 2013).

A norma API RP 521 (2008) define sobrepressão como a condição na qual a pressão máxima de trabalho admissível (PMTA), ou outra pressão especificada, é excedida. É resultado de um desequilíbrio ou perturbação dos fluxos normais de massa e energia que causa o acúmulo da massa ou energia, ou ambos, em alguma parte do sistema.

Kister (1990) afirma que as causas de sobrepressão em colunas de destilação são diversas. Portanto cada caso deve ser avaliado individualmente para que se possa determinar com maior eficácia suas próprias causas de sobrepressão. Algumas das causas mais comuns são citadas na Tabela 2.1.

Tabela 2.1: Principais causas de sobrepressão em colunas de destilação.

Falhas em utilidades	Falhas em controladores	Fontes externas	Fontes internas
Perda de fluido de resfriamento	De pressão	Abertura de válvula devido à pressão externa	Acúmulo de não condensáveis
Perda de energia elétrica	De vapor	Perda de aquecimento em uma coluna anterior	Reações químicas
Perda de vapor	De alimentação	Falha nos tubos de trocadores (e.g., refeedor)	Linhas de saída bloqueadas
Perda de ar em instrumentos	De refluxo	Fogo externo	-

Adaptado de Kister (1990).

2.3 Análise de risco

Ramzan e Witt (2007) apud Meel *et al.* (2007) afirmam que falhas em equipamentos ou em processos ocorrem devido a interações complexas entre componentes individuais e podem levar a eventos que resultam em falhas incipientes, situações de risco potencial, bem como acidentes em plantas químicas.

Sistemas de proteção como alarmes e intertravamentos são frequentemente utilizados como medida preventiva, embora possam estar indisponíveis quando necessários ou serem ativados sem necessidade. Portanto os conhecimentos sobre fontes de falhas, bem como suas consequências físicas e frequência de acontecimentos têm grande espaço para desenvolvimento (Ramzan e Witt, 2007).

O objetivo da análise de risco é identificar os pontos fracos ou falhas que podem ocasionar acidentes, avaliar o risco que é oferecido, qualitativa e quantitativamente, bem como propor medidas mitigadoras para estes riscos (Ramzan e Witt, 2007).

Segundo Ramzan, Compant e Witt (2007b) muitas técnicas para a identificação de perigos e análise de risco foram desenvolvidas ao longo dos anos. Algumas das técnicas mais comuns na indústria de processamento químico são: *hazard and operability studies* (HAZOP), *failure modes and effect analysis* (FMEA), *fault tree analysis* (FTA), *event tree analysis* (ETA), *layers-of-protection analysis* (LOPA).

2.3.1 HAZOP

Segundo Labovský *et al.* (2007) o HAZOP é uma das melhores e mais rigorosas técnicas de identificação de perigos e problemas de operação em uma planta química. Podendo ser aplicado não só a plantas existentes, mas também a novos projetos ou novas tecnologias e equipamentos.

Um HAZOP consiste em um estudo sistemático do sistema, vaso por vaso e linha por linha, utilizando a ajuda de “palavras guia” (e.g., mais/menos, não/nenhum, parte de, além de, etc.) para ajudar na geração de ideias sobre como os desvios das condições normais de operação podem causar situações de perigo (Sinnott e Towler, 2013). O relatório resultante do HAZOP inclui todas as sugestões de desvios, suas causas e consequências, análise de tais consequências, proteções (existentes ou não), bem como possíveis soluções redutoras de risco.

2.3.2 HAZOP Estendido (Extended HAZOP)

O HAZOP é uma técnica que exige um time de profissionais experientes, muitas horas de trabalho, e nem sempre é fácil registrar todas as informações geradas durante o procedimento. Portanto é uma técnica complexa e de lenta execução. Estas desvantagens podem ser minimizadas pela integração, de um modelo matemático aproximado do sistema desejado (Labovský *et al.*, 2007).

HAZOP Estendido é um método baseado nas técnicas convencionais de análise de risco combinadas com simulação de distúrbios. É executado para possibilitar a geração de diferentes propostas relacionadas à segurança do processo bem como para melhorar a compreensão e identificação dos perigos gerados pelos distúrbios, sempre preservando os elementos essenciais do HAZOP original (Ramzan, Compant e Witt, 2007b).

Simulação de distúrbios, neste contexto, significa a utilização de simulação dinâmica para estudo dos efeitos de grandes variações de parâmetros operacionais e falha de componentes, como água de resfriamento no condensador, no comportamento dinâmico do sistema.

Segundo (Ramzan *et al.*, 2007b) o HAZOP Estendido difere do original na forma de documentação dos resultados, classificação de frequência e consequências de acontecimentos de distúrbios e na aplicação de uma matriz de risco potencial.

2.4 Válvulas de segurança contra pressão (PSVs)

Segundo Staak *et al.* (2011) o método mais comum para um alívio rápido e eficiente da pressão em um equipamento ou sistema de equipamentos é a instalação de válvulas de segurança contra pressão (PSVs). Estes dispositivos têm a vantagem de serem independentes de qualquer intervenção externa, sendo assim capazes de funcionar mesmo durante uma situação de total perda de energia elétrica (Staak *et al.*, 2011). Portanto a única força motriz para a abertura das PSVs provém do fluido do processo (Sinnott e Towler, 2013).

O código ASME Boiler and Pressure Vessel Section VIII (2004) exige que todos os vasos de pressão contidos em seu escopo sejam protegidos com dispositivo de segurança contra pressão. No Brasil a norma que trata da utilização de tais dispositivos é a NR-13.

2.4.1 Válvula de segurança convencional (ajustada por mola)

A norma API RP 521 (2008) define uma PSV convencional como sendo uma válvula de alívio de pressão auto-operada e ajustada por mola, que é projetada para abrir a uma pressão pré-determinada para proteger um vaso ou sistema de um excesso de pressão, aliviando, ou removendo, fluido deste vaso ou sistema.

Os elementos básicos de uma PSV convencional, indicados na Figura 2.2, incluem um bocal de entrada conectado ao vaso ou sistema a ser protegido, um disco móvel que controla a vazão de fluido pelo bocal, e uma mola que controla a posição do disco móvel (API RP 521, 2008).

A pressão atua no disco, que é forçado no assento pela mola, mantendo a válvula fechada (Figura 2.3(a)). A tensão da mola pode ser regulada por meio de um parafuso de ajuste de modo que a pressão exercida, pela mola, no disco seja igual a pressão de abertura desejada para a válvula. Quando a pressão de abertura é atingida o disco é levantado do assento caracterizando a abertura da válvula (Figura 2.3(b)). Os desenhos do disco e do assento são feitos de modo a garantir que a força no disco continue aumentando até que a válvula esteja completamente aberta, garantindo que o fluxo de fluido pela válvula dependa somente da área da seção transversal do assento, e não mais da distância entre o disco e o assento (Figura 2.3(c)). Neste momento a vazão de projeto é atingida e a pressão dentro do vaso não deve mais se acumular. Quando a pressão exercida pela mola vence a pressão do fluido a válvula fecha, normalmente a uma pressão menor que a pressão de abertura (Sinnott e Towler, 2013). A diferença entre a pressão de abertura e a de fechamento é chamada de “blowdown” (API RP 521, 2008).

2.4.2 Válvula de segurança balanceada (ajustada por mola)

Pela definição da norma API RP 521 (2008) uma válvula de segurança contra pressão balanceada (Figura 2.4), é caracterizada pela adição, à uma PSV convencional, de um “fole”, ou outro meio de balancear o disco de modo a minimizar os efeitos da contrapressão na performance da válvula.

As PSVs convencionais têm a capacidade e pressão de abertura afetadas pela pressão contrária ao sentido normal do fluxo no bocal de descarga, como pode ser visto na Figura 2.5. Essa pressão contrária, chamada de contrapressão, exerce forças, no disco, no mesmo sentido das forças da mola, de modo a somá-las (Sinnott e Towler, 2013). Em situações onde a contrapressão é constante, pode-se fazer uso de válvulas convencionais

fazendo-se apenas o ajuste da tensão da mola de modo a compensar pelas forças aditivas. Porém quando a contrapressão é variável, a pressão de abertura pode variar, sendo necessária a adição de um fole, que isola, da contrapressão, uma área no disco igual à área do assento, mantendo a pressão de abertura constante (API RP 521, 2008).

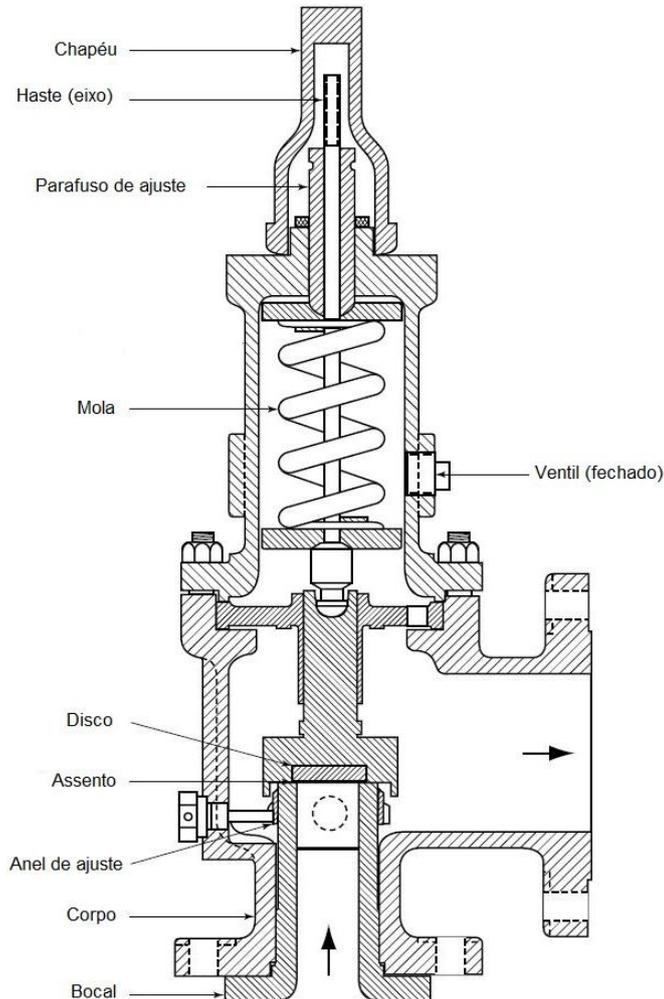


Figura 2.2: Válvula de segurança contra pressão convencional. Adaptado de API RP 521 (2008).

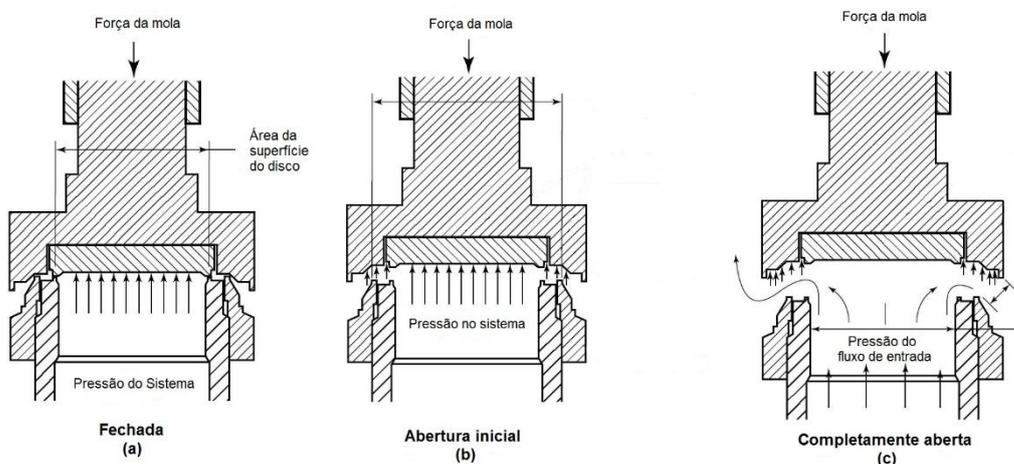


Figura 2.3: Sequência de abertura de uma PSV. Adaptado de API RP 521 (2008).

Válvulas balanceadas são especialmente importantes em situações onde múltiplos dispositivos aliviam simultaneamente em um mesmo sistema de tocha, como por exemplo em uma situação de perda geral de energia, aumentando a contrapressão nas válvulas (Sinnott e Towler, 2013).

2.4.3 Projeto de válvulas de segurança (dimensionamento)

Freqüentemente o dimensionamento de válvulas de segurança é feito utilizando-se métodos simplificados, heurísticas e regras práticas. Estes métodos são rápidos, mas geralmente levam ao sobredimensionamento dos dispositivos, que podem resultar em alívio desnecessário de fluido, ou ao subdimensionamento. O procedimento padrão geral para o dimensionamento de válvulas de segurança contra pressão é dividido em seis etapas (Staak *et al.*, 2011):

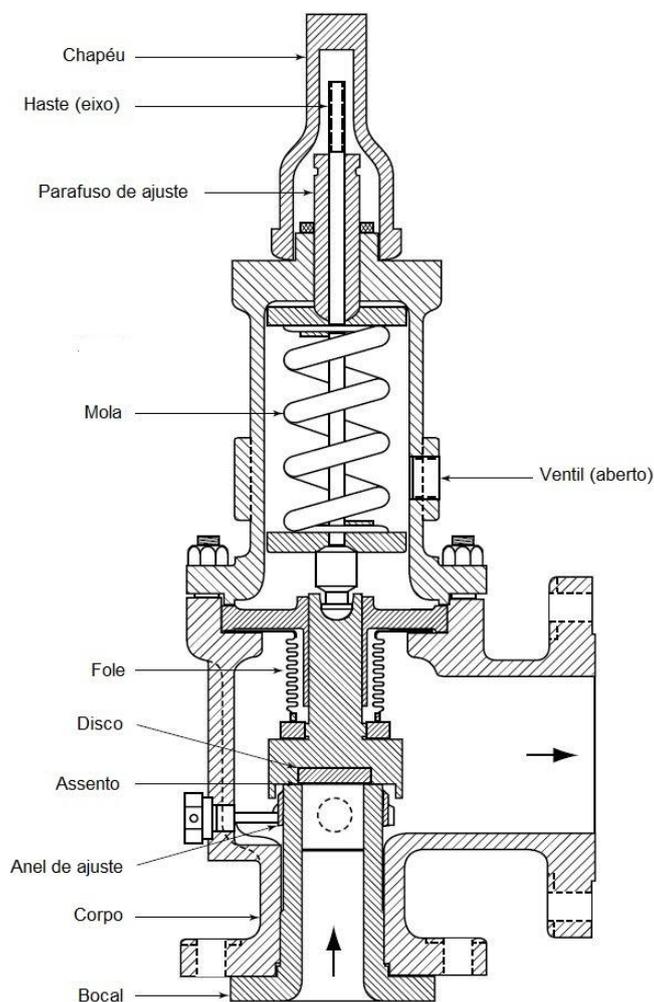


Figura 2.4: Válvula de segurança contra pressão balanceada. Adaptado de API RP 521 (2008).

1. Determinação do pior cenário de falha possível: situação de falha em que acontece o maior e mais rápido aumento de pressão e/ou temperatura.
2. Determinação da fase do fluido escoando pela válvula: a condição de escoamento, monofásico (vapor) ou bifásico (líquido/vapor), faz grande diferença no fluxo mássico ou volumétrico.

3. Cálculo do fluxo mássico mínimo requerido: é quantidade mínima de fluido que precisa ser aliviada de modo a manter a pressão abaixo do limite desejado. Pode ser calculado sabendo-se a condição de escoamento e o pior cenário de falha possível.
4. Determinação da massa específica do fluxo mássico: pode ser calculada sabendo-se a condição do escoamento e a relação de pressão na válvula.
5. Cálculo da área da seção transversal necessária da válvula: é possível calculá-la conhecendo-se o fluxo mássico necessário e sua densidade.
6. Avaliação das perdas de carga na entrada e saída da válvula: limites são estipulados pelo fabricante de modo a evitar seu mal funcionamento.

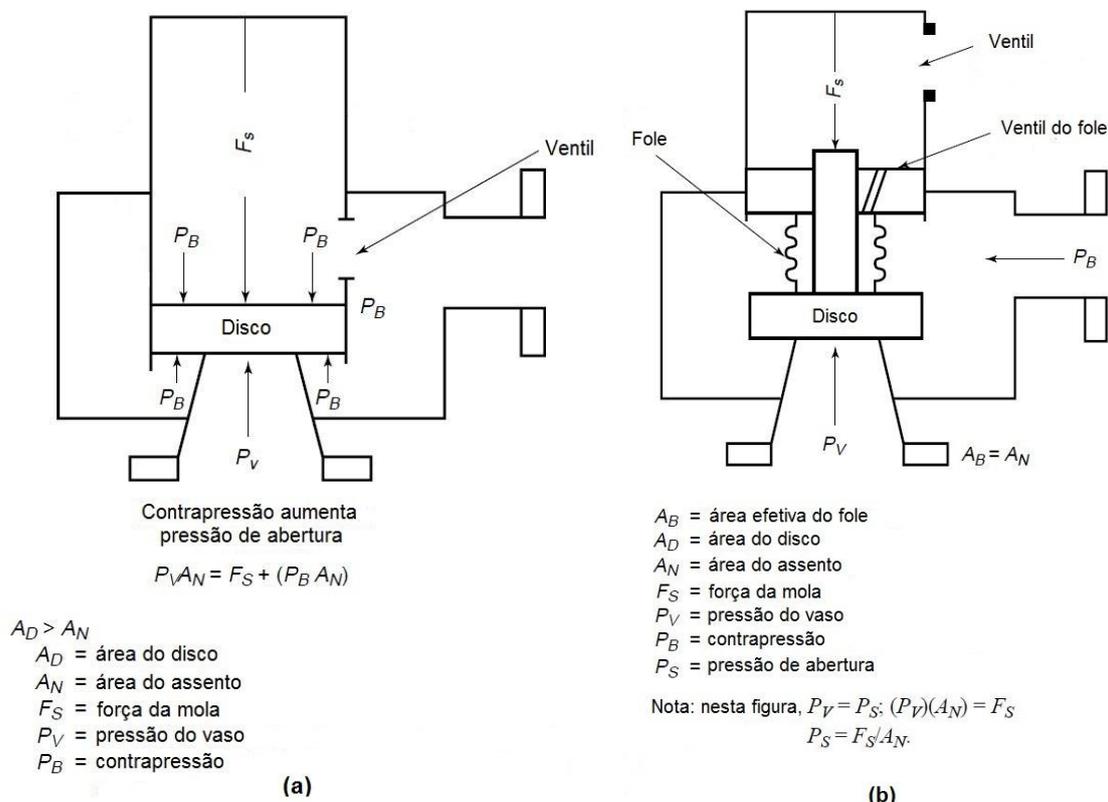


Figura 2.5: Contrapressão em válvulas (a) convencional e (b) balanceada. Adaptado de API RP 521 (2008).

2.5 Uso de simulação na análise de falhas de processo

O número de metodologias disponíveis na literatura que utilizam simulação para análise de falhas e projeto de válvulas de segurança é escasso. Da mesma forma, estudos com a análise de plantas com tais premissas também é pouco explorado. Os primeiros trabalhos datam do início dos anos 2000.

Can *et al.* (2002) utilizam um modelo rigoroso, desenvolvido no software SPEEDUP, para avaliar o comportamento dinâmico de uma coluna de separação de água/metanol frente a distúrbios (perdas) no fluido de resfriamento do condensador, e suas consequências nas demandas do sistema de alívio. O modelo, que inclui equações de balanço de massa, componente e energia, equilíbrio de fases, eficiência de pratos e

correlações para descrever hidrodinâmica e pressão, é validado pela condução de experimentos em uma coluna piloto. Observou-se que o modelo reproduziu qualitativamente os resultados da coluna piloto, e portanto foi possível concluir que a simulação dinâmica fornece informações importantes, que métodos estáticos não conseguem, como aumento/diminuição rápida das correntes de líquido ou vapor no interior da coluna, e que podem ter influência direta nas demandas do sistema de alívio.

Ramzan *et al.* (2007b) fazem uma descrição passo-a-passo da aplicação da técnica HAZOP Estendido ressaltando suas vantagens, e diferenças, em relação ao HAZOP original, bem como os cuidados necessários na utilização dos softwares, em relação à capacidade de reprodução da realidade do sistema. O sucesso da técnica depende dos dados disponíveis, da experiência do time que a realiza, e principalmente da qualidade do modelo dinâmico que descreve o sistema. Os autores afirmam que embora softwares como o Aspen Dynamics não tenham sido desenvolvidos especificamente para este propósito, a combinação destes com HAZOP e/ou outras técnicas de análise de risco podem ser ferramentas poderosas para análise e otimização de sistemas de segurança.

Em complemento ao trabalho anteriormente citado, Ramzan, Compant e Witt (2007a) realizam a aplicação, em Aspen Dynamics, do HAZOP Estendido, para estudo das consequências devido a distúrbios no sistema, combinado com *Event Tree Analysis* (ETA), para a classificação de frequência e consequência de acidentes, a uma coluna de destilação. Após a aplicação do HAZOP Estendido foram feitas cinco propostas de otimização do sistema e, para cada uma delas, foi aplicada ETA antes e depois de uma causa de acidente, para avaliação da eficácia de cada proposta. Como resultado observou-se uma clara redução na frequência de acontecimentos de acidentes após a aplicação de cada proposta de otimização.

Ramzan e Witt (2007) realizam a aplicação, em um sistema de coluna de destilação, do PROMETHEE (Preference Ranking Organization Method for Enrichment Evaluation), uma técnica de análise quantitativa do sistema que permite tomar decisões de modo a cobrir múltiplos objetivos simultaneamente. O método é baseado na junção de técnicas de análise de risco (HAZOP Estendido), análise de confiabilidade e análise dos custos do ciclo de vida do sistema, e ajuda a justificar propostas de segurança que são baseadas não só na segurança de pessoas.

Werner *et al.* (2007) utilizam o software Aspen Dynamics como ferramenta para avaliação das consequências devido à distúrbios realizados no fluido de resfriamento do condensador de uma coluna de destilação. Posteriormente é utilizada FMEA (Failure Mode Effect Analysis), uma técnica de análise de risco focada em falhas nos equipamentos e suas consequências, para ajudar a propor uma metodologia a ser seguida de modo garantir a segurança do sistema. A combinação destas ferramentas deve fornecer um profundo entendimento do sistema de segurança de colunas, e os resultados poderiam ser utilizados na formulação de futuros regulamentos que ajudariam a desenvolver processos livres de perigos.

Labovský *et al.* (2007) faz utilização de simulações, estática e dinâmica, de um modelo matemático rigoroso, para a observação do comportamento de uma planta de produção de MTBE (metil terc-butil éter), composta por um reator tubular de leito fixo e uma coluna de destilação reativa, quando distúrbios são feitos nas correntes de alimentação dos respectivos equipamentos. A simulação estática apresentou a possibilidade de múltiplos estados estacionários, enquanto que a dinâmica mostrou que um distúrbio maior que o

normal no sistema pode ter um grande impacto em seu comportamento, não só durante o desvio, mas também após a correção do mesmo. Portanto esta abordagem pode ajudar no entendimento de comportamentos anômalos do sistema.

Staak *et al.* (2011) faz a implementação, em gProms, de um modelo dinâmico rigoroso de uma coluna de destilação, com o objetivo de avaliar as demandas de alívio da pressão frente à diferentes distúrbios no sistema. No modelo, parâmetros como o tempo de resposta do sistema, diâmetro e modo de abertura das válvulas de alívio, alívio bifásico e o estado em que a coluna se encontra antes do alívio são levados em conta. Os fenômenos de gotejamento e arraste de líquido na coluna também foram implementados no modelo, para uma simulação mais adequada da realidade. Experimentos foram feitos em uma coluna piloto para comparação dos resultados, e estes mostraram uma boa concordância com os do modelo.

De acordo com Luyben (2012) o tempo de resposta do sistema, em relação a distúrbios, é essencial para o dimensionamento correto do sistema de alívio. Porém, modelos dinâmicos básicos utilizados para estudos relacionados à segurança não descrevem a dinâmica real do processo. Portanto foi proposto um modelo, para comparação direta com um modelo básico, em Aspen Dynamics, de um sistema de destilação, que leva em conta rigorosamente a dinâmica dos equipamentos auxiliares. Analisando-se os resultados obtidos é possível concluir que quando distúrbios são aplicados ao sistema, como perda de fluido de resfriamento e aumento repentino de calor no sistema, o modelo básico não é capaz de prever adequadamente as mudanças rápidas de pressão no sistema.

Wilkins e Smith (2013) realizam a simulação dinâmica de um sistema de múltiplas colunas de destilação com o intuito de determinar a quantidade de material aliviado, para um sistema de tocha, pelas PSVs do sistema. Foi simulada a perda simultânea de fluido de resfriamento em todos os equipamentos do sistema e, a seguir, uma análise de sensibilidade foi feita para se avaliar a influência de diferentes níveis de líquido no interior das colunas, na quantidade de fluido aliviado. Os resultados indicaram que as mudanças nos níveis de líquido podem afetar o tempo inicial, a duração dos alívios e a quantidade de fluido aliviado.

3 Metodologia e Estudo de caso

Com base nos trabalhos discutidos na seção 2.5, uma metodologia, que tem como objetivo descrever o comportamento dinâmico de diversas configurações de válvulas de segurança, é aplicada a uma unidade de destilação, quando distúrbios no sistema afetam a pressão no interior da coluna.

Nas seções que seguem este capítulo são apresentados e discutidos os detalhes da metodologia e de sua aplicação na unidade de destilação escolhida.

3.1 Descrição da unidade e desenvolvimento de modelo estático

A primeira etapa a ser seguida, para que a metodologia possa ser implementada com sucesso, é a construção de um modelo estático que descreve adequadamente a unidade. Para que isto seja possível, o modelo deve ser baseado em documentos que fornecem dados precisos das condições do processo e dos equipamentos que compõem a mesma. Neste caso, o modelo utilizado foi adaptado de Lyben (2006), onde todas as informações sobre a unidade estão contidas. Esta etapa se faz necessária pois alguns softwares, como o Aspen Dynamics V7.2, que é utilizado neste trabalho, recomendam a construção do modelo estático para que a simulação dinâmica possa ser realizada corretamente.

A unidade escolhida para o estudo é uma coluna de destilação que separa uma corrente binária de alimentação, composta por 40 mol% de propano e 60 mol% de isobutano, em duas correntes: a de topo, rica em propano (componente mais leve), e a de fundo, rica em isobutano (componente mais pesado). A separação deve ser feita de tal modo que as frações molares de isobutano na corrente de destilado e de propano na corrente de fundo sejam de 0,02 e 0,01 respectivamente.

A coluna conta com 32 estágios de equilíbrio, sendo que, por convenção do software, o primeiro e o último são respectivamente condensador (total) e refeedor (parcial). A coluna dispõe, portanto, de 30 pratos para realizar a separação. A pressão no condensador, que corresponde à pressão de operação da coluna, é de 16,8 atm, e uma queda de pressão de 0,0068 atm por prato é fixada.

A corrente de alimentação é introduzida no estágio 14 da coluna, a uma vazão de 3600 kmol/h, 48,85°C e 16,88 atm. É importante que a pressão desta corrente coincida exatamente com a pressão do estágio de alimentação, para que não ocorram discrepâncias durante a posterior simulação dinâmica.

Para que seja possível atender às especificações dos produtos de topo e fundo, os valores da vazão de destilado e razão de refluxo são fixados em 1447,2 kmol/h e 3,46 respectivamente.

Para a simulação do modelo estático da unidade foi utilizado o software Aspen Plus V7.2. O bloco “RadFrac”, que simula rigorosamente processos de destilação por estágios de equilíbrio, foi escolhido para representar a dinâmica da coluna.

Em função da boa descrição das relações de equilíbrio líquido-vapor da maioria das misturas compostas por hidrocarbonetos, o modelo termodinâmico de Chao-Seader foi selecionado para o modelo.

3.1.1 Transição do modelo estático para o dinâmico

Antes de exportar a simulação do modelo estático para o Aspen Dynamics “*pressure-driven*”, é necessária a introdução de bombas e válvulas de controle, que fornecem a perda de carga às correntes do sistema. Este procedimento é fundamental para a posterior configuração dos controladores de nível do vaso de condensado e de líquido de fundo da coluna. “*Pressure-driven*” é um módulo do software onde a dinâmica da pressão no sistema é rigorosamente simulada. É necessário também especificar as dimensões da coluna e de seus equipamentos auxiliares.

Tendo isto em vista, foram adicionadas válvulas de controle em cada uma das correntes e bombas nas correntes de destilado e produto de fundo, como mostra a Figura 3.1. Cada uma das bombas fornece um acréscimo de 6 atm entre sucção e descarga, e cada válvula ocasiona uma perda de carga de aproximadamente 3 atm. É necessário tomar cuidado para que a adição da válvula na corrente de alimentação não afete a pressão com que a corrente alimenta a torre.

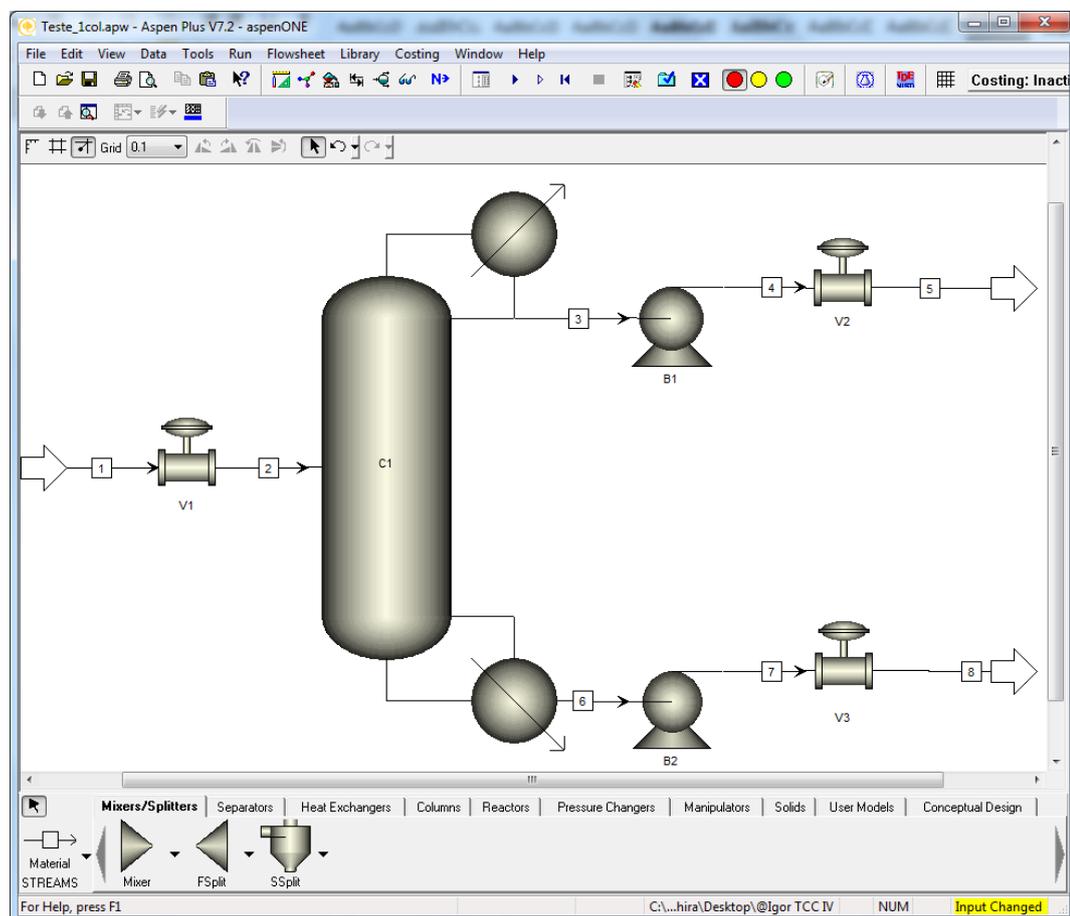


Figura 3.1: Fluxograma do modelo estático feito em Aspen Plus.

O diâmetro da coluna (5,91 m) foi obtido utilizando-se a função “*tray sizing*” do software, especificando-se pratos valvulados e de dois passes.

O dimensionamento do vaso de condensado e de fundo da coluna é feito de modo a garantir que cada um destes possa acumular um volume de líquido que corresponde à sua vazão de projeto por um período de 10 minutos. Para o vaso de condensado esta vazão é a soma das correntes de refluxo e destilado. Para o fundo da coluna, é a vazão de

líquido, proveniente do último prato, entrando no refeedor. Os volumes necessários para o vaso de condensado e fundo da coluna são $106,9 \text{ m}^3$ e $206,3 \text{ m}^3$ respectivamente. Assumindo uma razão diâmetro para comprimento de 2 para 1, o vaso de condensado tem 4,08 m de diâmetro e 8,16 m de comprimento, e o fundo da coluna tem 5,08 m de diâmetro e 10,16 m de comprimento.

3.2 Desenvolvimento do modelo dinâmico e realização das simulações

Uma vez corroborados os resultados do modelo estático, este pode ser transportado para o software de simulação dinâmica, Aspen Dynamics V7.2, onde o comportamento do sistema e funcionamento das válvulas de segurança podem ser observados em relação ao tempo.

3.2.1 Configuração do sistema de controle da coluna

Para que fosse possível a realização dos distúrbios desejados na unidade, a fim de avaliar suas consequências na dinâmica do processo e também no sistema de alívio, controladores de nível e pressão foram configurados.

O controle de pressão da coluna é configurado automaticamente pelo próprio software e é realizado pela manipulação da carga térmica do condensador. Os controladores dos níveis de fundo da coluna e vaso de condensado, que foram adicionados manualmente, manipulam as vazões das correntes de fundo e destilado respectivamente.

3.2.2 Adição da válvula de segurança e determinação da pressão de abertura

O bloco “PSV2”, que simula uma válvula de alívio contra pressão e permite a configuração de parâmetros como tamanho, tipo (convencional ou balanceada), pressão e características de abertura, é adicionado ao modelo.

A Figura 3.2 mostra o fluxograma montado, no Aspen Dynamics, após a adição das válvulas de controle, bombas e válvula de segurança.

Como sugere a norma API 520, a pressão de abertura de dispositivos de segurança deve coincidir com a pressão máxima de trabalho admissível (PMTA), que corresponde ao maior valor de pressão com que o vaso consegue operar com segurança, e que é uma condição dependente das características mecânicas de projeto do mesmo. O vaso deve ser projetado de modo que consiga suportar eventuais oscilações na pressão durante a operação normal do processo e, portanto, deverá haver uma margem de segurança entre este valor e a PMTA.

Baseado nisto foi escolhido o valor de 21 atm para a PMTA e, por consequência, pressão de abertura da válvula de segurança. Este valor corresponde a uma margem de segurança de 25% em relação à pressão normal de operação da coluna (16,8 atm).

Além da pressão de abertura da válvula, foram configurados os seguintes parâmetros no bloco “PSV2”: característica de abertura rápida, cálculo para fluido compressível, tipo de válvula convencional e histerese.

A Figura 3.3 mostra os valores especificados para a configuração da histerese no bloco “PSV2”.

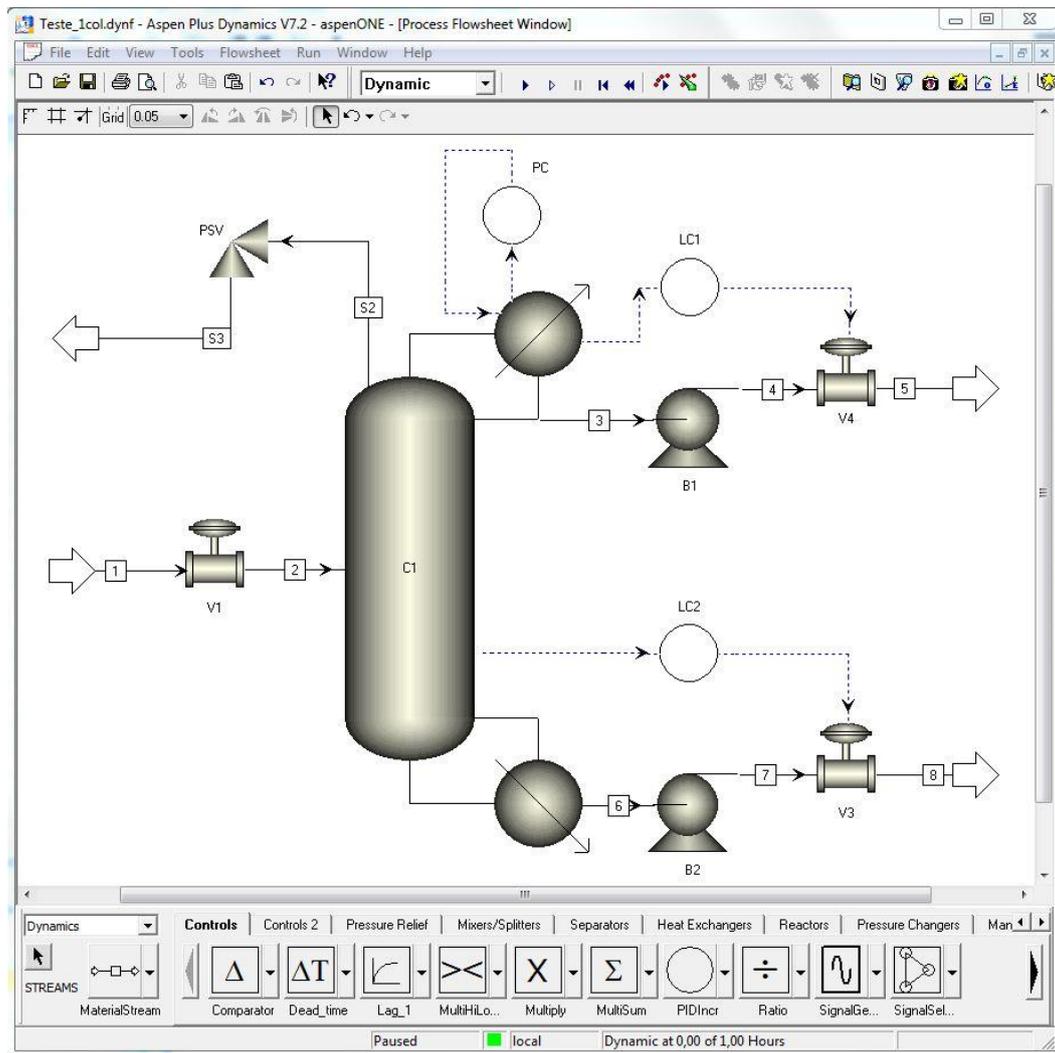


Figura 3.2: Fluxograma do modelo dinâmico feito em Aspen Dynamics.

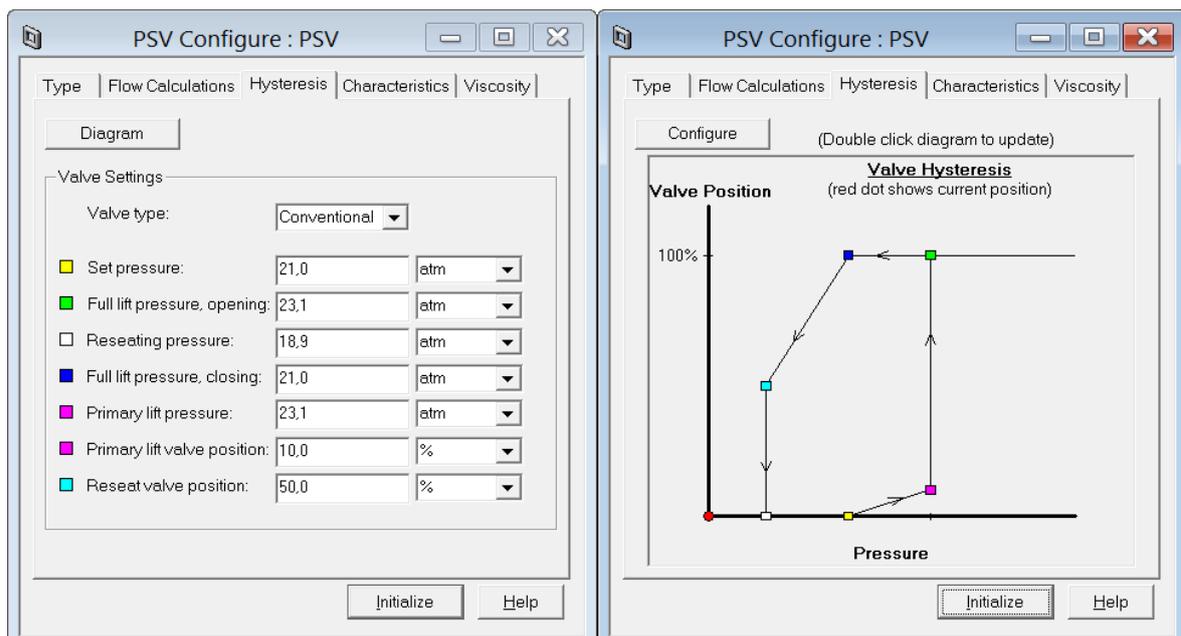


Figura 3.3: Configuração da histerese da PSV.

3.2.3 Determinação da contrapressão

Para a correta simulação do dispositivo de segurança foi preciso fixar a pressão na linha de descarga, que representa a contrapressão atuante na válvula. A contrapressão é fator crucial para o dimensionamento do dispositivo de segurança, uma vez que tem influência direta na dinâmica da pressão do processo, e por consequência nas demandas de alívio do sistema. Em uma situação real a contrapressão é imposta pelo sistema de tocha da planta onde será instalada a válvula, não podendo, portanto, ser escolhida pelo projetista do dispositivo. Como esta unidade não dispõe de um sistema de equipamentos a jusante da válvula, foi feita uma análise de sensibilidade para se determinar a influência do valor da contrapressão nas condições de alívio.

Primeiramente, foi escolhida a válvula convencional de orifício “T” da norma API 526, cujos diâmetros do bocal de entrada, garganta e bocal de saída são 8, 5,75 e 10 in respectivamente. A escolha preliminar deste tamanho de dispositivo foi feita com base nas altas pressão e vazão de operação da coluna. Este tamanho de válvula foi mantido durante todos os testes para eliminar o efeito do tamanho da válvula nos resultados.

O aumento de pressão no sistema, para que a válvula pudesse ser acionada, foi feito pela simulação de perda total da água de resfriamento (AR) do condensador, que foi considerado como o pior cenário de falha, entre os testados. No instante $t = 1h$ a simulação foi pausada, o modo do controlador de pressão da coluna foi posto em manual e o valor do sinal de saída, que controla a taxa de calor removida no condensador, foi alterado para zero. O cenário de perda de AR foi mantido durante todos os testes para eliminar o efeito dos distúrbios nos resultados.

Este mesmo procedimento foi repetido para as pressões de 1,0 à 3,6 atm, com um intervalo de 0,2 entre as pressões.

3.2.4 Determinação do pior cenário de falha possível

Fixada a contrapressão atuante na válvula em 1,8 atm, foi possível perceber que, para o cenário de perda total de AR no condensador, o tamanho de válvula escolhido não foi capaz de impedir o aumento de pressão na coluna até um valor acima dos 10% de sobrepressão permitidos. Por este motivo um tamanho maior de válvula foi utilizado para a determinação do pior cenário de falha possível.

Para a realização dos testes, foi utilizada uma válvula de orifício “W”, fabricada pela Crosby, cujos diâmetros do bocal de entrada, garganta e bocal de saída são 12, 9,36 e 16 in respectivamente. Segundo a folha de dados técnicos da válvula (Pentair, 2013), os dispositivos Crosby JB de grande orifício, são consideradas como uma extensão dos tamanhos existentes na norma API 526 (2002).

Nenhum outro parâmetro além do tamanho da válvula foi alterado, e durante a realização dos testes todos foram mantidos fixos.

O primeiro cenário avaliado foi o de aumento, em 100%, da carga térmica do refeedor. Em uma situação real, este cenário pode ser ocasionado pela falha da válvula que manipula a vazão de fluido de aquecimento do mesmo. Como, na simulação, a carga térmica do refeedor é fixa, e igual a $6,47 \cdot 10^6$ cal/s, seu valor, representado pela variável “QRebR”, pode ser alterado diretamente para o valor de $1,29 \cdot 10^7$ cal/s. Esta alteração foi feita, com a simulação pausada, no tempo $t = 1h$. A simulação foi repetida, do mesmo

modo, mas pondo-se modo do controlador de pressão em manual, para que a remoção de calor no condensador fosse mantida constante, para os valores de 1,25, 1,5, 1,75 e 2 vezes a carga térmica do refeedor.

A fim de se avaliar a influência do controle de pressão na dinâmica do processo foi feita uma análise de sensibilidade variando-se o ganho do controlador. No tempo $t = 1h$ a simulação foi pausada e o valor do ganho foi diminuído para 18 %/%, valor correspondente à 90% do valor original. O procedimento para o aumento em 100% da carga térmica do reboiler foi aplicado. Este mesmo processo foi repetido para os valores de 80, 70 e 60% do valor original. Valores menores não foram suportados pelo software (falha no integrador).

O próximo distúrbio avaliado foi o aumento da fração molar do componente mais leve (propano) na corrente de alimentação. No tempo $t = 1h$ a simulação é pausada e o valor da fração molar de propano é aumentado para 0,6. Para compensar este aumento, o valor da fração molar de isobutano foi diminuído de modo que a soma das frações fosse igual a 1. Este procedimento foi repetido para as frações molares de 0,7, 0,8 e 1,0 de propano. O mesmo procedimento foi repetido, para os mesmos valores, pondo-se o modo do controlador de pressão em manual.

Para simulação de perda de AR no condensador, o mesmo procedimento descrito na seção 3.2.3 foi adotado, mas desta vez com os sinais de saída equivalentes a 25, 50, 75 e 100% abaixo do valor normal de operação.

A seguir a avaliação do efeito, na dinâmica do processos, do nível de líquido presente no vaso de condensado, quando este sofre perda total de AR no condensador, foi realizada. Antes de iniciar a simulação, o set-point do controlador de nível do vaso de condensado foi alterado manualmente para 0,1 m, no caso do nível baixo. A simulação foi iniciada e esperou-se até que o nível de líquido no vaso atingisse o nível desejado. Neste instante o procedimento para perda total de AR no condensador foi aplicado. A mesma metodologia foi repetida para a simulação dos níveis médio e alto de líquido, onde os set-points foram ajustados para 2,04 e 4 m, respectivamente.

De modo semelhante, o efeito dos níveis alto, médio e baixo de líquido no fundo da coluna foram avaliados. O set-point do controlador de nível de fundo da coluna foi manipulado para os valores 1, 6,35 e 12 m para simular os níveis baixo, médio e alto respectivamente. A perda total de AR no condensador foi utilizada como distúrbio no processo.

Finalmente o último distúrbio avaliado foi a combinação da perda total de AR no condensador juntamente com o aumento em 100% da carga térmica do refeedor. No tempo $t = 1h$ a simulação foi pausada e os procedimentos para os dois distúrbios foram realizados simultaneamente.

3.2.5 *Determinação do tamanho de válvula adequado*

O tamanho de válvula adequado é aquele que consegue fornecer a vazão de alívio necessária para que a pressão no interior do equipamento não ultrapasse o limite de segurança imposto por norma (10% acima da pressão de abertura escolhida para a válvula), quando o sistema é submetido ao pior cenário de falha possível.

O pior cenário de falha possível foi escolhido como sendo a perda total de água de resfriamento no condensador. O procedimento para simulação, que já foi discutido em seção anterior, é aplicado no tempo $t = 1$ h. Diversos tamanhos de válvulas foram testados, sendo que este foi o único parâmetro alterado durante os testes. A Tabela 3.1 descreve as dimensões dos dispositivos utilizados nos testes.

Tabela 3.1: Dimensões das PSV avaliadas nas simulações.

Designação	Dimensões (in)		
	Diâmetro do bocal de entrada	Diâmetro da garganta	Diâmetro do bocal de descarga
-			
D	1,0	0,370	2,0
G	0,5	0,800	3,0
L	4,0	1,906	6,0
P	4,0	2,850	6,0
Q	6,0	3,750	8,0
T	8,0	5,750	10,0
V	10,0	7,805	14,0
W	12,0	9,366	16,0

3.2.6 Determinação da característica de abertura adequada

A característica de abertura do dispositivo descreve o comportamento do fluxo de fluido em função da abertura da válvula durante o alívio. Portanto, a alteração do método de abertura implica em um diferente valor de pressão atingida no interior do equipamento.

O Aspen Dynamics disponibiliza, no bloco “PSV2”, seis diferentes métodos de abertura para a válvula de alívio. As curvas obtidas pelas equações, contidas no próprio software, que descrevem cada característica podem ser visualizadas na Figura 3.4.

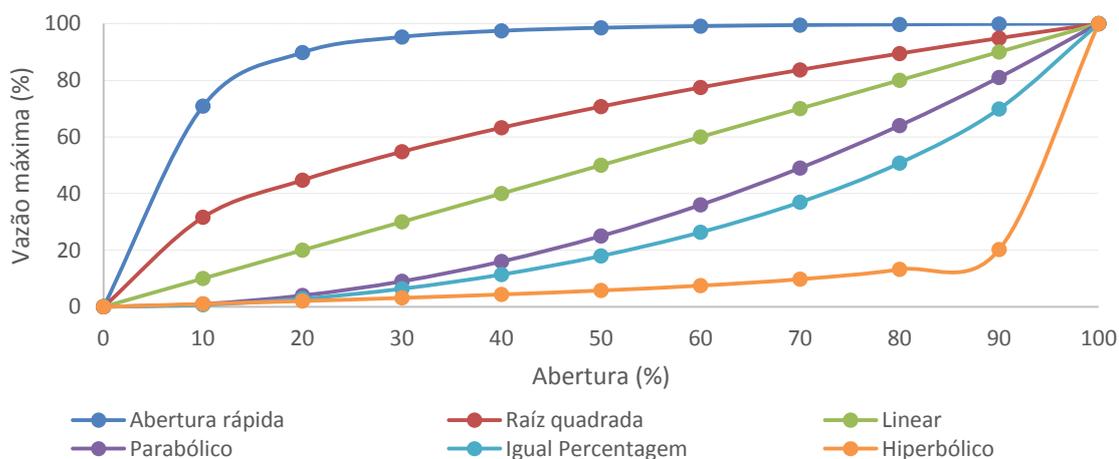


Figura 3.4: Curvas para diferentes características de abertura de válvulas.

Antes de executar a simulação, a característica de abertura foi alterada na seção “formulários”, aba “configuração”. No tempo de simulação $t = 1$ h o procedimento para perda total de AR no condensador foi aplicado. Todos os seis métodos de abertura foram avaliados.

4 Resultados

Nesta seção são apresentados e discutidos os resultados para os diferentes parâmetros de válvulas de segurança testados, com o objetivo de determinar qual a combinação, para estes parâmetros, que melhor satisfaz as demandas de alívio do sistema.

4.1 Determinação da contrapressão

A Tabela 4.1 mostra os resultados obtidos para a análise de sensibilidade feita variando-se a contrapressão atuante na PSV.

Tabela 4.1: Resultados obtidos variando-se a contrapressão atuante na PSV

Contrapressão (atm)	P _{máx} atingida (atm)	F _{máx} de alívio atingida (kg/h)	Quantidade total aliviada no 1° pico (kg)
1,00	23,04	383027	64409
1,20	23,29	385393	63272
1,40	23,44	387612	62712
1,60	23,64	390072	62787
1,80	23,88	392396	62648
2,00	24,05	394988	61577
2,20	24,20	397317	60763
2,40	24,49	400178	59950
2,60	24,65	402787	59911
2,80	24,81	405219	56373
3,00	25,09	408176	54656
3,20	25,25	410972	54666
3,40	25,43	416394	54589
3,60	25,67	417872	53263

Como pode ser observado, existe uma relação linear entre as pressões à montante e à jusante do dispositivo, (veja Figura 4.1). A equação que descreve a curva do gráfico tem coeficiente angular igual a unidade, o que indica que a queda de pressão pelo dispositivo se mantém constante.

Ao mesmo tempo em que a queda de pressão na válvula é mantida constante, uma pressão maior no interior do equipamento implica em uma maior densidade do vapor aliviado, ocasionando maior vazão pela válvula, o que torna o alívio mais rápido e o dispositivo fica menos tempo aberto, fazendo com que uma quantidade cada vez menor de fluido seja aliviado. Na Figura 4.2, são mostradas as curvas de vazão pela PSV para as contrapressões de 1 e 3,6 atm, onde é possível observar o comportamento descrito.

Pode-se concluir, portanto, que contrapressões mais altas são desfavoráveis para a segurança do processo, uma vez que permite valores de pressão mais altos no interior da coluna. Segundo a norma API 521 (2008) valores característicos de contrapressão são de

1,5 à 2,5 kgf/cm², adicionados da perda de carga da tubulação à jusante válvula. Determinou-se, portanto, o valor de 1,8 atm para a contrapressão, arbitrando-se uma queda de pressão de 0,3 atm na tubulação de descarga.

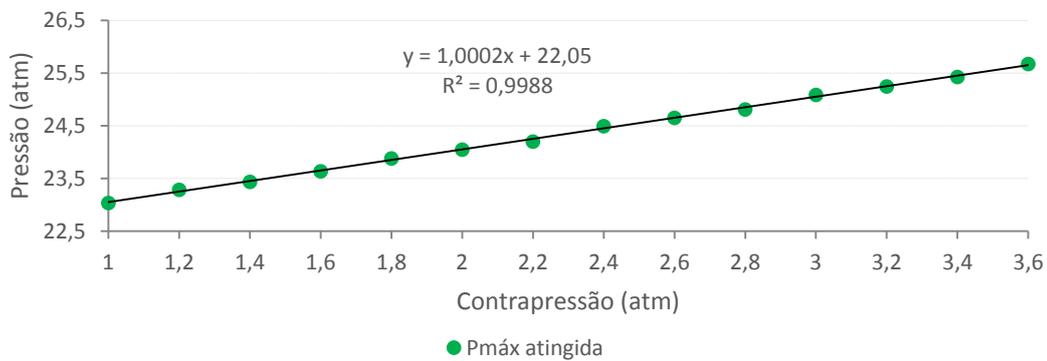


Figura 4.1: Variação das pressões à montante e à jusante do dispositivo.

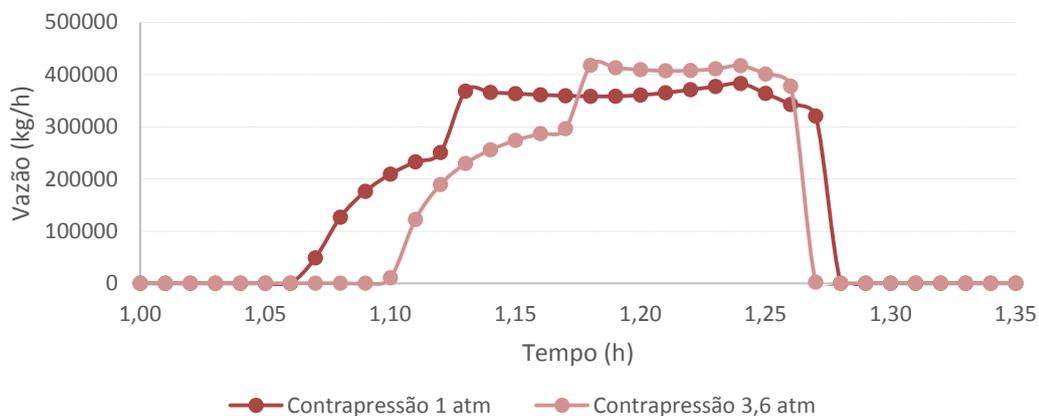


Figura 4.2: Curvas de vazão de alívio para contrapressões de 1 e 3,6 atm.

4.2 Determinação do pior cenário de falha

4.2.1 Aumento da carga térmica do refeedor

Quando a carga térmica do refeedor é subitamente dobrada de valor (em $t = 1h$), a taxa de vaporização de líquido no interior da coluna aumenta instantaneamente, fazendo com que a pressão na coluna suba de 16,8 atm, valor normal de operação em estado estacionário, até aproximadamente 19,26 atm em 0,14 h (8,4 min). Porém, o valor de pressão atingido, que corresponde a 91,71% da pressão de abertura da PSV, não é suficiente para que a válvula seja acionada, pois um aumento mais acentuado é impedido pela ação imediata do controlador de pressão da coluna, que aumenta a taxa de remoção de calor do condensador, fazendo com que a pressão baixe em direção ao valor normal de operação (aumento da vazão de AR). A Figura 4.3 mostra as repostas da pressão no sistema e ação reversa do controle de pressão da coluna após o distúrbio.

Quando o modo do controle de pressão é posto em manual, ou seja, quando a remoção de calor do condensador é mantida constante, durante o aumento da carga térmica do refeedor, a pressão atinge 22,76 atm (para o caso de 100% de aumento). Tal valor é 15,47% maior que o do caso anterior, tornando necessária a abertura da PSV, no

tempo $t = 1,06$ h, quando a pressão atinge o valor da pressão de abertura do dispositivo, como pode ser observado na Figura 4.4.

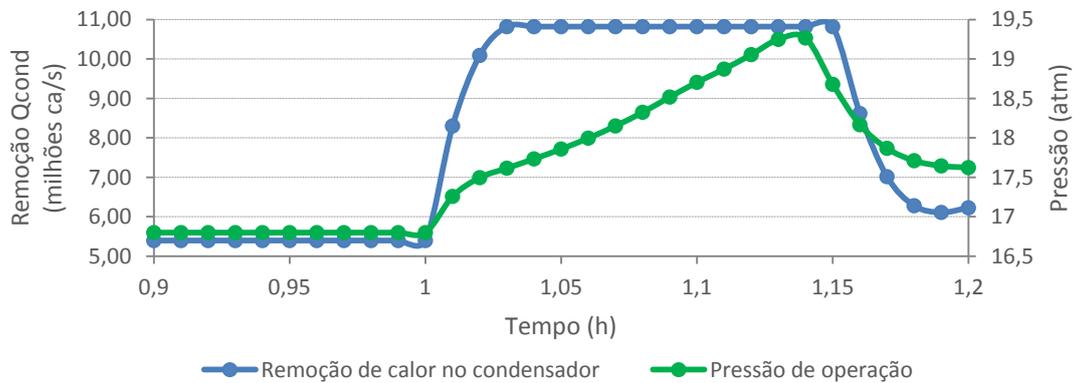


Figura 4.3: Respostas da pressão no sistema e controle de pressão após aumento em duas vezes a carga térmica do refeedor.

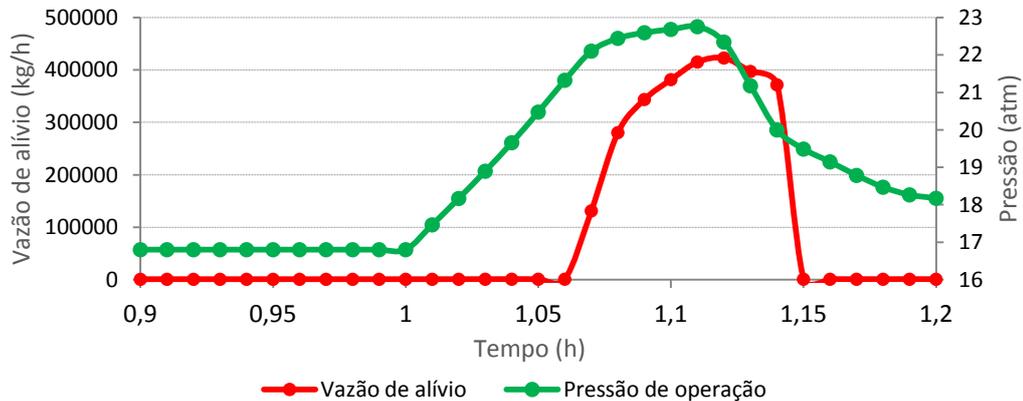


Figura 4.4: Resposta da pressão no sistema vazão de alívio após aumento em 100% da carga térmica do refeedor e controle de pressão em manual.

A Tabela 4.2 mostra os valores de pressão máxima atingida no interior da coluna, o tempo necessário para atingi-la, desde o distúrbio, e a quantidade total de fluido aliviado para diferentes valores de carga térmica do refeedor, mantida a remoção de calor no condensador constante.

Também é possível observar que a quantidade de fluido aliviado aumenta junto com a carga térmica do refeedor, que vaporiza o líquido mais rapidamente causando maior acúmulo de fluido na seção de topo da coluna e, portanto, uma pressão mais alta. Portanto tornam-se claras a importância e a necessidade da ação mitigadora de um controle de pressão bem ajustado.

De modo a avaliar a influência deste controlador na dinâmica do processo, foi feita uma análise de sensibilidade variando-se o valor do ganho do mesmo. Os resultados obtidos são mostrados na Tabela 4.3.

Pode-se perceber que as pressões máximas são atingidas ao mesmo tempo, e que uma diminuição de 40% no valor do ganho do controlador ocasiona um aumento de pressão de apenas 1,97%. Esse aumento é pequeno, pois em todos os casos avaliados a

quantidade de calor removida no condensador é igualada a quantidade de calor fornecido no refeedor, como foi mostrado anteriormente na Figura 4.3. Porém com ganhos menores, o controlador leva mais tempo para aumentar a retirada de calor, permitindo que a pressão suba um pouco mais. A Figura 4.5 mostra uma comparação entre as curvas de calor retirado no condensador para os casos de 100 e 60% do ganho original do controlador.

Tabela 4.2: Resultados do aumento da carga térmica do refeedor com controle de pressão em manual.

Aumento da carga térmica do refeedor (%)	P _{máx} atingida (atm)	Tempo p/ atingir P _{máx} (h)	Quantidade total aliviada (kg)
25%	22,13	0,28	12408
50%	22,34	0,18	17877
75%	22,56	0,14	24171
100%	22,76	0,11	26796

Tabela 4.3: Resultados para diferentes ganhos do controlador de pressão com 100% de aumento da carga térmica do refeedor.

Ganho do controlador (%/%)	P _{máx} atingida (atm)	Tempo p/ atingir P _{máx} (h)
20	19,27	0,14
18	19,32	0,13
16	19,40	0,13
14	19,51	0,13
12	19,65	0,13

4.2.2 Aumento da fração de leves na corrente de alimentação

As condições de operação da coluna, e de seus equipamentos auxiliares, são baseadas nas características da corrente de alimentação, e determinadas de modo a garantir que a separação atinja as especificações de produto desejadas. O aumento abrupto da fração molar do componente mais leve na corrente alimentada, que tem menor calor de vaporização, causa um aumento rápido de pressão no interior do equipamento, exigindo a ação imediata da malha de controle de pressão, além de alterar permanentemente as especificações dos produtos de topo e fundo.

A Tabela 4.4 mostra, para diferentes frações molares de propano na corrente de alimentação, os valores máximos de pressão atingidos, bem com o tempo necessário para atingi-la.

É possível observar que o aumento de pressão é extremamente pequeno, sendo que no pior dos casos (alimentação somente de propano), atinge somente 0,65% a mais que a pressão normal de operação, não oferecendo, portanto, risco ao processo. Isso ocorre pois o controlador de pressão, como no caso anteriormente discutido, age de modo a

impedir um contínuo aumento da mesma. Como o tempo em que a pressão atinge seu valor máximo é o mesmo para todos os casos, pode-se assumir que 0,04 h é o tempo que o sistema leva para responder à ação do controlador (que é instantânea).

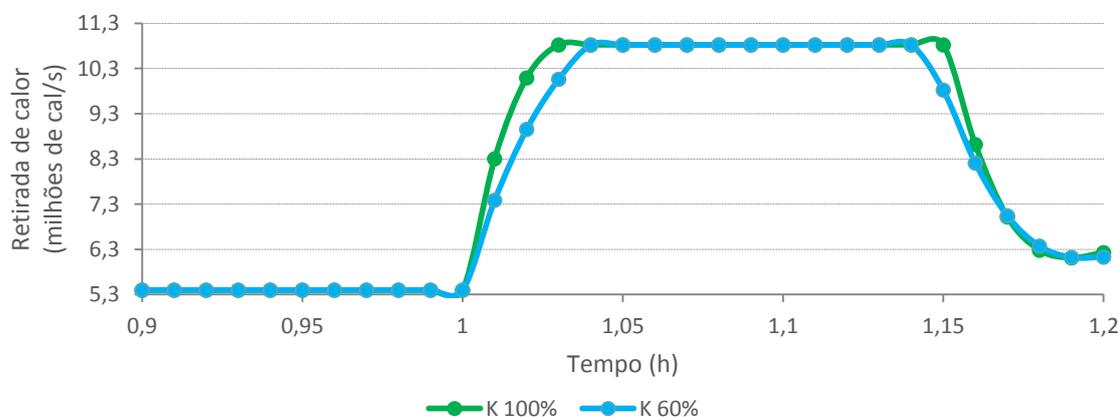


Figura 4.5: Comparação entre curvas de calor retirado para os casos de 100 e 60% do ganho original do controlador de pressão.

Tabela 4.4: Resultados do aumento da fração molar de propano na alimentação.

Fração molar de propano na alimentação	P _{máx} atingida (atm)	Tempo p/ atingir P _{máx} (h)
0,6	16,84	0,04
0,7	16,85	0,04
0,8	16,87	0,04
1,0	16,91	0,04

Mantendo-se a retirada de calor no condensador constante, pressões maiores no interior da coluna são atingidas e o dispositivo de segurança é acionado. Na Tabela 4.5, podem ser observados os resultados obtidos para as simulações com o controle de pressão em manual.

Quanto maior a fração molar de propano na alimentação, mais rápido é o aumento de pressão na coluna, uma vez que é mantida constante a carga térmica do refeedor, o que pode ser explicado pela maior facilidade de vaporização do propano, que reduz o calor de vaporização da mistura.

Tabela 4.5: Resultados do aumento da fração molar de propano na alimentação com controle de pressão em manual.

Fração molar de propano na alimentação	P _{máx} atingida (atm)	Tempo p/ atingir P _{máx} (h)	Vazão de alívio requerida (kg/h)
0,6	21,63	0,92	137
0,7	21,50	0,73	128
0,8	21,45	0,62	119
1,0	21,61	0,5	128

4.2.3 Perda de AR do condensador

A diminuição da vazão de AR, que é responsável pela retirada de calor da corrente de topo da coluna, reduz a taxa de condensação do vapor, causando o acúmulo deste no vaso de condensado e na seção superior da coluna, fazendo com que a pressão aumente rapidamente.

A Tabela 4.6 mostra os resultados obtidos para as simulações de quatro vazões diferentes de AR.

Tabela 4.6: Resultados da perda da vazão de AR no condensador.

Perda da vazão de AR (%)	P _{máx} atingida (atm)	Tempo p/ atingir P _{máx} (h)	Vazão de alívio requerida (kg/h)
25	22,08	0,39	20652
50	22,25	0,32	40746
75	22,44	0,27	50090
100	22,68	0,24	60458

É possível observar que quanto maior é a perda de AR, maior e mais rápido é o aumento de pressão no sistema. Para o caso de perda total, a condensação não é mais realizada e, todo o vapor gerado pelo refeedor é acumulado no interior dos equipamentos, fazendo com que a válvula de segurança precise ser acionada mais rapidamente e alivie uma quantidade maior de fluido. Estas consequências no sistema faz com que a perda total de AR seja o pior cenário de falha entre os casos avaliados.

4.2.4 Níveis de líquido nos vasos de condensado e de fundo

Na seção anterior pode ser observado que a perda total de água de resfriamento no condensador ocasiona um grande aumento de pressão no sistema em um curto espaço de tempo, quando níveis normais (médios) de líquido no vaso de condensado e fundo da coluna estão presentes. Com o intuito de verificar se uma situação mais severa pode ser imposta ao sistema, os níveis de líquido de fundo da coluna e do condensador foram variados em combinação com a situação de perda total de AR. Os resultados são mostrados na Tabela 4.7.

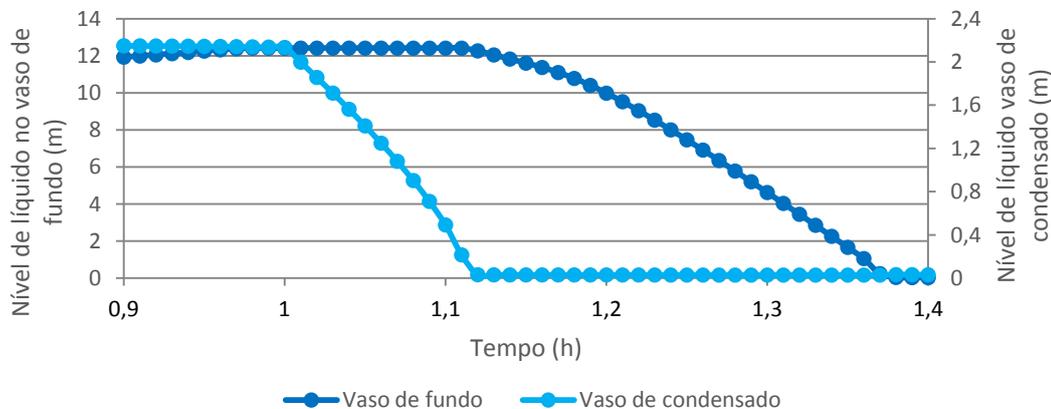
Quando o nível do vaso de condensado é baixo, a malha de controle interrompe a vazão da corrente de destilado, mantendo o refluxo constante, de modo a acumular líquido e retomar o nível normal de operação. Porém quando a condensação é interrompida, não há mais líquido entrando no vaso e, conseqüentemente, a vazão de refluxo, que agia de modo a retardar o aumento de pressão no sistema, condensando parte do vapor no interior da coluna, não consegue ser mantida por muito tempo, fazendo com que valores mais altos de pressão sejam atingidos mais rapidamente. Variando apenas o nível de líquido no fundo da coluna, esta diferença no tempo de abertura da PSV não deve ser observada.

Tabela 4.7: Resultados das simulações para diferentes níveis de líquido nos vasos de fundo e de condensado (perda total de AR).

	Vaso de condensado			Vaso de fundo		
	Baixo (0,1m)	Médio (2,04m)	Alto (4,0m)	Baixo (1m)	Médio (6,35m)	Alto (12m)
P_{máx} atingida (atm)	22,70	22,68	22,60	22,46	22,68	22,72
Tempo até abertura da PSV (h)	0,07	0,08	0,09	0,08	0,08	0,08
Vazão de alívio requerida (kg/h)	46663	60458	84857	23524	60458	109329

A diferença entre as pressões atingidas para os diferentes níveis do vaso de fundo da coluna varia muito pouco e, portanto, pode ser desconsiderada.

A maior diferença está na quantidade de fluido aliviado, sendo esta muito maior quando o nível de líquido é alto, em ambos os vasos. Como o calor do refeedor não é interrompido, a pressão no sistema continua aumentando até que toda a quantidade de fluido no interior do sistema seja vaporizada, como pode ser visto na Figura 4.6, para o caso de nível alto de líquido no fundo da coluna (pior cenário).

**Figura 4.6:** Variação dos níveis dos vasos de condensado e fundo para o caso de nível alto no vaso de fundo.

4.2.5 Aumento em 100% da carga térmica do refeedor em combinação com perda total de AR no condensador

Aumentando-se os níveis de líquido nos vasos de fundo e de condensado da coluna, foi possível ocasionar um grande aumento na quantidade total de fluido aliviado. Porém pouca variação ocorreu na pressão máxima atingida. Em uma tentativa de ocasionar uma sobrepressão de mais de 10% da pressão de abertura, foi simulado o cenário de perda total de AR no condensador combinado com o aumento em 100% da carga térmica do refeedor.

A Figura 4.7 mostra as curvas de pressão e vazão de alívio obtidas da combinação dos dois distúrbios.

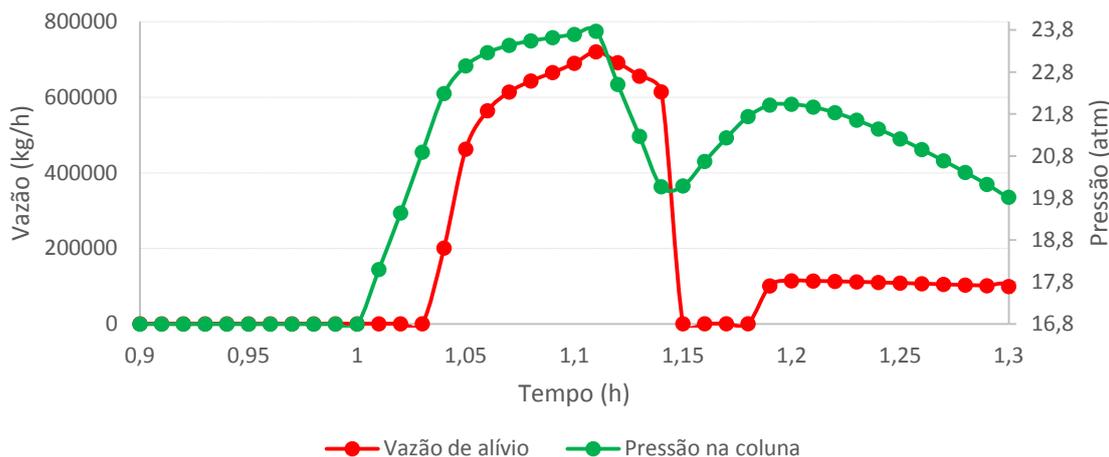


Figura 4.7: Curvas de pressão na coluna e vazão de alívio obtidas pela combinação de perda total de AR no condensador e aumento em 100% da carga térmica do refeedor.

O aumento da taxa de vaporização de líquido combinado com a perda da capacidade de condensação do vapor ocasiona um aumento extremamente rápido da pressão, exigindo a abertura da PSV em apenas 0,03 h após ocorrido o distúrbio. A pressão atinge o valor máximo de 23,77 atm, ultrapassando o limite permitido em 2,9%. A vazão pelo dispositivo chega a atingir aproximadamente 720.000 kg/h e permanece aberto por apenas 0,12 h, aliviando mais de 64 t de fluido de processo.

Apesar de os cenários avaliados nas seções 4.2.4 e 4.2.5 ocasionarem condições mais severas no processo que somente a perda total de AR no condensador, o acontecimento simultâneo de duas situações não relacionadas é necessário e, portanto, muito improvável. Por este motivo não são considerados como cenários para dimensionamento do dispositivo. Porém, pode-se perceber que cenários mais críticos não ocasionaram condições muito mais severas de pressão, sendo portanto a perda total de AR no condensador o cenário escolhido como o pior cenário de falha.

4.3 Determinação do tamanho de válvula adequado

Uma vez conhecido o pior cenário de falha possível, pode-se determinar qual tamanho de válvula consegue fornecer a vazão mínima de alívio necessária para que a pressão no sistema não atinja valores acima do permitido (10% acima da pressão de abertura).

A Tabela 4.8 mostra os valores de pressão máxima atingida, bem como as vazões aliviadas pelas válvulas. Como as simulações para as válvulas de designações D, G, L e P foram interrompidas no tempo $t = 1,11$ h (falha no método de integração do simulador), as pressões das demais válvulas também foram avaliadas neste tempo.

Baseando-se nos valores de pressão atingida no tempo $t = 1,11$ h, é possível observar que, como esperado, quanto maior a válvula, menor a pressão atingida. Isto é explicado pelo fato de que um orifício mais largo permite uma maior vazão pelo dispositivo e um menor acúmulo de vapor dentro do equipamento.

Os valores de pressão máxima atingida para as válvulas Q e T estão acima do valor máximo permitido de 23,1 atm e, portanto, não podem ser utilizados. Infere-se que as

pressões máximas atingidas para os dispositivos menores que o Q também são mais altas que 23,1 atm.

Tabela 4.8: Resultados obtidos para os diferentes tamanhos de válvula avaliados.

Designação	Pressão no tempo 1,11h (atm)	P _{máx} atingida (atm)	Vazão de alívio requerida (kg/h)
D	24,49	-	-
G	24,46	-	-
L	24,31	-	-
P	24,10	-	-
Q	23,89	29,57	61553
T	23,30	23,88	62645
V	22,78	23,12	61727
W	22,51	22,68	60458

A válvula V permite que a pressão atinja o valor de 23,12 atm, que é apenas 0,08% acima da pressão limite. A vazão aliviada por este dispositivo pode, portanto, ser considerada como a vazão mínima requerida para manter a pressão abaixo do limite. Porém, este é um caso limite e não oferece nenhuma margem de segurança, caso a perda total de AR aconteça.

Portanto um tamanho de válvula maior (W) foi escolhido como sendo o tamanho adequado. Para este caso a pressão máxima atingida equivale à 98,2% da pressão limite.

4.4 Determinação do método de abertura adequado

Variando-se o método de abertura do dispositivo de segurança, obtém-se uma grande variação nas características de alívio. A Tabela 4.9 mostra os resultados obtidos quando a abertura é definida por seis tipos de equações diferentes.

O método de abertura rápida permite uma grande vazão de fluido para uma pequena abertura da válvula, impedindo um grande acúmulo de vapor e, garantindo que a pressão na coluna possa ser aliviada assim que atinge o valor de abertura do dispositivo.

A característica hiperbólica de abertura, ao contrário da abertura rápida, mantém uma vazão pequena pela válvula até que esta esteja, aproximadamente, 90% aberta. Este comportamento permite que grande quantidade de vapor se acumule no interior da coluna atingindo um valor mais alto de pressão. Acima de 90% de abertura, uma grande vazão é aliviada, e a pressão cai rapidamente, fazendo com que a válvula se feche. Porém o fluxo não é suficiente para aliviar todo fluido acumulado e impedir que a pressão volte a subir, sendo necessário um novo ciclo de abertura, quase da mesma magnitude.

No método linear, a vazão máxima é proporcional à abertura da válvula. Uma vez atingida a pressão de abertura total, de 23,1 atm, o dispositivo abre completamente e a vazão máxima pela válvula é atingida. Porém, como acontece com o método hiperbólico,

devido à grande vazão, a pressão cai rapidamente, o dispositivo fecha prematuramente e necessita ser aberto novamente

Tabela 4.9: Resultados obtidos para diferentes métodos de abertura da PSV.

Método de abertura	P _{máx} atingida (atm)	F _{máx} atingida (kg/h)	Total aliviado (kg)
Abertura rápida	22,68	398874	60458
Raiz quadrada	23,77	950770	50265
Linear	23,47	984727	59810
Parabólico	23,66	938680	61347
Igual percentagem	23,67	927024	61553
Hiperbólico	23,65	668092	61761

Uma comparação entre as curvas de vazão de alívio obtidas para destes 3 métodos é feita na Figura 4.8.

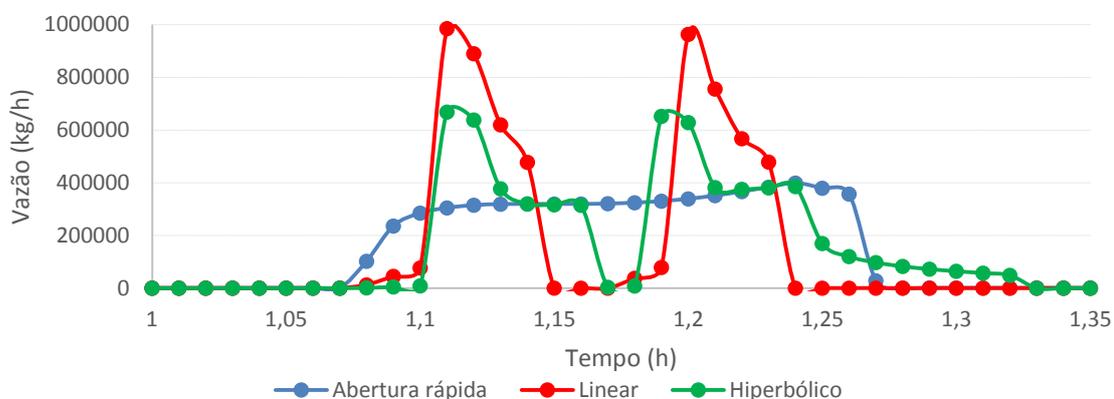


Figura 4.8: Curvas de vazão de alívio para diferentes métodos de abertura da PSV.

As curvas de pressão no interior da coluna são comparadas na Figura 4.9, onde é possível observar que, apesar de menor, o valor da pressão máxima atingida no método de abertura rápida se mantém elevado por um maior período de tempo. Este comportamento não causa oscilações na pressão do sistema e, portanto, não necessita de mais de um ciclo de abertura da válvula.

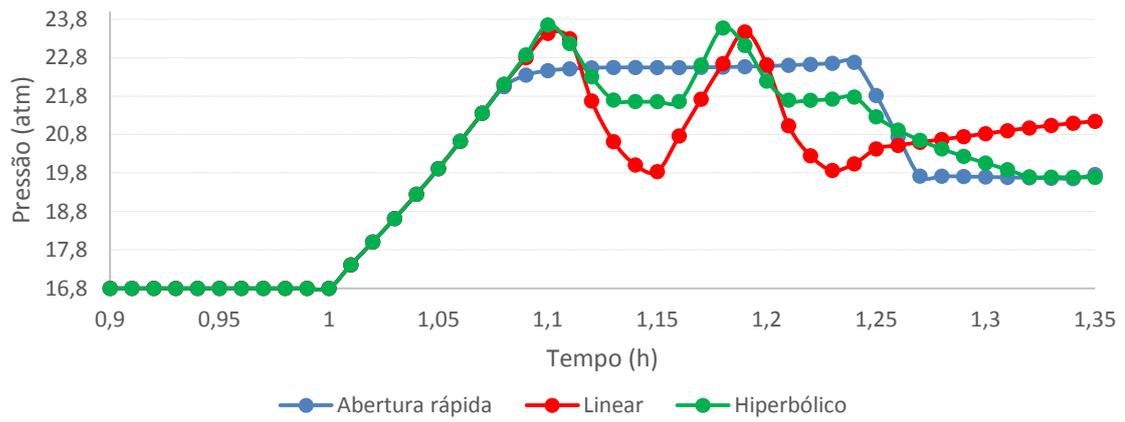


Figura 4.9: Curvas de pressão no interior da coluna para diferentes métodos de abertura da PSV.

5 Conclusões e Trabalhos Futuros

A utilização de simulação dinâmica, como ferramenta para dimensionamento e determinação das características adequadas para dispositivos de segurança, mostrou-se muito eficiente e poderosa em comparação com os métodos tradicionais baseados em heurísticas e conhecimentos práticos. O modelo construído forneceu informações detalhadas das condições do processo ao longo do tempo, permitindo melhor entendimento da dinâmica do mesmo.

Fazendo-se uma análise de sensibilidade para determinação da contrapressão atuante na válvula, pode-se concluir que esta tem enorme influência na dinâmica de alívio da coluna. Embora a contrapressão não seja um parâmetro a ser determinado pelo projetista do dispositivo, pois é imposto pelo sistema de *flare* da unidade, um cuidado especial deve ser tomado quanto ao tipo de válvula a ser instalada e o sistema à jusante do dispositivo, pois variações na contrapressão podem ocorrer.

Realizando-se distúrbios no sistema pode-se observar detalhadamente a resposta de diferentes variáveis ao longo do tempo e, portanto, compreender melhor a cadeia de acontecimentos que leva a uma situação de sobrepressão no interior do equipamento. Pode ser observado também a importância de se ter um sistema de controle de pressão bem ajustado às características do processo, pois, quando em funcionamento, este responde rápido às oscilações nas condições de processo impedindo que um grande aumento de pressão aconteça.

O aumento da carga térmica do refeedor aumenta a taxa de vaporização de líquido no interior da coluna, causando o acúmulo de vapor e por consequência o aumento da pressão no sistema. Um aumento maior é impedido pela ação imediata do controle de pressão que aumenta imediatamente a taxa de remoção de calor no condensador. Sem este, pressões maiores conseguem ser atingidas mais rapidamente e, o dispositivo de segurança precisa entrar em ação, aliviando uma quantidade de fluido que é maior quanto mais intenso é o distúrbio.

O aumento da fração de propano na corrente de alimentação causa um aumento de pressão quase imperceptível na coluna, independentemente da intensidade do distúrbio, graças ao controle de pressão. Porém, mesmo sem a ação preventiva deste, o aumento de pressão no sistema só foi capaz de atingir valores na ordem de 1% acima da pressão de abertura da válvula, sendo a ação desta praticamente desnecessária.

A perda de água de resfriamento no condensador causa um grande impacto nas condições de pressão do sistema. No caso de 100% de perda, a condensação é completamente interrompida, fazendo com que todo o vapor gerado pelo refeedor, que tem carga térmica constante, se acumule na seção de topo da coluna causando um grande e rápido aumento de pressão, e exigindo que uma quantidade de aproximadamente 60 t de fluido seja aliviada.

Variando-se os níveis de líquido nos vasos de condensado e fundo da coluna verificou-se que o cenário de perda total de AR no condensador pode ser piorado. Com o nível de líquido alto no vaso de fundo da coluna uma quantidade aliviada da ordem de 100 t de fluido foi atingida.

A combinação de perda total de AR no condensador com o de aumento em 100% da carga térmica do condensador foi o único cenário que conseguiu ocasionar uma sobrepressão maior de 10%.

Porém, estes dois últimos cenários são situações em que dois incidentes não relacionados acontecem simultaneamente e, portanto, são altamente improváveis, não sendo parâmetros para dimensionamento. Portanto a perda total de AR no condensador foi considerada com o pior cenário de falha possível, entre os cenários simulados.

Testando-se alguns dos diversos tamanho de válvulas especificados pela norma API 526, para a situação de perda de AR no condensador foi possível concluir que nem o maior deles (designação T) é capaz de impedir que a pressão ultrapasse os 10% de sobrepressão permitidos, sendo portanto, necessário buscar um tamanho maior de válvula de algum fabricante. Um dispositivo de largo orifício, de designação W, da Crosby foi necessário para atender às demandas de alívio do sistema.

Por fim, foram testados diversas características de abertura para a válvula. Entre elas, o método de abertura rápida, que permite uma grande vazão para pequenas aberturas de válvula, mostrou-se o mais eficiente, pois alivia o vapor gerado rapidamente e, impede que um acúmulo de fluido aconteça. Assim menores valores de pressão (na coluna) e vazão (na válvula) máximas são atingidos.

Este trabalho mostrou que é possível a evolução e inovação dos métodos de dimensionamento de dispositivos de segurança mesmo com a construção de um modelo simples da unidade, e que todas as ferramentas necessárias já estão disponíveis para fazê-lo.

5.1 Trabalhos futuros

Apesar de o modelo construído representar de forma satisfatória a dinâmica da unidade escolhida, este pode ser ainda mais desenvolvido. O bloco "RadFrac" padrão do Aspen Plus não conta com a dinâmica dos trocadores de calor. Portanto é sugerida a construção de um modelo com condensador e refeedor externos de modo que a dinâmica destes vasos possa ser devidamente simulada.

Outro tópico que pode ser desenvolvido é a adição de um sistema à jusante da válvula de segurança para simulação dos efeitos dinâmicos de contrapressões variáveis. A válvula do tipo balanceada poderá ser testada e comparada à do tipo convencional.

Sugere-se, também, a aplicação desta metodologia em unidades com mais de uma coluna de destilação e dispositivo de segurança. As consequências dos distúrbios causados em uma coluna podem ser observados em outra, ou o mesmo distúrbio pode ser induzido simultaneamente em todas as colunas e a quantidade total de fluido aliviado pode ser monitorada.

Visto que esta metodologia não possui restrições quanto ao tipo de equipamento na qual é aplicada, sugere-se fortemente que ela seja utilizada para o estudo de outras operações unitárias tais como sistemas com reação, destilação e reciclo.

6 Referências

API 520 Recommended practice for Sizing, Selection, and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries Part I – Sizing and Selection. v.7, 2000.

API 521 Pressure-relieving and Depressuring Systems. v.5, 2008.

API 526 Flanged Steel Pressure Relief Valves. v.5, 2002.

ASME Boiler and Pressure Vessel Section VIII – Division 1 Rules for Construction of Pressure Vessels, 2004.

CAN, Ü. et al. Simulation and experimental analysis of operational failures in a distillation column. Separation and Purification Technology, v. 29, n. 2, p. 163-170, 2002.

KISTER, H. Z. Distillation Design. New York: McGraw-Hill Inc., 1992. 710 p.

KISTER, H. Z. Distillation Operation. New York: McGraw-Hill Inc., 1990. 729 p.

LABOVSKÝ, J. et al. Model-based HAZOP study of a real MTBE plant. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, v. 20, n. 3, p. 230-237, 2007.

LUYBEN, W. L. Rigorous dynamic models for distillation safety analysis. Computers and Chemical Engineering, v. 40, p. 110-116, 2012.

LUYBEN, W. L. Distillation Design and Control Using Aspen Simulation. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc., 2006. 345 p.

Pentair. < <http://valves.pentair.com/valves/Images/CROMC-0290-US.pdf> >
Acesso em 03/11/2013.

PERRY, Robert H.; GREEN, Don W. Perry's chemical engineers' handbook. 7. ed. Nova Iorque: Mcgraw-hill, 1999.

RAMZAN, N.; COMPART, F.; WITT, W. Application of extended Hazop and event-tree analysis for investigating operational failures and safety optimization of distillation column unit. Process Safety Progress, v. 26, n. 3, p. 248-257, 2007a.

RAMZAN, N.; COMPART, F.; WITT, W. Methodology for the generation and evaluation of safety system alternatives based on extended hazop. Process Safety Progress, v. 26, n. 1, p. 35-42, 2007b.

RAMZAN, N.; WITT, W. Combining disturbance simulation and safety analysis techniques for improvement of process safety and reliability. V. 24, p. 1259-1264, 2007.

SANDERS, R. E. Practicing chemical process safety: a look at the layers of protection. Journal of Hazardous Materials, v. 115, n. 1–3, p. 141-147, 2004.

SINNOTT, R. K.; TOWLER, G. Chemical Engineering Design. 2013.

STAAK, D. et al. Safety assessment on distillation columns: From shortcut methods and heuristics to dynamic simulation. *AIChE Journal*, v. 57, n. 2, p. 458-472, 2011.

WERNER, S.; FRED, W.; COMPART. Assessing safety in distillation column using dynamic simulation and failure mode and effect analysis (FMEA). *Journal of Applied Sciences*, v. 7, n. 15, p. 2033-2039, 2007.

WILKINS, J.; SMITH, D. Effects of process variables on peak relief rates estimated by dynamic simulation for a multiple distillation column system. p.147-156, 2013.