

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Trabalho de Graduação

ANÁLISE DE RISCO DA PRODUÇÃO DE ACETONA VIA
DESIDROGENAÇÃO DO ÁLCOOL ISOPROPÍLICO

Júlia Baratella

Trabalho de Graduação apresentado ao
Departamento de Engenharia Química
da Universidade Federal de São Carlos

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Alice Medeiros de Lima

São Carlos – SP

2019

BANCA EXAMINADORA

Trabalho de Graduação apresentado no dia 9 de dezembro de 2019 perante a seguinte banca examinadora:

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Alice Medeiros de Lima – DEQ/UFSCar

Convidado: Eng.^a Quim. Laís Portugal Rios da Costa Pereira – PPGEQ/UFSCar

Professora da Disciplina: Prof^a. Dr^a. Rosineide Gomes da Silva Cruz – DEQ/UFSCar

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente à minha família, minha mãe, meu pai e minha irmã por todo o suporte ao longo não só da minha graduação, mas também da minha vida, em que sempre estiveram presentes e foram extremamente importante para eu chegar até esse momento.

À Prof^a. Dr^a. Alice Medeiros de Lima, pela paciência ao longo da realização deste trabalho e pelo aprendizado transmitido.

Ao meu namorado, que nesses últimos seis meses teve paciência comigo e me incentivou a fazer o meu melhor e a não desistir.

Por fim, aos meus amigos de São Carlos, principalmente aqueles que até hoje estão comigo, que se tornaram a família que eu precisava, e que tornaram os anos na UFSCar anos de muita alegria e que serão para sempre lembrados.

RESUMO

Atualmente há uma demanda por indústrias cada vez mais segura, com isso muitas empresas têm investido em segurança, mapeando seus riscos e criando planos de ação que visam minimizar os perigos inerentes do processo, e evitando acidentes que podem causar perdas não somente para a fábrica como para a população no entorno. No caso de ocorrência de algum acidente, o plano de gerenciamento de risco permite antecipar possíveis repercussões, possibilitando a tomada de decisão mais rápida, o que diminui as perdas. Nesse contexto, este trabalho visa analisar os riscos presentes na produção da acetona por meio da desidrogenação do álcool isopropílico. A partir do *Software Aspen Hysys V10*, foi possível simular o processo, encontrar uma conversão de aproximadamente 78% e também simular e avaliar as válvulas de alívio de pressão. A partir da análise HAZOP foi possível identificar possíveis falhas e suas causas, além de ações necessárias para mitigar os riscos, como instalações de sensores, alarmes, válvulas e manômetros. A matriz de reatividade gerada a partir do *Software CRW V4* nos forneceu pontos de atenção das interações dos componentes, especialmente a interação entre a acetona e o hidrogênio. Já o estudo da árvore de falha mostrou que o tempo estimado entre duas falhas (aumento da temperatura do reator) é de 3,32 anos, além de possíveis falhas que levam a esse tempo. As análises realizadas para o processo de desidrogenação do álcool isopropílico permitiram identificar pontos críticos e propor soluções para melhoria da segurança do processo.

ABSTRACT

Nowadays there is an increasingly demand for a safe industries, because of it many industries have been increasing its process security, mapping its risks and creating action plans that minimize the inherent hazards of the process and prevent accidents that could damage the factory, properties and population. In addition, if any accident happen they already know possible repercussion and can action as soon as possible to reduce the damage. In this context, this graduation work going to analyzed the risk of production of acetone via the dehydrogenation of isopropyl alcohol (IPA). The process was simulated at software Aspen Hysys and the conversion of it was approximately 78%, and was simulated the relive valves. With the HAZOP methods, the identification of fault and necessaries actions to mitigate the risk was possible; some actions are install sensors, alarms, valves and manometers. The compatibility chart created by CRW software show that are chemical interactions in the process that are dangerous, especially the interaction between acetone and hydrogen. Analyzing the fault tree it was possible to estimate the time between two faults (reactor temperature increased), that is 3.32 years, and possible faults that increase this time. The analyses of the process of acetone production via dehydrogenation of isopropyl alcohol showed critical points and was possible to propose improvements of the security process.

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	10
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	11
2.1	ACETONA	11
2.2	ÁLCOOL ISOPROPÍLICO	12
2.3	PRODUÇÃO DA ACETONA.....	14
2.3.1	PROCESSO.....	14
2.3.2	DESCRIÇÃO DO PROCESSO	14
2.3.3	CINÉTICA DA REAÇÃO	16
2.3.4	EQUILÍBRIO VAPOR-LÍQUIDO.....	16
2.4	DADOS DE MERCADO	16
2.4.1	ACETONA.....	16
2.4.2	ÁLCOOL ISOPROPÍLICO.....	17
2.5	SEGURANÇA.....	18
2.5.1	SEGURANÇA NO TRABALHO	18
2.5.2	SEGURANÇA DE PROCESSO	19
2.6	TIPOS DE ANÁLISE DE SEGURANÇA	20
2.6.1	ESTUDO DE PERIGOS E OPERABILIZADADE (HAZOP).....	20
2.6.2	REATIVIDADE.....	21
2.6.3	ALÍVIOS DE PRESSÃO	22
2.6.3.1	LOCALIZAÇÃO DE ALÍVIOS DE PRESSÃO	23
2.6.3.2	TIPOS DE ALÍVIOS DE PRESSÃO.....	24
2.6.3.3	CENÁRIOS DE ALÍVIO DE PRESSÃO.....	26
2.6.3.4	DADOS PARA DIMENSIONAR	26

2.6.3.5	SISTEMAS DE ALÍVIOS	26
2.6.4	ÁRVORE DE FALHA	27
3	METODOLOGIA.....	29
3.1	SIMULAÇÃO DO PROCESSO.....	29
3.2	HAZOP	29
3.3	REATIVIDADE	30
3.4	ALÍVIOS DE PRESSÃO.....	31
3.5	ÁRVORE DE FALHA	31
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	32
4.1	SIMULAÇÃO DO PROCESSO.....	32
4.2	HAZOP	35
4.3	REATIVIDADE	40
4.4	ALÍVIOS DE PRESSÃO.....	42
4.5	ÁRVORE DE FALHA	45
5	CONCLUSÕES	48
6	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	50
7	APÊNDICE	53
7.1	CALCULO DOS RESULTADOS DA ÁRVORE DE FALHA.....	53
7.2	TABELAS COM DADOS DOS ALÍVIOS DE PRESSÃO.....	54
8	ANEXO	66
8.1	ANEXO A.....	66

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Molécula da Acetona.....	11
Figura 2.2 Diagrama de Hommel Acetona.....	12
Figura 2.3 Molécula do Álcool Isopropílico	13
Figura 2.4 Diagrama Hommel Álcool Isopropílico.....	13
Figura 2.5 Fluxograma do processo	15
Figura 2.6 Consumo de acetona global (2017).....	17
Figura 2.7 Consumo global de álcool isopropílico (2018).....	18
Figura 2.8 Fluxograma do método de instalação dos alívios de pressão.....	23
Figura 2.9 Principais tipos de válvulas de alívio de pressão	25
Figura 2.10 Cálculo de algumas ligações entre os componentes da árvore de falha.....	27
Figura 4.1 Fluxograma simulado no Aspen Hysys	33
Figura 4.2 Matriz de compatibilidade dos componentes químicos	40
Figura 4.4 Localização dos alívios de pressão	44
Figura 4.5 Reator R-1101	45
Figura 4.6 Árvore de falha.....	46

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 Guia de palavras do HAZOP	21
Tabela 2.2 Guia de especificação de posições de alívios de pressão	24
Tabela 3.1 Combinações Válidas de Palavras-Guia e Parâmetros de Processo para as linhas de processo (os X representam combinações válidas)	30
Tabela 3.2 Combinações Válidas de Palavras-Guia e Parâmetros de Processo para os vasos do processo (os X representam combinações válidas)	30
Tabela 3.3 Componentes de transferência lógica utilizados em uma árvore de falhas	31
Tabela 4.1 Comparação entre as correntes	34
Tabela 4.2 Resultado do HAZOP do Reator R-1101 (Página 1/2).....	36
Tabela 4.3 Resultado do HAZOP do Reator R-1101 (Página 2/2).....	37
Tabela 4.4 Resultado do HAZOP do Evaporador E-1101 (Página 1/2).....	38
Tabela 4.5 Resultado do HAZOP do Evaporador E-1101 (Página 2/2).....	39
Tabela 4.6 Tamanho interno e externo do flange e sua taxa de interna e externa, área calculada e área selecionada e o orifício.....	43
Tabela 7.1 Dados mecânicos das válvulas 100PSV006 e 100PSV001	54
Tabela 7.2 Dados mecânicos das válvulas 100PSV002 e 100PSV004	55
Tabela 7.3 Dados mecânicos das válvulas 100PSV005 e 100PSV003	56
Tabela 7.4 Dados mecânicos das válvulas 100PSV007 e 100PSV008	57
Tabela 7.5 Dados de processo da válvula 100PSV006	58
Tabela 7.6 Dados de processo da válvula 100PSV001	59
Tabela 7.7 Dados de processo da válvula 100PSV002	60
Tabela 7.8 Dados de processo da válvula 100PSV004	61
Tabela 7.9 Dados de processo da válvula 100PSV005	62
Tabela 7.10 Dados de processo da válvula 100PSV003	63
Tabela 7.11 Dados de processo da válvula 100PSV007	64
Tabela 7.12 Dados de processo da válvula 100PSV008	65
Tabela 8.1 Correntes do processo.....	66
Tabela 8.2 Resumo dos equipamentos preliminares	67
Tabela 8.3 Resumo Unidade 1100.....	68

1 INTRODUÇÃO

A acetona é considerada um solvente orgânico com diversas aplicações, como para dissolver gorduras, resinas e ésteres. Também é utilizada na fabricação de fibras artificiais e explosivos, entre outros. (Brown, 2018). Outra aplicação interessante da acetona é na obtenção de derivados de dibensilidenoacetona, que são capazes de diagnosticar o Alzheimer. (Velasco Júnior, 2011)

Já o isopropanol tem ação de desidratação e é considerado ótimo agente de limpeza, sendo aplicado em indústrias farmacêutica, e da beleza entre outras. Também pode ser aplicado como agente descongelante de aditivos da gasolina e oleodutos de combustíveis. (Haofei Chemical, 2018) Nesse trabalho sua aplicação será na produção de acetona.

A produção de acetona via desidrogenação do álcool isopropílico vem diminuindo com o passar dos anos, sendo o mais comumente utilizado o subproduto da produção do fenol. Porém a acetona produzida pelo IPA não tem traços de componentes aromáticos e, por isso, são mais aceitas pelas indústrias farmacêuticas que seguem leis rígidas sobre solventes. (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008)

As análises de riscos dos processos químicos são importantes para mitigar os perigos e, assim, prevenir que acidentes ocorram e que vidas sejam perdidas. Nesse contexto, esse trabalho terá como objetivo fazer a análise de risco relacionada a produção de acetona via desidrogenação do álcool isopropílico, por meio de alguns métodos, são eles o HAZOP, análise de reatividade, análise dos alívios de pressão e árvore de falha. Para assim, obter os possíveis riscos do processo, e ter dados para possíveis ações de prevenção.

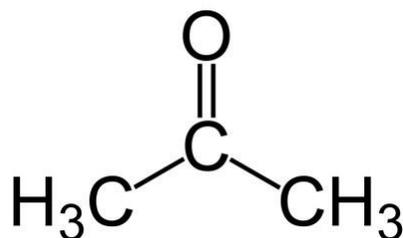
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Esta seção tem como objetivo contextualizar tópicos relevantes para a compreensão do presente estudo. A seguir, serão apresentados revisões e conceitos relevantes para o trabalho.

2.1 ACETONA

A acetona é um composto orgânico, com nome oficial 2-propanona, é componente incolor, inflamável, com ponto de fulgor de -9°C com vaso aberto e -18°C com vaso fechado, tem ponto de ebulição de 56°C e ponto de fusão de -95°C . Possui massa molar de $58,08\text{kg/m}^3$, possui fórmula molecular $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ e pode ser vista na Figura 2.1. (Brown, 2018).

Figura 2.1 Molécula da Acetona



Fonte: The Chemistry Behind Acetone¹

O diagrama de Hommel da acetona, Figura 2.2, mostra que a acetona tem risco leve à saúde, risco 1, alto risco de incêndio, risco 3 e é um componente estável, risco 0. Em contato com os olhos pode causar irritação, conjuntivite e queimadura química, já em contato com a pele causa ressecamento, podendo causar irritações e dermatites. Se inalado, os vapores causam irritação das mucosas, e os vapores em altas concentrações podem ter efeitos narcóticos e anestésicos, causar dor de cabeça, vertigens, náuseas, sonolência, mal-estar e perda de consciência. Pode também causar coma, se as concentrações inaladas forem extremamente altas. Já se ingerido, acarreta problemas gastrointestinais, dor de cabeça, náuseas, vômitos, narcoses, podendo chegar ao coma. A aspiração da acetona nos pulmões pode provocar pneumonite, chegando à morte por dificuldade de respiração. (Quimidrol Comércio Indústria Importações Ltda, 2007)

¹ Disponível em: <https://badacetone.weebly.com/chemistry.html> . Acesso em Agosto 2019.

Figura 2.2 Diagrama de Hommel Acetona



Fonte: Unesp²

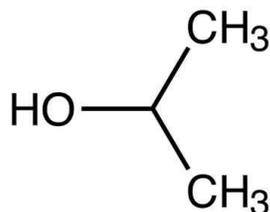
Considerada um solvente orgânico ela é capaz de dissolver gorduras, resinas e ésteres celulósicos. Também é utilizada na fabricação de fibras artificiais e explosivos (Brown, 2018). Por ser utilizada na fabricação de explosivos, na primeira guerra mundial a quantidade demandada de acetona aumentou muito o que fez com que surgissem diferentes processos de produzi-la. (Shreve & Brink, 1977). A acetona também é reagente na síntese do bisfenol, que é utilizado na obtenção de plásticos de policarbonato e resinas epóxi, que são matérias-primas utilizadas na produção desde uma garrafa até na indústria automobilística. A acetona também pode ser matéria-prima para a produção do monômero constituinte do ácido acrílico. E por sua capacidade de condensação aldólica, a acetona é usada como matéria prima para obtenção de derivados da dibensilidenoacetona, que por sua eficácia como agentes de imagens, são capazes de diagnosticar o Alzheimer. (Velasco Júnior, 2011)

2.2 ÁLCOOL ISOPROPÍLICO

O álcool isopropílico é um composto orgânico, de nome oficial propano-2-ol, incolor, de fórmula molecular $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$, sua molécula pode ser vista na Figura 2.3. Tem massa molar de 60,00g/mol, ponto de ebulição de 82°C e ponto de fusão de -86°C. Seu ponto de fulgor é de 11°C.

² Disponível em: http://www6.fcav.unesp.br/intralab/substancias_id.php?recordID=34. Acesso em Agosto 2019

Figura 2.3 Molécula do Álcool Isopropílico



Fonte: Fisher Scientific³

O diagrama de Hommel, Figura 2.4, mostra que a acetona tem risco leve à saúde, risco 1, , alto risco de incêndio, risco 4, e é um componente estável, risco 0. Em contato com a pele pode causar irritações e dermatites, com os olhos, pode ocasionar irritações graves. Se ingerido, pode causar distúrbios renais e hepáticos, vertigens, vômitos, perturbações visuais, náuseas. E se inalado os sintomas são semelhantes ao se ingerido, além de poder causar irritações nas vias respiratórias. (Quimidrol Comércio Indústria Importações Ltda, 2011)

Figura 2.4 Diagrama Hommel Álcool Isopropílico



Fonte: Unesp⁴

³ Disponível em: <https://www.fishersci.com/us/en/products/I9C8K437/isopropanol-ipa.html> . Acesso em Agosto de 2019

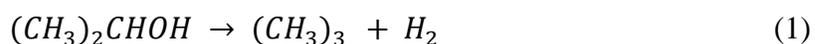
⁴ Disponível em: http://www6.fcav.unesp.br/intralab/substancias_id.php?recordID=116 . Acesso Agosto 2019

O isopropanol é utilizado principalmente pela sua ação de desidratação e agente de limpeza, sendo aplicado nas indústrias farmacêuticas, de cosméticos, plásticos, perfumes e revestimentos eletrônicos. Também é utilizado como agente descongelante de aditivos de gasolina e oleodutos de combustível. O uso do álcool isopropílico como matéria-prima na produção de acetona vem diminuindo com o passar do tempo. (Haofei Chemical, 2018)

2.3 PRODUÇÃO DA ACETONA

2.3.1 PROCESSO

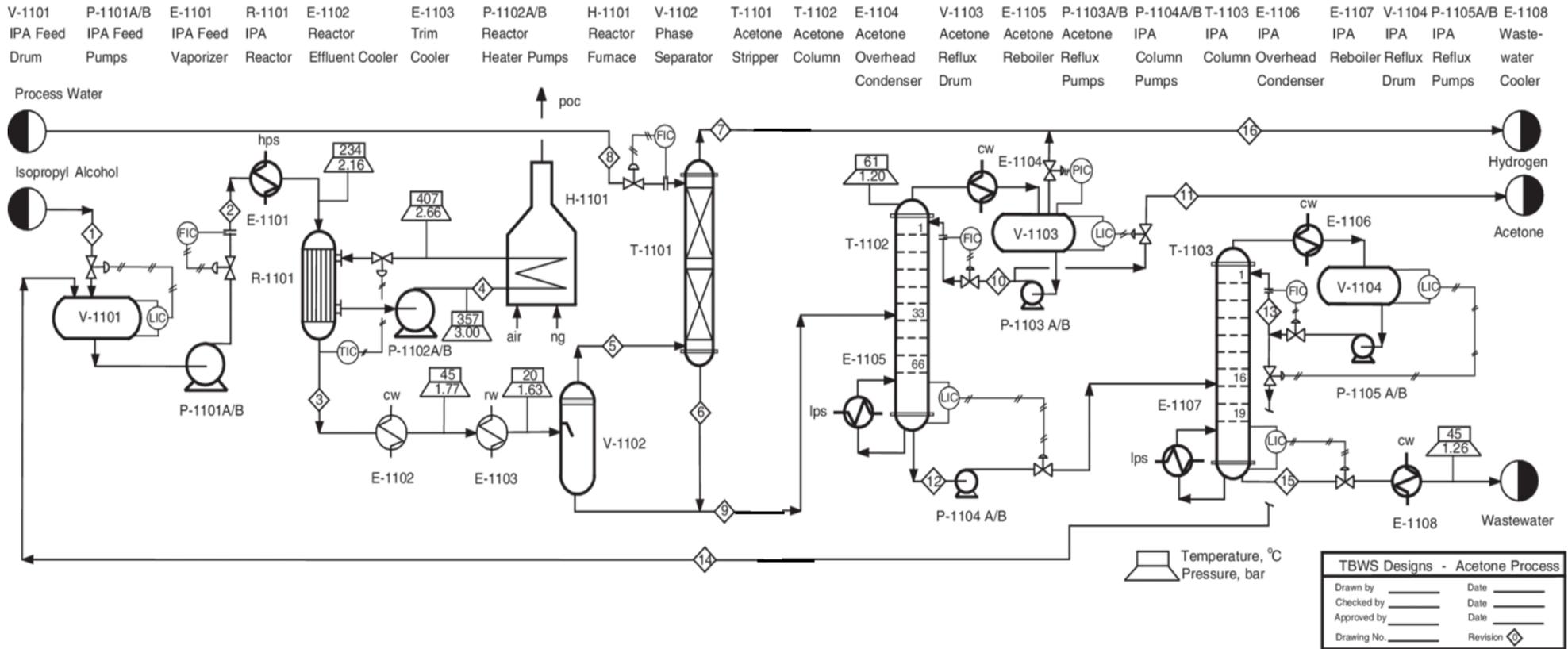
O processo mais comumente utilizado para a produção da acetona é como subproduto da produção do fenol, cerca de 96% tendo como matéria-prima o benzeno. No entanto, nesse trabalho iremos discutir a produção via desidratação do álcool isopropílico (IPA). Esse processo tem como vantagem uma acetona sem traços de componentes aromáticos, sendo o benzeno o principal. Por não ter compostos aromáticos, o processo produzido pelo IPA é mais aceito pela indústria farmacêutica devido a rígidas regras de solventes implicadas pela Food and Drug Administration (FDA). As condições típicas do processo são 2 bar, 350 °C e sua conversão é de 85-92%. (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008). A reação da produção da acetona pelo álcool isopropílico é representada pela Equação 1.



2.3.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

O fluxograma do processo pode ser visto Figura 2.5, em que é alimentado uma mistura azeotrópica de álcool isopropílico e água (88% wt IPA) no vaso de pressão (V-1101), em que é misturado com o IPA não reagido e água (corrente 14). Então a mistura é bombeada e vaporizada antes de entrar no reator (R-1101). A corrente 4, uma corrente de circulação, composta por sal fundido, fornece o calor necessário para a reação endotérmica que ocorre no reator. O efluente do reator, composto por acetona, hidrogênio, água e álcool isopropílico que não reagiu, é resfriado por dois trocadores de calor (E-1102 e E-1103), antes de entrar no separador de fases (V-1102). O vapor que sai do separador é lavado com água para recuperar a acetona, então, o líquido é misturado com o líquido proveniente do separador que vai para duas torres de destilação que separam a acetona (99,9 molar%) e removem o excesso de água do IPA não reagido, que é reciclado no início do processo como uma mistura azeotrópica. (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008) .

Figura 2.5 Fluxograma do processo



Fonte: Turton, et.al, 2008

2.3.3 CINÉTICA DA REAÇÃO

A reação da produção da acetona pela desidrogenação do álcool isopropílico, equação 1, é endotérmica, sendo sua entalpia padrão de 62,9 kJ/mol. A reação ocorre sobre um catalisador, em fase gasosa e é cineticamente controlada. Sua cinética é de primeira ordem em relação a concentração do IPA. (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008). Sua cinética é dada pela equação 2.

$$-r_{IPA} = k_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) C_{IPA} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{reator s}} \quad (2)$$

$$\text{Com } E_a = 72,38 \frac{\text{MJ}}{\text{kmol}}, \quad k_0 = 3,51 \times 10^5 \frac{\text{m}^3 \text{gas}}{\text{m}^3 \text{reator s}}.$$

Reações secundárias podem ocorrer durante o processo, por isso, é possível encontrar traços de propileno, éter di-isopropílico, acetaldeídos e entre outros hidrocarbonetos e óxidos de carbono. Os subprodutos que não se condensam são retirados junto com hidrogênio, já os aldeídos e ésteres podem ser removidos por meio de uma lavagem com ácidos ou adsorção. No entanto essas reações não serão consideradas. (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008).

Para esse trabalho, será considerado um reator com catalisador cilíndrico com diâmetro de 50,4 mm e comprimento de 6,096m e com um fluxo de troca de calor concorrente, do lado casco do reator casco e tubo. (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008)

2.3.4 EQUILÍBRIO VAPOR-LÍQUIDO

O azeótropo composto por 88 wt% de álcool isopropílico e 12wt% água possui temperatura mínima de ebulição. (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008). Nesse trabalho, a modelagem termodinâmica usará o modelo UNIQUAC para calcular o equilíbrio líquido-vapor (ELV).

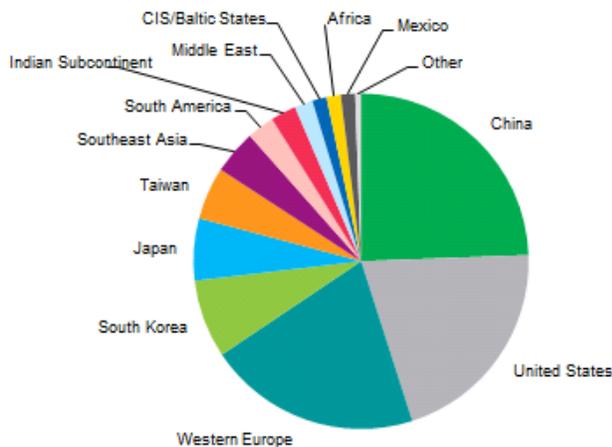
2.4 DADOS DE MERCADO

2.4.1 ACETONA

A Indústria da acetona é majoritariamente demandada pelo setor de solventes, cerca de 35% da demanda global seguido pela indústria de produção de bisfenol-A e metilmetacrilato, 28% e 25%, respectivamente. Essa demanda, pelo setor de solventes, tem uma tendência de crescimento até o ano de 2022. A distribuição do consumo de acetona ao redor do mundo pode ser vista na Figura 2.6, mostrando que a China é o maior consumidor, seguida por Estados

Unidos e Europa ocidental. (Chemical Economics Handbook: Acetone, s.d.) (Merchant Research & Consulting lts, s.d.)

Figura 2.6 Consumo de acetona global (2017)



Fonte: IHS Markit

No ano de 2016, a produção mundial foi de 6,7 milhões de toneladas, sendo a Ásia o maior responsável, 2,7 milhões de toneladas, seguidos pelo Estados Unidos e Europa, com produção de 1,8 milhões e 1,7 milhões de toneladas, respectivamente. (Center for Industry Education Collaboration (CIEC), s.d.)

No Brasil, segundo o ministério da economia, foram importados em 2017 56 mil toneladas de acetona e em 2018 foram 46mil toneladas e a exportação foi de 1400 ton e 1200 ton, respectivamente. Os valores de importação, tanto de 2017 como de 2018, representam menos de 1% do total importado pelo país, e da exportação o valor é ainda menos significativo.

2.4.2 ÁLCOOL ISOPROPÍLICO

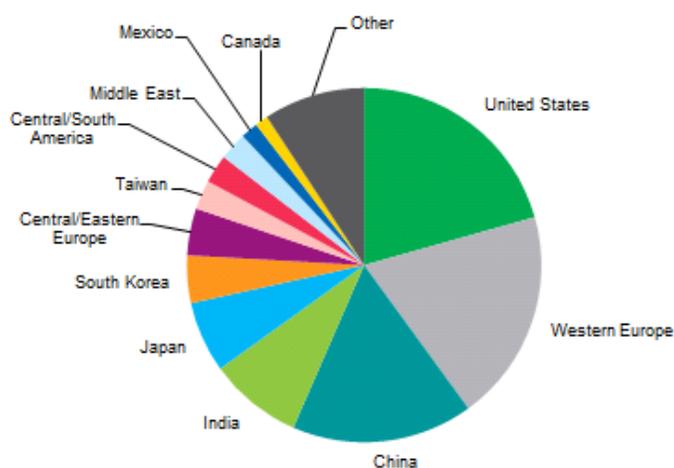
O Estados Unidos é o maior consumidor do IPA, seguido pela Europa e China, Figura 2.7. Nos próximos cinco anos, é esperado que regiões como Ásia, Oriente Médio e África tenham um aumento no consumo de álcool isopropílico maior que a média mundial. (Chemical Economics Handbook: Isopropyl alcohol (IPA), 2018) Sendo a média mundial de 1-2%.

No ano de 2018, a maior demanda do álcool isopropílico foi para aplicação como solvente seguido para produção de químicos derivados. Nos próximos cinco anos, é esperado

que as indústrias de cosméticos, farmacêutica, e eletrônica tenham maior consumo do IPA se comparado com aplicação industrial. (Chemical Economics Handbook: Isopropyl alcohol (IPA), 2018)

A demanda do IPA para a produção da acetona vem diminuindo, não sendo mais utilizado para esse fim em locais como América do Norte, Europa e Ásia. Porém devido a outras aplicações, o consumo desse aumentará gradualmente até o ano de 2023. (Chemical Economics Handbook: Isopropyl alcohol (IPA), 2018)

Figura 2.7 Consumo global de álcool isopropílico (2018)



Fonte: IHS Markit

No Brasil, segundo o Ministério da Economia, a importação do álcool isopropílico nos anos de 2017 e 2018 foram 9,5 mil toneladas e 5,5 mil toneladas, respectivamente. Já a exportação foi de 848 toneladas e 657 toneladas, respectivamente. Esses valores são insignificantes, se comparados ao total de importação e exportação do país.

2.5 SEGURANÇA

2.5.1 SEGURANÇA NO TRABALHO

Todos os dias muitas pessoas morrem devido a acidentes de trabalho ou doenças relacionadas ao trabalho, são mais de 2,78 milhões de pessoas anualmente, uma média de 7,7

mil pessoas por dia. Além disso, anualmente há cerca de 374 milhões de lesões relacionadas ao trabalho, o que resulta em até 4 dias de falta no trabalho. O custo humano relacionado a essas perdas é estimado em 3,94% do PIB mundial. (International Labor Organization, 1996-2019)

A definição de acidente do trabalho pode ser dada por: “é o que ocorre pelo exercício do trabalho a serviço da empresa ou pelo exercício do trabalho dos segurados referidos no inciso VII do Art.11 da lei nº 8.213/91, provocando lesão corporal ou perturbação funcional que cause a morte ou perda ou redução, permanente ou temporária, d capacidade para o trabalho. ” De doença do trabalho: “assim entendida a adquirida ou desencadeada em função de condições especiais em que o trabalho é realizado e com ele se relacione diretamente, constante da relação mencionada no inciso I”. (Gestores Nacionais e Equipe Executiva do Programa Trabalho Seguro, s.d.)

No Brasil, há um Programa Nacional de Prevenção de Acidentes do Trabalho que objetiva a formulação e execução de projetos e ações nacionais para a prevenção de acidentes de trabalho e o fortalecimento da Política Nacional de Segurança. Assim, busca-se reduzir a quantidade de acidentes de trabalho que acontecem no país. (Gestores Nacionais e Equipe Executiva do Programa Trabalho Seguro, s.d.)

Muitas empresas tem um programa de segurança ocupacional, que foca na segurança pessoal do trabalhador, podendo ser na manufatura, laboratórios, plantas pilotos e até em escritórios. Esses programas buscam prevenir os empregados de acidentes do trabalho, como lesões, quedas, tendinites, distensões musculares, ser prensados em equipamentos, entre outros. (Center for Chemical Process Safaty, 2016).

2.5.2 SEGURANÇA DE PROCESSO

Segurança de processo é definido como “a disciplina que foca na prevenção de fogos, explosões e liberações acidentais de químicos em uma instalação de processos químicos”. Esses eventos não ocorrem somente na indústria química, pode ocorrer em refinarias e plataformas em alto mar, etc. Uma outra definição que segurança de processo pode ter é sobre a prevenção de, preparação para, mitigação de, resposta à, ou reestabelecimento da ordem de uma liberação de químicos ou energia do processo relacionado a indústria que lida com processos inflamáveis combustíveis, tóxicos ou materiais reativos. (Center for Chemical Process Safaty, 2016).

Quando se fala em segurança de processo, se fala sobre risco. Risco pode ser definido em três elementos o perigo (aquilo que pode dar errado), a magnitude (o quão errado pode dar) e a probabilidade (com que frequência pode ocorrer). Assim, para se entender o risco associado ao processo, ou alguma atividade deve-se se perguntar: O que pode dar errado? Qual a gravidade? Com que frequência pode ocorrer? (Center for Chemical Process Safety, 2016)

Já perigo pode ser definido como: uma condição química ou física que tem potencial para causar dano as pessoas, propriedades ou o meio o ambiente. Como exemplo de perigo podemos citar um tanque pressurizado contendo 500 toneladas de amônia. (Center for Chemical Process Safety, 1999)

Uma empresa que compreende os perigos e riscos está mais bem preparada para alocar recursos numa gestão mais eficaz, podendo então, planejar, desenvolver e implementar operações com menores riscos são mais propensas a serem mais seguras e terem mais sucesso no longo prazo. (Center for Chemical Process Safety, 2016)

2.6 TIPOS DE ANÁLISE DE SEGURANÇA

2.6.1 ESTUDO DE PERIGOS E OPERABILIDADE (HAZOP)

O HAZOP (Hazards and Operability Study) é uma técnica de brainstorm utilizada para identificar e resolver os perigos atrelados ao processo químico. Esse método consiste em se fazer perguntas sobre possíveis desvios que podem ocorrer no processo, ou em parte dele. O HAZOP é sempre feito em grupo, com expertise em engenharia e operações de processo, que tenha conhecimento e experiência no processo que está sendo analisado e ter bons conhecimentos sobre a metodologia do HAZOP. Assim como qualquer brainstorm, as ideias e sugestões podem surgir rapidamente, por isso deve-se ter uma pessoa responsável que esteja preparada com softwares para poder capturá-las. Existem muitos softwares que podem agilizar o processo e ainda oferecer ferramentas adicionais. (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008)

Antes de se começar o estudo do HAZOP é necessário que informações do processo estejam disponíveis, como o diagrama do processo (PFD), o diagrama de processo e instrumental (P&ID), as especificações detalhadas dos equipamentos, material de construção e os balanços de massa e energia. Essas informações sobre o processo de produção da acetona via desidrogenação do álcool isopropílico podem ser encontradas no ANEXO A. (Crowl & Louvar, 2002)

O primeiro passo no HAZOP é identificar uma condição normal de operação ou o propósito do processo ou da unidade estudada, o que é chamado de intenção. No próximo passo, um guia de palavras é usado para identificar os possíveis desvios do processo. (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008)

Tabela 2.1 Guia de palavras do HAZOP

Palavras-guia	Significado	Comentários
NÃO, NENHUM	A negação completa da intenção de projeto	Nenhuma parte da intenção do projeto é alcançada, mas nada mais acontece.
MAIS, MAIOR	Aumento quantitativo	Aplica-se a quantidades como vazão e temperatura e a atividades como aquecimento e reação.
MENOS, MENOR	Diminuição quantitativa	Aplica-se a quantidades como vazão e temperatura e a atividades como aquecimento e reação.
BEM COMO, TAMBÉM	Aumento qualitativo	Todas as intenções de projeto e operação são alcançadas, junto com outras atividades, como, por exemplo, a contaminação dos fluxos de processo.
PARTE DE	Diminuição qualitativa	Apenas algumas das intenções do projeto são alcançadas, outras não.
INVERSO	A lógica contrária	Mais aplicável a atividades como fluxo ou reação química. Também aplicável a substâncias, como, por exemplo, veneno em vez de antídoto.
OUTRO QUE	Substituição completa	Nenhuma parte da intenção original é alcançada – a intenção original é substituída por alguma outra coisa.
MAIS CEDO QUE	Cedo demais ou na ordem errada	Aplica-se a etapas de processo ou ações.
MAIS TARDE QUE	Tarde demais ou na ordem errada	Aplica-se a etapas de processo ou ações.
ONDE MAIS	Em outros locais	Aplica-se aos locais do processo ou aos locais nos procedimentos de operação.

Fonte: Crowl & Louvar, 2002

2.6.2 REATIVIDADE

A reatividade química dos químicos sempre deve ser levada em consideração ao trabalhar com estes, apesar de menos frequentes que fogos e explosões, se ocorrer um acidente devido à reatividade química, este pode ser completamente catastrófico. Assim, ao se trabalhar com químicos deve-se sempre saber quais são as reações secundárias indesejadas que podem ocorrer, e reconhecer seus perigos e potenciais prejuízos que pode gerar para o meio ambiente, pessoas e propriedades. (Crowl & Louvar, 2002)

Para analisar a reatividade dos químicos, deve-se conhecer todos que estão presentes no processo, e seus dados, como temperatura de decomposição, a cinética da reação, energia de

ativação, possíveis reações entre os químicos presentes na planta, etc. (Crowl & Louvar, 2002)

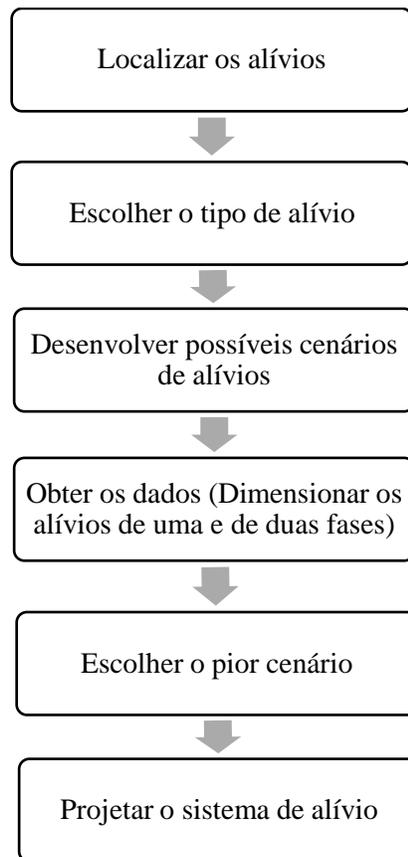
2.6.3 ALÍVIOS DE PRESSÃO

Plantas químicas possuem diversos meios para garantir a segurança, no entanto imprevistos podem acontecer, sejam eles operacionais ou falha de equipamento, o que pode gerar, por exemplo, um aumento da pressão além do nível seguro. Esse aumento de pressão pode causar ruptura das tubulações e equipamentos, ocasionando liberação de químicos tóxicos ou inflamáveis. Assim, os alívios de pressão têm como função garantir a segurança dos operadores no manejo de equipamentos de alta pressão, minimizar as perdas de químicos durante as variações de pressão, proteger danos aos equipamentos e a planta e propriedades ao redor, e para cumprir leis governamentais. (Crowl & Louvar, 2002)

Para evitar que ocorra um aumento de pressão algumas ações podem ser tomadas, é a segurança inerente do processo, um bom controle do processo e a instalação de alívios de pressão, que em caso de pressão elevada essa possa ser controlada. O sistema de alívio de pressão é composto pelo dispositivo de alívio, que liberará o líquido ou gás para diminuir a pressão, e também pelo equipamento que irá armazenar, de forma segura, o material que foi retirado do processo. (Crowl & Louvar, 2002)

O primeiro passo para se instalar um alívio de pressão, de maneira segura, é encontrar o local mais adequado para se instalar os dispositivos de alívios. O segundo passo é determinar qual o melhor dispositivo para ser utilizado. O terceiro é desenvolver cenários em que se possa ocorrer os alívios, determinar o fluxo que passará pelo dispositivo, o estado do material. O quarto passo é coletar dados do processo de alívio de pressão para dimensionar o alívio. E por último, deve-se considerar o cenário mais desfavorável para desenhar o alívio de pressão. As etapas desse método devem ser realizadas com muita atenção, já que um pequeno erro pode resultar em desastres catastróficos. (Crowl & Louvar, 2002) Esse método pode ser observado na Figura 2.8.

Figura 2.8 Fluxograma do método de instalação dos alívios de pressão



Fonte: Crowl & Louvar, 2002

2.6.3.1 LOCALIZAÇÃO DE ALÍVIOS DE PRESSÃO

O procedimento para a localização dos alívios de pressão requer que cada operação unitária e cada passo do processo seja revisado, para isso o engenheiro responsável deve antecipar possíveis problemas que podem ocasionar o aumento da pressão. Com isso, alívios de pressão devem ser instalados em pontos estratégicos que são reconhecidos como perigosos, aqueles que a variação de pressão pode exceder a máxima permitida. (Crowl & Louvar, 2002) A Tabela 2.2 possui algumas especificações de onde os dispositivos de alívio de pressão devem ser instalados.

Tabela 2.2 Guia de especificação de posições de alívios de pressão

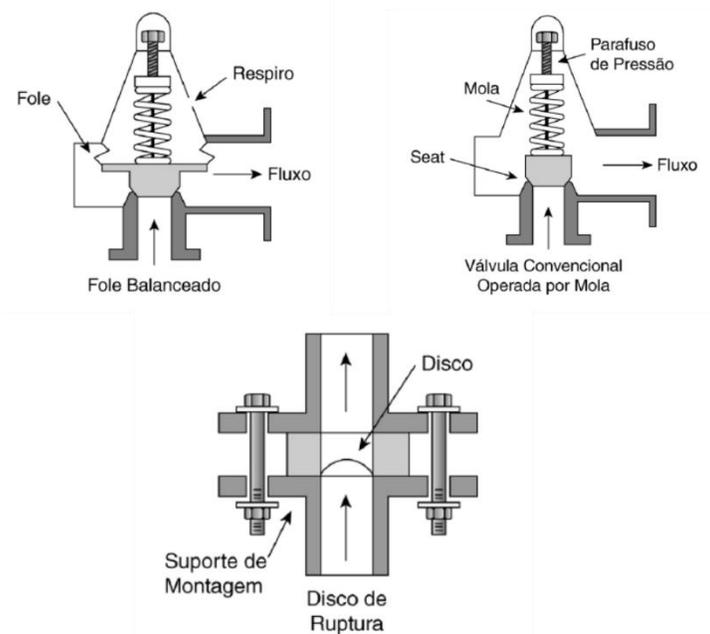
Todos os vasos precisam de alívios de pressão, incluindo os reatores, tanques de armazenamento, torres e tambores.
Seções bloqueadas de linhas preenchidas com líquido frio e que são expostas ao calor (como o Sol) ou à refrigeração precisam de alívios.
Bombas de deslocamento positivo, compressores e turbinas precisam de alívios no lado da descarga.
Tanques de armazenamento precisam de alívios de pressão e vácuo para protegê-los contra o bombeamento dentro ou fora de um tanque bloqueado ou contra a geração de vácuo pela condensação.
Alguns trocadores de calor são homologados para vapor de baixa pressão. Alívios são instalados para evitar as pressões de vapor excessivas devido a erro do operador ou falha do regulador.

Fonte: Crowl & Louvar, 2002

2.6.3.2 TIPOS DE ALÍVIOS DE PRESSÃO

Os tipos de alívios de pressão são determinados segundo o tipo de aplicação, dependendo das propriedades físicas do material, das condições do processo e no sistema de alívio. Existem duas categorias de dispositivos de alívios de pressão, os que são operados por molas e os por discos. Dentre as válvulas que são operadas por molas, podemos abrir em mais duas categorias, as convencionais e as com fole balanceado. (Crowl & Louvar, 2002). A Figura 2.9 mostra os principais tipos de alívio de pressão.

Figura 2.9 Principais tipos de válvulas de alívio de pressão



Fonte: Crowl & Louvar, 2002

Uma válvula operada por mola convencional se abre baseado na queda de pressão ao longo do corpo da válvula, isso significa que a pressão de ajuste é proporcional ao diferencial de pressão. Com isso, se a contrapressão a jusante da válvula aumentar a pressão de ajuste da válvula aumenta, podendo acarretar numa abertura da válvula na pressão incorreta. Também, o fluxo através da válvula é proporcional a diferença de pressão ao longo do corpo da válvula. Assim, o fluxo através do alívio é reduzido conforme a contrapressão aumenta. (Crowl & Louvar, 2002)

Já na válvula com fole balanceado, o fole garante que o lado da válvula em que ele está localizado fique sempre a pressão atmosférica. Assim, o dispositivo sempre vai abrir na pressão de ajuste. Porém, o fluxo através da válvula é proporcional ao diferencial de pressão entre a entrada e a saída, portanto o fluxo reduz conforme a contrapressão aumenta. (Crowl & Louvar, 2002)

Os alívios de pressão operados por molas podem ser separados em três subcategorias:

1. Válvula de alívio: utilizada principalmente para líquidos, as que são exclusivas para líquidos começa a se abrir na pressão de ajuste e atinge sua capacidade máxima quando

a pressão atinge 25% da sobrepressão e se fecha quando a pressão retorna a pressão de ajuste

2. Válvula de segurança: utilizada para gás, se abrem quando a pressão excede a pressão de ajuste, que ocorre por meio de um bocal de descarga que direciona o material em alta velocidade através da válvula. Após a purga, o dispositivo retorna para uma pressão de aproximadamente 4% abaixo da de ajuste.
3. Válvula de alívio de segurança: pode ser utilizada para líquidos e gases, que funciona de maneira semelhante as de alívios para líquidos e de segurança para gases. (Crowl & Louvar, 2002)

Os alívios operados por disco de ruptura consistem em uma folha metálica calibrada, que se rompem quando atingem a pressão bem especificada de ajuste. Podem ser utilizados individualmente, em série ou paralelo com dispositivos de molas. O mais frequente é que os discos de ruptura sejam instalados em série com alívios operados por mola. (Crowl & Louvar, 2002)

2.6.3.3 CENÁRIOS DE ALÍVIO DE PRESSÃO

Cenário de alívio de pressão é a descrição de um evento específico, normalmente cada alívio tem mais de um evento. O pior cenário é aquele que requer a maior área de ventilação do alívio. Para cada alívio todos os cenários são identificados, pois garantir que o pior cenário seja precisamente identificado tem mais importância para o dimensionamento dos alívios que os cálculos de área. (Crowl & Louvar, 2002)

2.6.3.4 DADOS PARA DIMENSIONAR

Para dimensionar os alívios são necessários dados físicos da planta, taxa de reação. Para projetos que envolvem explosões de gás ou poeiras serão necessários dados adicionais de deflagração para as condições do cenário. Reações fora de controle também necessita dados adicionais. (Crowl & Louvar, 2002)

2.6.3.5 SISTEMAS DE ALÍVIOS

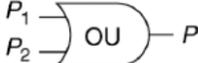
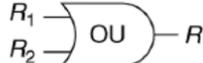
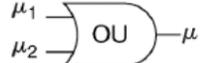
Após a escolha do tipo de alívio e do seu dimensionamento, o engenheiro responsável decide como será instalado o sistema e, também, como ocorrerá o descarte de líquidos e vapores de saída. Para isso é necessário que o responsável tenha conhecimento do sistema e das tecnologias envolvidas nos alívios de pressão. (Crowl & Louvar, 2002)

2.6.4 ÁRVORE DE FALHA

A árvore de falha é um diagrama lógico, que busca identificar os meios como um perigo pode levar a um acidente. Contém um evento inicial no topo, seguido por uma sequência de eventos intermediários que podem resultar em um evento de topo. Essa análise necessita de conhecimentos como base. São eles: Uma lista dos principais subeventos que contribuem para que o evento de topo ocorra, e o desenvolvimento desses subeventos a níveis que possibilitem descrever os eventos iniciais. A árvore de falha fornecerá a frequência com que ocorre os eventos, a partir desta é possível calcular a taxa de falha constante, a confiabilidade de um componente individual, a probabilidade de falha desse componente e o intervalo de falhas do componente (American Institute of Chemical Engineers, 2000).

Na Figura 2.10 é possível ver alguns conectores, e seus respectivos cálculos para probabilidade de falha (P), confiabilidade (R) e taxa de falha (μ) pelos respectivos conectores.

Figura 2.10 Cálculo de algumas ligações entre os componentes da árvore de falha

Probabilidade de Falha	Confiabilidade	Taxa de Falha
 $P = 1 - (1 - P_1)(1 - P_2)$ $P = 1 - \prod_{i=1}^n (1 - P_i)$ <p>Ligação dos componentes em série:</p>	 $R = R_1 R_2$ $R = \prod_{i=1}^n R_i$ <p>A falha de qualquer um dos componentes soma para a falha total do sistema.</p>	 $\mu = \mu_1 + \mu_2$ $\mu = \sum_{i=1}^n \mu_i$
 $P = P_1 P_2$ $P = \prod_{i=1}^n P_i$ <p>Ligação dos componentes em paralelo:</p>	 $R = 1 - (1 - R_1)(1 - R_2)$ $R = 1 - \prod_{i=1}^n (1 - R_i)$ <p>A falha do sistema exige a falha de ambos os componentes. Repare que não há uma maneira conveniente para combinar a taxa de falha.</p>	$\mu = \langle -\ln R \rangle / t$

Fonte: Crowl & Louvar, 2002

Sabendo ainda que a confiabilidade e a probabilidade são funções do tempo e pode ser calculada a partir da equação 3 e 4, respectivamente. O MTBF (mean time between failures) que é o intervalo de tempo entre as duas falhas pode ser calculado pela equação 5

$$R(t) = \exp(-\mu t) \quad (3)$$

$$P(t) = 1 - R(t) \quad (4)$$

$$MTBF = \frac{1}{\mu} \quad (5)$$

A árvore de falha tem como principal vantagem o evento de topo como início, assim, esse evento pode ser especificado pela equipe e será aquele de interesse para quem está montando a árvore. A árvore de falha, também pode ser usada para identificar um conjunto mínimo de eventos que levam ao evento de topo, gerando inúmeros insights. No entanto, algumas desvantagens nesse método podem ser observadas, para processos mais complicados a árvore de falha pode ficar muito grande, e pode levar anos para ser montada, quando pessoas diferentes montam a árvore, diferentes previsões podem ser encontradas, levando a uma não exatidão do método. Além do que o método não leva em consideração que um evento interfira em outro evento. (Crowl & Louvar, 2002)

3 METODOLOGIA

3.1 SIMULAÇÃO DO PROCESSO

O processo de produção de acetona via desidrogenação do álcool isopropílico, descrito na Figura 2.5, foi simulado no software Aspen Hysys V10, utilizando o modelo termodinâmico UNIQUAC. Foram utilizadas colunas short-cut, que apesar de ser um modelo mais simplificado é eficiente e suficiente para a simulação do processo para esse trabalho.

3.2 HAZOP

O HAZOP é uma metodologia que deve ser feita em grupo, com expertise em engenharia e operações do processo, que tenha conhecimento e experiência no processo a ser analisado. No entanto, nesse trabalho, o método será aplicado de uma forma mais simplificada, levando em consideração os conhecimentos adquiridos durante a graduação e a realização deste trabalho de conclusão de curso. O procedimento para a análise HAZOP tem os seguintes passos:

1. Fluxograma detalhado do processo, e divisão do processo em uma série de unidades de processos;
2. Escolha dos nós para aplicação do método, neste trabalho serão escolhidos 2 nós;
3. Descrição da intenção de cada nó;
4. Escolha de um parâmetro do processo
5. Aplicar uma palavra guia, Tabela 2.1, aos parâmetros do processo, as Tabela 3.1 e 3.2 mostram as combinações válidas entre as palavras-guia e os parâmetros do processo;
6. Se aplicável, determinar possíveis causas;
7. Se houver, analisar as consequências dos desvios
8. Recomendar ações (o quê? Por meio de quem? Quando?)
9. Registrar todas as informações
10. Repetir passos 5 a 9 até que todas as palavras guias tenham sido aplicadas ao parâmetro selecionado;
11. Repetir 4 a 10 até todos os parâmetros de processos que sejam aplicáveis ao nó tenha sido analisado. (Crowl & Louvar, 2002)

Tabela 3.1 Combinações Válidas de Palavras-Guia e Parâmetros de Processo para as linhas de processo (os X representam combinações válidas)

Parâmetros de processo	Não, nenhum	Mais, maior	Menos, menor	Bem como, também	Parte de	Inverso	Outro que	Mais cedo que	Mais tarde que	Onde Mais
Fluxo	X	X	X	X	X	X	X	X	X	
Temperatura		X	X					X	X	
Pressão		X	X	X				X	X	
Concentração	X	X	X	X	X			X	X	
pH		X	X				X	X	X	
Viscosidade		X	X					X	X	
Estado				X				X	X	

Fonte: Crowl & Louvar, 2002

Tabela 3.2 Combinações Válidas de Palavras-Guia e Parâmetros de Processo para os vasos do processo (os X representam combinações válidas)

Parâmetros de processo	Não, nenhum	Mais, maior	Menos, menor	Bem como, também	Parte de	Inverso	Outro que	Mais cedo que	Mais tarde que	Onde Mais
Nível	X	X	X	X	X		X	X	X	X
Temperatura		X	X					X	X	
Pressão		X	X	X				X	X	
Concentração	X	X	X	X	X			X	X	
pH		X	X				X	X	X	
Viscosidade		X	X					X	X	
Agitação		X	X		X	X		X	X	
Volume	X	X	X	X	X			X	X	X
Reação	X	X	X				X	X	X	
Estado				X			X	X	X	
Amostra	X			X	X		X	X	X	

Fonte: Crowl & Louvar, 2002

3.3 REATIVIDADE

Neste trabalho, análise de reatividade será feita através do Software CRW – Chemical Reactivity Worksheet, no qual será extraído uma matriz de compatibilidade química dos componentes químicos presentes na produção da acetona via desidrogenação do álcool isopropílico. Com a matriz de compatibilidade química gerada pelo software, é possível identificar possíveis perigos que podem ocorrer se ocorrer a interação dos componentes.

3.4 ALÍVIOS DE PRESSÃO

Os dimensionamentos dos alívios de pressão serão realizados utilizando o software Aspen Hysys, em que há uma ferramenta de análise de segurança em que é possível fazer essa simulação. Para a localização dos alívios de pressão serão utilizadas as diretrizes da

Tabela 2.2.

3.5 ÁRVORE DE FALHA

Será escolhido um evento de topo que resultará na árvore de falhas. Para a construção dessa árvore, o fluxograma do processo Figura 2.5, os dados do ANEXO A, e a Tabela 3.3 serão utilizados para definir os eventos de topo, aquele que normalmente é indesejado, os eventos básicos, aqueles que não necessitam que ocorra um desenvolvimento a partir dele, e os eventos intermediários, que estão entre os eventos de topo e os básicos. (Lees, 1996)

Tabela 3.3 Componentes de transferência lógica utilizados em uma árvore de falhas

	Conector E:	O evento de saída resultante requer a ocorrência simultânea de todos os eventos de entrada.
	Conector OU:	O evento de saída resultante requer a ocorrência de qualquer um dos eventos de entrada.
	Evento INIBIÇÃO:	O evento de saída vai ocorrer se a entrada e a condição inibidora ocorrerem.
	Evento BÁSICO:	Um evento de falha que não precisa de mais detalhamento.
	Evento INTERMEDIÁRIO:	Um evento que resulta da interação de uma série de outros eventos.
	Evento NÃO DESENVOLVIDO:	Um evento que não pode ser mais desenvolvido devido à falta de informações adequadas.
	Evento EXTERNO:	Um evento que é uma condição limite para a árvore de falhas.
	Símbolos de TRANSFERÊNCIA:	Utilizados para transferir a árvore de falhas de/para outra página.

Fonte: Crowl & Louvar, 2002

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 SIMULAÇÃO DO PROCESSO

O fluxograma resultante da simulação do processo no Aspen Hysys pode ser visto na Figura 4.3.

A Tabela 4.1 mostra a comparação de algumas correntes que foram simuladas no Aspen Hysys com as mesmas correntes do processo proposto por Turton, et.al, 2008. A partir da Tabela 4.1 é possível comparar a composição da corrente, as temperaturas e pressão, alguns pontos houve grande divergência, entre eles vale destacar a corrente 3, que é a saída do reator R-1101, em que é possível observar uma menor fração molar da acetona, que representa uma menor

conversão. Segundo Turton, et.al a conversão obtida no processo é de 85-92% e temperatura de 350°C. Na simulação obteve-se conversão de 78% e temperatura de 251°C,

A corrente 5, que é a saída do vapor do separador de fases, a maior diferença está na fração molar do IPA que a simulada é o dobro da reportada por Turton, et.al, 2008. As correntes 6 e 7 são as saídas da coluna de stripping (T-1101) da acetona, em que são a saída de vapor no topo e a de líquido na parte inferior. Comparando-se as correntes de saída da T-1101 simuladas com os valores repostados por Turton, et.al, 2008, a corrente 6 possui maior fração molar de acetona e menor de IPA, a corrente 7 apresenta temperatura 10°C mais elevada.

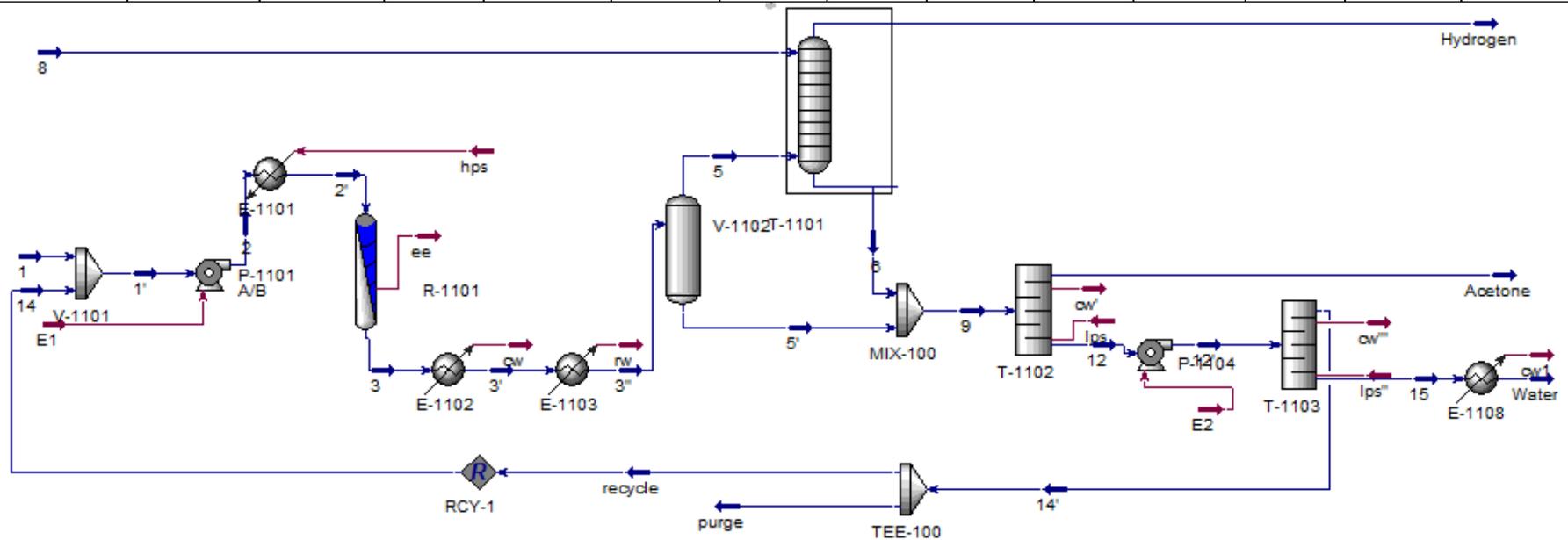
Já a corrente 11 e 12 que são o destilado e o produto de fundo da coluna T-1102, respectivamente. A corrente 11 simulada possui temperatura 53% menor que segundo Turton, et.al, 2008 propõe, e a corrente 12 da bibliografia possui fração molar da água 11% maior que a simulada.

Na corrente 14, corrente de reciclo, a fração molar de IPA na simulação é de 0,9652, já segundo Turton, et.al, 2008 é de 0,6497. Já a corrente 15, que é o produto de fundo da coluna de destilação T-1103 são bem semelhantes os resultados obtidos e o resultado do Turton, et.al, 2008.

De maneira geral, o processo simulado foi coerente com os valores reportados na literatura Turton, et.al, 2008. As discrepâncias encontradas são devidas às simplificações feitas na simulação do processo deste trabalho como: adoção de colunas de separação do tipo *short-cut*, não implementação das principais malhas de controle, vasos de armazenamento e aquecedor do tipo fornalha. Entretanto, estas simplificações não interferem nas análises iniciais de segurança apresentadas na sequência.

Figura 4.1 Fluxograma simulado no Aspen Hysys

V-1101	P-1101 A/B	E-1101	R-1101	E-1102	E-1103	V-1102	T-1101	Mix-100	T-1102	P-1104 A/B	T-1103	E-1108	TEE-100
Misturador da alimentação IPA	Bomba alimentação IPA	Vaporizador alimentação IPA	Reator IPA	Resfriador do efluente reator	Resfriador de correção	Separador de fases	Stripper acetina	Misturador	Coluna da acetona	Bomba da coluna de IPA	Coluna de IPA	Resfriador da água	Separador da purga



Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 4.1 Comparação entre as correntes

Corrente	Turton, et.al, 2008								Simulação no Aspen Hysys							
	3	5	6	7	11	12	14	15	3	5	6	7	11	12	14	15
Temperatura [°C]	350	20	27	27	61	90	83	109	251	20	29,97	37,94	28,7	90,1	91,71	109,3
Pressão [bar]	1,91	1,63	1,63	1,5	1,5	1,4	1,2	1,4	2,16	1,63	2,01	2,01	1,5	1,4	1,5	1,4
Vazão molar [kgmol/h]	51,96	39,74	21,14	38,6	32,29	41,73	5,88	35,85	89,29	35,51	21,14	34,38	29,8	45,11	5,88	35,94
Vazão mássica [ton/h]	2,4	0,34	0,46	0,24	1,88	0,92	0,27	0,65	2,747	0,285	0,456	0,190	1,731	1,187	0,346	0,648
Fração molar																
Acetona	0,3772	0,1117	0,0913	0,0650	0,9993	0,0038	0,0272	0,0000	0,3525	0,0980	0,0781	0,0532	0,9933	0,0010	0,0048	0,0000
IPA	0,0417	0,0030	0,0047	0,0005	0,0007	0,0915	0,6497	0,0000	0,1013	0,0062	0,0103	0,0001	0,0063	0,1963	0,9652	0,0001
Água	0,2056	0,0101	0,9040	0,0334	0,0000	0,9046	0,3231	1,0000	0,1939	0,0105	0,9116	0,0321	0,0001	0,8027	0,0300	0,9999
Hidrogênio	0,3755	0,8752	0,0000	0,9010	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,3522	0,8853	0,0000	0,9145	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000

Fonte: Turton, et.al, 2008 e acevo pessoal

4.2 HAZOP

Foram escolhidos 2 nós ou ponto de estudo (tanque, linha, instrução de operação) são eles o reator R-1101 e o vaporizador E-1101, segundo a Figura 2.5.

As tabelas: Tabela 4.2, Tabela 4.3, Tabela 4.4 e Tabela 4.5 mostram os resultados obtidos pelo estudo HAZOP dos nós mencionados.

A partir do estudo de perigo e operabilidade (HAZOP) foi possível identificar possíveis pontos de perigo na produção da acetona via desidrogenação do álcool isopropílico. Além de mapear possíveis ações para a prevenção desses perigos. Ações como instalação de sensores e alarmes que alertem os operadores de possíveis perigos, instalação de válvulas tipo falhas aberta, para garantir o fluxo e não ter aumento de pressão e possíveis explosões, assim como instalação de filtros com manutenção para garantir não exista obstruções nos equipamentos e não ocorra o aumento de pressão.

Quando o HAZOP é realizado em grupo, com conhecimentos específicos do processo, e um grupo multifuncional, é possível identificar maioria dos riscos intrínsecos do processo, e assim, criar um plano de ação para cada risco. Assim, deixar o processo mais seguro.

Tabela 4.2 Resultado do HAZOP do Reator R-1101 (Página 1/2)

Estudo de perigos e Operabilidade - HAZOP						
Nome do projeto: Identificação de Perigos				Data: 15/10/2019		Página: 1/2
Processo: Produção de acetona via desidrogenação do álcool isopropílico						
Seção: Reator R-1101					Desenho Referência:	
Item	Ponto de estudo (Nó)	Parâmetros do processo	Desvios (palavras-guias)	Possíveis causas	Possíveis consequências	Ação necessária
1A	Reator	Fluxo	Não	1. Válvula de controle fechada	1. Acúmulo de reagentes e produto no reator	- Inserir válvula do tipo falha aberta
				2. Entrada do fluxo obstruída	2. Aumento da temperatura do reator	- Instalar filtro com procedimento de manutenção
				3. Saída do fluxo obstruída	3. Acúmulo de reagentes e produto no reator	- Instalar alarme de alta temperatura para alertar o
				4. Falha do controle e fechamento de válvula	4. Acúmulo de reagentes e produto no reator	- Inserir válvula do tipo falha aberta
1B			Maior	1. Controlador falha e abre a válvula da saída	1. Não ocorrer a conversão desejada	- Colocar controlador na lista de instrumentação crítica
				2. Válvula de controle falha aberta	2. Não ocorrer a conversão desejada	- Instalar alarme de controle de temperatura para alertar operador
1C			Menor	1. Obstrução parcial do fluxo	1. Acúmulo de reagentes e produto no reator	- Instalar filtro com procedimento de manutenção
					2. Aumento da temperatura do reator	- Instalar alarme de alta temperatura para alertar o operador
1D			Bem como	1. Contaminação do fluxo de entrada do reator	1. Diminuição da conversão devido à um material inerte	- Testes de qualidade das matérias-primas
					2. Produção de um produto indesejável	- Testes de qualidade das matérias-primas
1E			Parte de	1. Semelhante a 1C	-	-
1F			Inverso	1. Falha no suprimento de matéria prima	1. Aumento na temperatura do reator	- Instalar alarme de alta temperatura para alertar o operador
				2. Elevada contrapressão, gerando refluxo	1. Aumento na temperatura do reator	- Instalar alarme de alta temperatura para alertar o operador
1H			Outro que	Não se considera possível	-	-
1G			Mais cedo que	Não se considera possível	-	-
1H			Mais tarde que	Não se considera possível	-	-

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 4.3 Resultado do HAZOP do Reator R-1101 (Página 2/2)

Estudo de perigos e Operabilidade - HAZOP						
Nome do projeto: Identificação de Perigos				Data: 15/10/2019		Página: 2/2
Processo: Produção de acetona via desidrogenação do álcool isopropílico						
Seção: Reator R-1101				Desenho Referência:		
Item	Ponto de estudo (Nó)	Parâmetros do processo	Desvios (palavras-guias)	Possíveis causas	Possíveis consequências	Ação necessária
2A		Temperatura	Maior	1. Falha no sistema de troca de calor	1. Superaquecimento e explosão do reator	- Instalar alarme de alta temperatura para alertar o operador
2B			Menor	1. Falha no sistema de troca de calor	1. Favorecimento da reação reversa	- Instalar alarme de alta temperatura para alertar o operador
			Mais cedo que	Não se considera possível	-	-
			Mais tarde que	Não se considera possível	-	-
3A		Pressão	Maior	1. Obstrução do fluxo	1. Explosões	- Instalar um manômetro e um sistema de alerta em caso de alteração na pressão.
3B			Menor	1. Vazamentos	1. Diminuição na Velocidade da escoamento	- Instalar um manômetro e um sistema de alerta em caso de alteração na pressão.
				2. Perda de carga inesperada	2. Comprometimento do processo reacional no reator	
3C			Mais cedo que	Não se considera possível	-	-
3D			Mais tarde que	Não se considera possível	-	-
4A		Reação	Não	1. Falta matéria prima	1. Falha no abastecimento da planta	- Instalar sensor de nível nos tanquer de armazenamento de matéria prima
					2. Falha no abastecimento da linha	- Treinar operador para evitar essa falha
4B			Maior			
4C			Menor	1. Temperatura inadequada	1. Não atingir conversão estabelecida	- Instalar alarme de baixa temperatura para alertar o operador
				2. Acumulo de produtos	1. Favorecer reação inversa	- Instalar sistema de controle com sensores para identificar e alertar operador com relação a composição na saída do reator - Testes de qualidade do produto saindo do reator
4D			Outro que	Não se considera possível	-	-
4E			Mais cedo que	Não se considera possível	-	-
4F			Mais tarde que	Não se considera possível	-	-

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 4.4 Resultado do HAZOP do Evaporador E-1101 (Página 1/2)

Estudo de perigos e Operabilidade - HAZOP						
Nome do projeto: Identificação de Perigos				Data: 15/10/2019		Página: 1/2
Processo: Produção de acetona via desidrogenação do álcool isopropílico						
Seção: Vaporizador E-1101				Desenho Referência:		
Item	Ponto de estudo (Nó)	Parâmetros do processo	Desvios (palavras-guias)	Possíveis causas	Possíveis consequências	Ação necessária
1A	Vaporizador	Fluxo	Não	1.Válvula de controle fechada	1. Aumento da pressão no vaporizador	- Instalar válvula tipo falha aberta
				2.Fluxo obstruído	1. Aumento da pressão no vaporizador	- Instalar um barômetro e um sistema de alerta em caso de alteração na pressão de saída do evaporador
				3. Falha do controle e fechamento de válvula	1. Aumento da pressão no vaporizador	- Instalar válvula tipo falha aberta
1B			Maior	1. Controlador falha e abre a válvula	1. Não vaporizar os componentes	- Instalar um barômetro e um sistema de alerta em caso de alteração na pressão de saída do evaporador
				2.Válvula de controle falha aberta	1. Não vaporizar os componentes	
1C			Menor	1. Obstrução parcial do fluxo	1. Aumento da pressão no vaporizador	- Instalar um barômetro e um sistema de alerta em caso de alteração na pressão de saída do evaporador
				2. Vazamentos	1. Perda dos componentes	
1D			Bem como	1. Contaminação no fluxo no vaporizador	1. Não é possível	-
1E			Parte de	1. Semelhante 1C	-	-
1F			Inverso	1. Elevada contrapressão, gerando refluxo	1. Mudança na pressão do vaporizador	- Instalar um barômetro e um sistema de alerta em caso de alteração na pressão de saída do evaporador
1G			Outro que	Não se considera possível	-	-
1H			Mais cedo que	Não se considera possível	-	-
1I			Mais tarde que	Não se considera possível	-	-

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 4.5 Resultado do HAZOP do Evaporador E-1101 (Página 2/2)

Estudo de perigos e Operabilidade - HAZOP						
Nome do projeto: Identificação de Perigos				Data: 15/10/2019		Página: 2/2
Processo: Produção de acetona via desidrogenação do álcool isopropílico						
Seção: Vaporizador E-1101					Desenho Referência:	
Item	Ponto de estudo (Nó)	Parâmetros do processo	Desvios (palavras-guias)	Possíveis causas	Possíveis consequências	Ação necessária
2A		Temperatura	Maior	1. Falha no controle de temperatura	1. Atingir o equilíbrio dinâmico entre líquido e vapor	- Instalar um termopar ou termommetro para controle de temperatura, e alarmes para alertar operador
2B			Menor	1. Falha no controle de temperatura	1. Não vaporizar os componentes	
			Mais cedo que	Não se considera possível	-	-
			Mais tarde que	Não se considera possível	-	-
3A		Pressão	Maior	1. Aumento da temperatura	1. Atingir o equilíbrio dinâmico entre líquido e vapor	- Instalar um termopar ou termommetro para controle de temperatura, e alarmes para alertar operador
3B			Menor	1. Vazamentos	1. Diminuição na velocidade de escoamento	- Instalar um barômetro e um sistema de alerta em caso de alteração na pressão de saída do evaporador
				2. Perda de carga inesperada	2. Comprometimento do processo reacional no reator	
3C			Mais cedo que	Não se considera possível	-	-
3D			Mais tarde que	Não se considera possível	-	-
4A		Estado	Bem como	1. Equilíbrio líquido-vapor	1. Contaminação do reagente gasoso com reagente líquido	- Inserir uma corrente de purga que retorna ao evaporador
4B			Outro que	Não se considera possível	-	-
4C			Mais cedo que	Não se considera possível	-	-
4D			Mais tarde que	Não se considera possível	-	-

Fonte: Acervo Pessoal

4.3 REATIVIDADE

Com os componentes químicos presentes na produção da acetona via desidrogenação do álcool isopropílico e o software CRW foi possível montar a matriz de compatibilidade dos componentes químicos, Figura 4.2.

Figura 4.2 Matriz de compatibilidade dos componentes químicos

Y : Compatible N : Incompatible C : Caution SR : Self-Reactive * : Changed by user							
NFPA Health Flammability Instability Special				ACETONE HYDROGEN ISOPROPANOL WATER			
			PRODUÇÃO DE ACETONA VIA DESIDROGENAÇÃO DO ÁLCOOL ISOPROPÍLICO Compatibility				
1	3	0	ACETONE				
0	4	0	HYDROGEN	N			
1	3	0	ISOPROPANOL	C	C		
			WATER	Y	Y	Y	

Fonte: Software CRW

A partir da matriz, foi possível verificar possíveis pontos de atenção, são eles a interação da acetona e hidrogênio, que são consideradas incompatíveis, e a interação do isopropanol com a acetona e com o hidrogênio, que são reações que se deve ter cuidado.

A acetona é um componente tem como perigo intrínseco ser altamente inflamável. Se em contato com o hidrogênio, que também é altamente inflamável, a reação libera gases hidrocarbonetos que podem gerar o aumento de pressão no equipamento, aumentando o risco de explosão. Além de que essa reação é exotérmica a temperaturas ambientes, o que libera calor e aumenta a temperatura, podendo aumentar a temperatura do sistema e gerar um descontrole das reações que pode iniciar incêndios. A reação entre os dois componentes também pode ocorrer de forma intensa, violenta e explosiva. Os produtos da reação podem ser além de inflamáveis, instáveis sob temperatura ambiente.

O IPA tem como perigo intrínseco ser um químico inflamável e um composto peroxidável. Uma substância peroxidável contém um átomo de hidrogênio autoionizável que é ativado pela

própria característica da molécula ou na presença de luz. Os peróxidos são geralmente termo instáveis, assim apresentam riscos durante o armazenamento e destilação. (Ministério do Trabalho e Emprego & Fundacentro, 1999). O IPA tem classe B, na classificação de substâncias peroxidáveis, sendo as classes caracterizadas como:

- Classe A: Substâncias que em baixas concentrações formam peróxidos em níveis explosivos
- Classe B: Substâncias que em altas concentrações formam peróxidos em níveis explosivos
- Classe C: Substâncias que podem se autopolimerizar quando houver formação de peróxido
- Classe D: Substâncias que podem formar peróxido, mas não se encaixam em nenhuma das opções anteriores (Nascimento, Semaan, & Bourguignon, 2016)

Devido a sua classe, o armazenamento do álcool isopropílico deve ser feita a baixas concentrações para que o risco de explosão seja minimizado. Além dessas características, a interação desse com a acetona é um ponto de cuidado, pois os produtos oriundos dessa reação podem ser explosivos ou sensíveis a choques e fricção, além de poderem ser instáveis a temperatura ambiente. Assim como a reação do IPA com acetona, a reação do IPA com hidrogênio também é um ponto de atenção, já que sua reação pode gerar produtos inflamáveis, e liberação de gases, que podem aumentar a pressurização nos equipamentos.

Já a água não apresenta nenhum perigo intrínseco e nenhuma reação perigosa com os outros componentes.

Para diminuir os riscos associados à reatividade química existem métodos para controle dos produtos químicos reativos, são eles o método inerente, passivo, ativo e baseado em procedimentos.

Segundo o método inerente, é necessário utilizar inventários menores para os produtos químicos reativos, para que caso ocorra algum acidente, esse tenha menores impactos, seria o caso do isopropanol. E também, se possível eliminar os inventários de químicos reativos intermediários. Algumas ações são possíveis para diminuir inventários, como a redução do comprimento e diâmetro das tubulações, que também reduzem as taxas de vazamento em caso de ruptura. Produção sob demanda, que além de diminuir o inventário reduz o transporte de

produtos químicos reativos. Também se deve utilizar os químicos reativos em concentrações mais baixas, no caso do álcool isopropílico para se evitar explosões, já que ele é um componente peroxidável. Na hora da projeção dos equipamentos se deve levar em conta a prevenção de acidentes e falhas humanas, e também fazer esse projeto mais simplificado.

Já no método passivo, deve haver a garantia que os químicos incompatíveis sejam separados, e que essas distancias sejam adequadas, sejam nos recipientes de armazenamento, reatores ou outros equipamentos. Além disso, deve haver barreiras físicas para garantir o contingenciamento em caso de derramamentos de químicos reativos. Também se deve ter proteção passiva contra incêndios nos reatores, nos recipientes de armazenamento e equipamentos mecânicos. Nesse método também deve haver a garantia que a distância entre a planta e a comunidade vizinha seja adequada para segurança.

No método ativo, é necessário analisar todos os possíveis riscos em cada etapa do processo, e assim, com conhecimentos técnicos aplicar ações corretivas, como sistemas de extinção, interrupção de reações químicas, proteção ativa contra incêndios, inibidores dos químicos reativos durante o armazenamento, sistemas de controle de temperatura, entre outras ações para garantir que não haverá falhas que não foram previstas.

No que se refere ao método baseado em procedimentos, é necessário a análise dos químicos com relação os processos, novos e existentes, documentar possíveis riscos de reatividade química e as decisões gerenciais, ter treinamentos sobre perigos da reatividade química, auditorias para garantir a correto funcionamento do programa de reatividade química, e é importante ter programas que garantam o controle de qualidade dos produtos químicos recebidos, seja em concentração ou pureza.

As utilizações desses métodos ajudam a reconhecer os riscos associados a reatividade química e prevenir possíveis acidentes que venham a ocorrer devido a ela.

4.4 ALÍVIOS DE PRESSÃO

Os alívios de pressão foram alocados segundo a diretrizes da Tabela 2.2, sendo alocados em todos os vasos e no lado da descarga das bombas. A Figura 4.3 mostra a disposição dos alívios de pressão.

As válvulas dos alívios de pressão são feitas com aço carbono, com exceção da válvula 100PSV006 que é de aço inoxidável que também diferente das outras, que são do tipo que são do tipo convencional que aguenta 10% de contrapressão, é do tipo fole equilibrada, que suporta 50% de contrapressão. A Tabela 4.6 mostra os tamanhos dos flanges internos e externos, sua taxa para parafusar interna e externa, a área do orifício calculado e selecionada e o tipo de orifício de todas as válvulas alocadas no processo, mostrando assim o dimensionamento dos alívios de pressão. Os relatórios gerados da análise de segurança do Aspen Hysys podem ser encontrados no apêndice 7.2.

Tabela 4.6 Tamanho interno e externo do flange e sua taxa de interna e externa, área calculada e área selecionada e o orifício

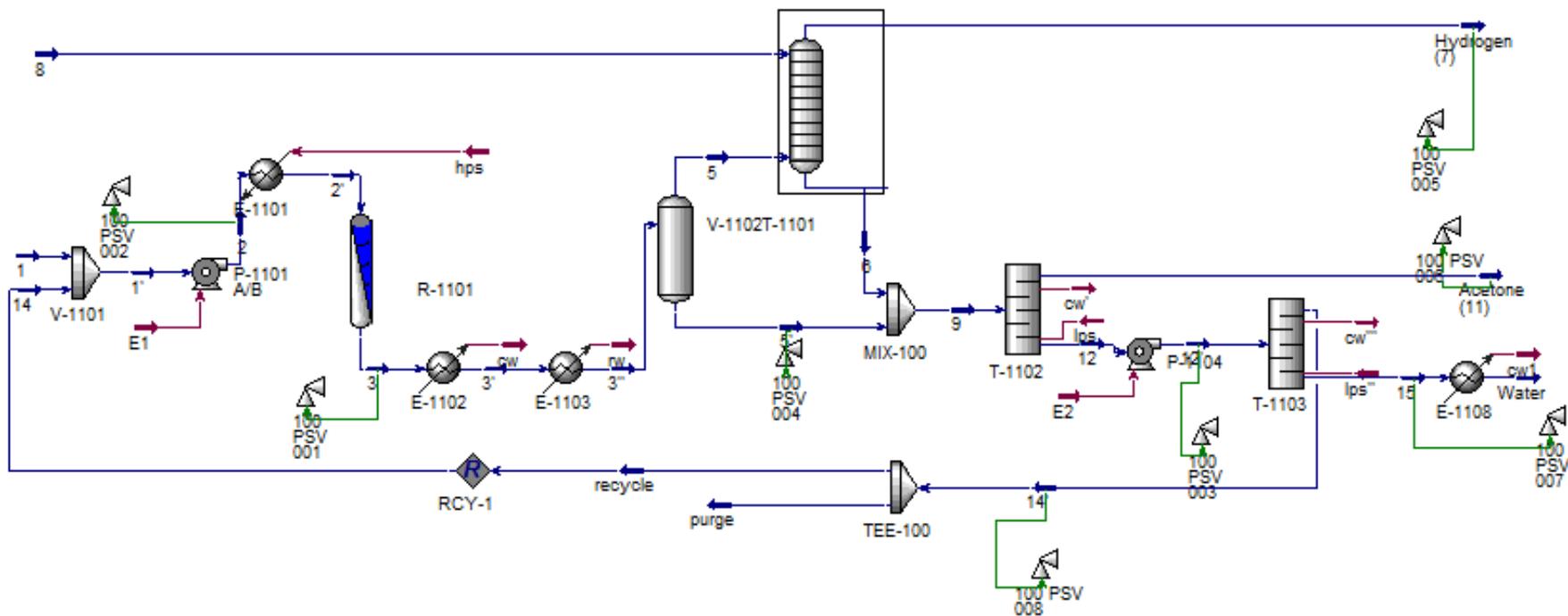
Flange		100PSV006		100PSV001		100PSV002		100PSV004		100PSV005		100PSV003		100PSV007		100PSV008	
Size: Inlet	Size: Outlet	1	2	3	4	1	2	1,5	2	1	2	1,5	2	1	2	1,5	3
		in	in														
Flange Rating or Screwed (In / Out)		150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	900	300	150	150	150	150
Calc. Area sq.		0,277	cm2	15,260	cm2	0,548	cm2	0,891	cm2	0,850	cm2	0,344	cm2	1,072	cm2	3,406	cm2
Selected Area		0,709	cm2	18,406	cm2	0,709	cm2	1,980	cm2	1,264	cm2	0,709	cm2	1,264	cm2	5,064	cm2
Orifice		D		L		D		F		E		D		E		H	

Fonte: Acervo Pessoal

Os alívios de pressão propostos são uma maneira de proteger os equipamentos instalações de uma sobrepessão, e de possíveis explosões, aumentando a segurança inerente do processo. Os dimensionamentos dos alívios foram feitos utilizando o a ferramenta de *Safety Analysis* do simulador *Aspen Hysys*, que leva em consideração a norma ASME I e permite uma sobrepessão de 10%.

Figura 4.3 Localização dos alívios de pressão

V-1101	P-1101 A/B	E-1101	R-1101	E-1102	E-1103	V-1102	T-1101	Mix-100	T-1102	P-1104 A/B	T-1103	E-1108	TEE-100	100PSV002	100PSV001	100PSV004	100PSV005	100PSV006	100PSV003	100PSV007	100PSV008
Misturador da alimentação IPA	Bomba alimentação IPA	Vaporizador alimentação IPA	Reator IPA	Resfriador do efluente reator	Resfriador de correção	Separador de fases	Stripper acetina	Misturador	Coluna da acetona	Bomba da coluna de IPA	Coluna de IPA	Resfriador da água	Separador da purga	Válvula da bomba P-1101 A/B	Válvula do reator R-1101	Válvula do separador V-1102	Válvula do stripper T-1101	Válvula da coluna T-1102	Válvula bomba P-1004 A/B	Válvula coluna T1103	Válvula coluna T1104

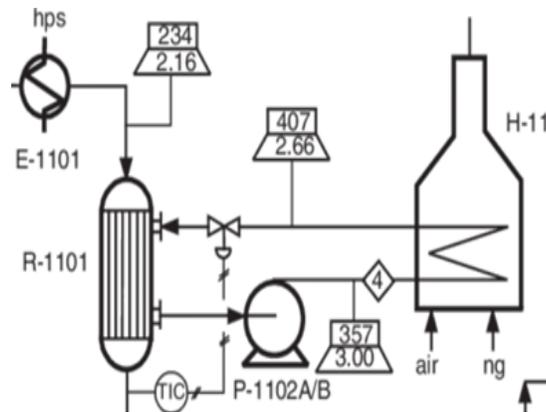


Fonte: Acervo Pessoal

4.5 ÁRVORE DE FALHA

Na realização da árvore de falha considerou-se como evento de topo a temperatura elevada do reator R-1101(Figura 4.4). Sabendo-se que esse possui dois controladores de temperatura, um termopar que soa um alarme e um termômetro para leitura do operador, um alarme para alertar operador sobre aumento de temperatura, uma válvula de controle, um medidor de temperatura, e uma válvula de alívio de pressão, foi possível montar a árvore de falha, Figura 4.5.

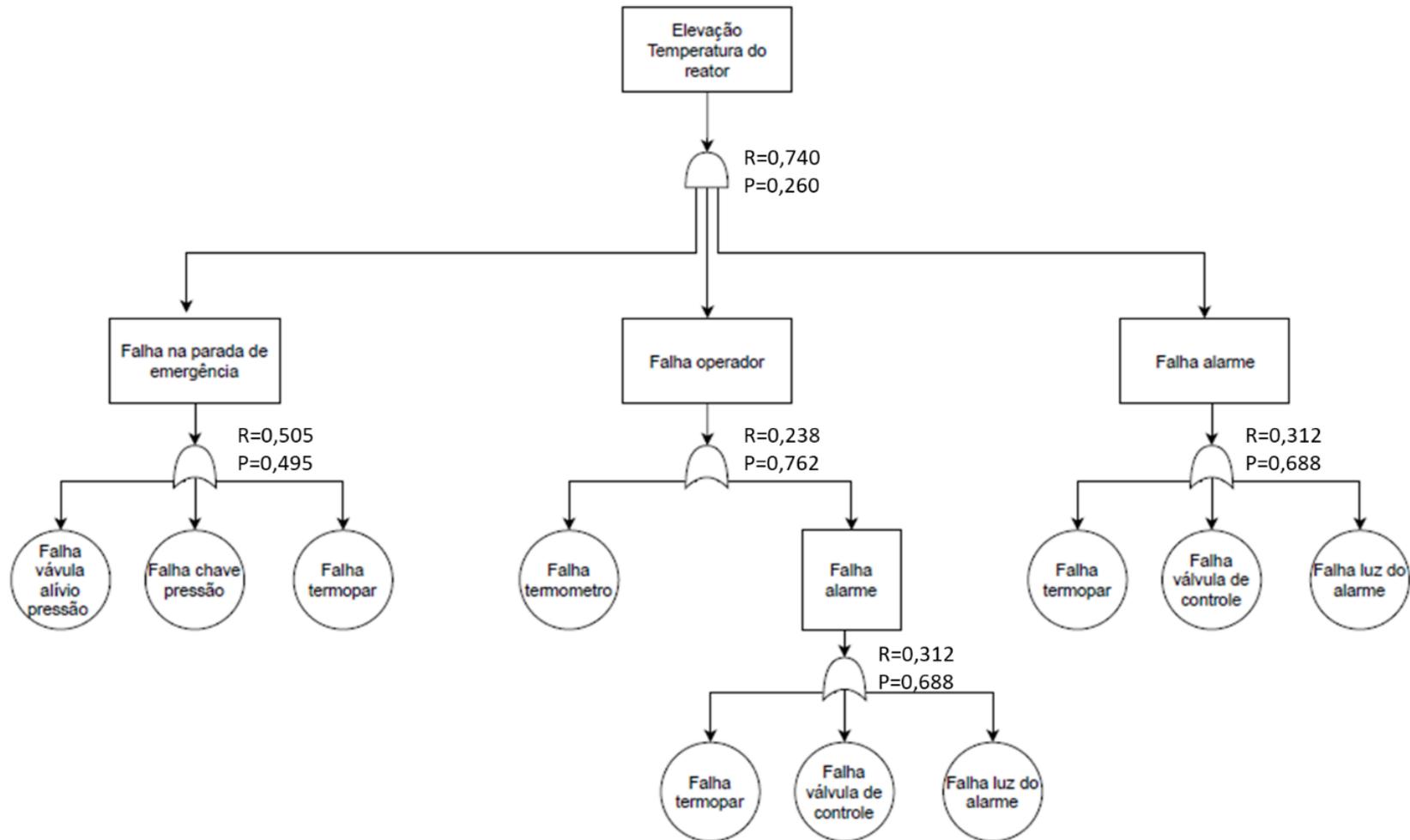
Figura 4.4 Reator R-1101



Fonte: Turton, et.al, 2008

A produção da acetona via desidrogenação do álcool isopropílico é uma reação endotérmica, porém caso o sistema de aquecimento apresente alguma falha pode fazer com que a temperatura e operação passe do limite permitido. Na ocorrência desta falha resultados catastróficos podem ocorrer, como liberações acidentais, incêndios e explosões, acarretando em perdas na integridade estrutural dos equipamentos, da infraestrutura e colocando os trabalhadores e a comunidade em risco.

Figura 4.5 Árvore de falha



Fonte: Acervo Pessoal

O tempo considerado nos cálculos foi de 1 ano, e foram utilizadas as equações 3,4 e 5, junto com as da Figura 2.10. Com essa árvore de falhas, foi possível chegar a um MTBF de 3,32 anos, ou seja, o intervalo de tempo entre duas falhas do componente é de 3,32 anos. Os cálculos podem ser vistos no apêndice 7.1.

O tempo de falha de 3,32 anos é considerado bem curto, principalmente pelas possíveis consequências da falha do reator, com isso, sugere-se que melhorias de segurança sejam aplicadas ao processo, como treinamento periódico dos operadores, calibração dos medidores de temperatura, e teste de alarmes.

Com a construção da árvore de falha é possível observar possíveis falhas do sistema, sejam elas do operador, como erros de leitura dos medidores, ou dos equipamentos, como falha na abertura de uma válvula. Com essas falhas mapeadas é possível identificar pontos de atenção, e propor melhorias na planta e com os operadores para que a probabilidade do evento de topo diminua e o MTBF aumente.

Assim como o HAZOP, a árvore de falha é realizada com grupo multifuncionais, que possuem conhecimento específicos do processo, e que juntos conseguem identificar o maior número de possíveis falhas para assim, conseguirem aplicar melhorias no processo, além de identificarem a probabilidade de ocorrer determinado evento, e a importância desse para a segurança da planta.

5 CONCLUSÕES

A simulação do processo feita no simulador de processos Aspen Hysys V10 mostrou uma conversão de aproximadamente 78%, resultado próximo ao valor mínimo proposto por Turton, et.al (2008) de 82%.

Após o estudo do HAZOP foi possível identificar possíveis perigos associados ao processo estudado, assim como identificar possíveis causas e também identificar possíveis ações para a prevenção desses riscos, entre essas ações podem ser citadas: instalação de alarmes e sensores, instalação de válvulas, filtros e manômetros.

Já no estudo de reatividade química, com a construção da matriz de reatividade, gerada pelo *software* CRW, foi possível identificar que existe interações que merecem atenção, são elas a interação da acetona e hidrogênio, que são consideradas incompatíveis, e a interação do isopropanol com a acetona e com o hidrogênio, que são reações que se deve ter cuidado. E com isso analisar métodos de controle de produtos químicos, que são: o método inerente, passivo, ativo e baseado em procedimentos.

A análise dos alívios de pressão mostrou que seriam necessárias ao menos 8 válvulas. Foram simulados possíveis cenários em que essas válvulas poderiam atuar, e como isso foram encontradas as possíveis configurações das válvulas. As válvulas selecionadas possuem áreas: 100PSV006, 100PSV002 e 100PSV003 - 0,709 cm², 100PSV001 -18,402 cm², 100PSV004 – 1,980 cm², 100PSV005 e 100PSV0077 – 1,264 cm² e 100PSV008 – 5,5064 cm², como mostrado na Tabela 4.6.

A investigação de risco pela árvore de falha do aumento de temperatura do reator resultou em um MTBF de 3,32 anos, o que significa que esse é o intervalo entre duas possíveis falhas do reator pelo motivo citado. Foi possível identificar possíveis falhas no processo, são elas da operação, dos leitores de medidas e equipamentos. Mitigando essas falhas é possível aumentar o tempo entre duas falhas do equipamento.

O presente trabalho mostrou possíveis análises de risco da produção da acetona via desidrogenação do álcool isopropílico, e possíveis falhas que podem ocorrer nesse processo,

mostrando a importância de um estudo aprofundado no tema para todos os processos, para se evitar graves acidentes.

6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- American Institute of Chemical Engineers. (2000). *Chemical Process Quantitative Risk Analysis* (2 ed.). New York, New York: Library of Congress .
- Brown, W. H. (27 de Novembro de 2018). *Encyclopedia Britannica*. Acesso em 2019 de Agosto de 25, disponível em Site da Encyclopedia Britannica: <https://www.britannica.com/science/acetone>
- Center for Chemical Process Safety. (2016). *Introducion to process safety for undergraduates and engineers*. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Ink.
- Center for Chemical Process Safety. (1999). *Consequence Analysis of Chemical Releases*. New York, New York: American Institute of Chemical Engineers.
- Center for Industry Education Collaboration (CIEC). (s.d.). *The Essential Chemical Industry*. Acesso em 31 de Agosto de 2019, disponível em The Essential Chemical Industry: <http://www.essentialchemicalindustry.org/chemicals/propanone.html>
- Crowl, D. A., & Louvar, J. F. (2002). *Chemical Process Safety* (2 ed.). New Jersey: Prentice Hall PTR.
- Gestores Nacionais e Equipe Executiva do Programa Trabalho Seguro. (s.d.). *Trabalho seguro*. Acesso em 01 de Setembro de 2019, disponível em Trabaho seguro: <http://www.tst.jus.br/web/trabalhoseguro/apresentacao>
- Haofei Chemical. (30 de Março de 2018). *Haofei Chmical*. Acesso em 01 de Setembro de 2019, disponível em Haofei Chemical: <http://pt.haofeichemical.com/info/the-role-and-use-of-isopropyl-alcohol-25285194.html>
- IHS Markit. (s.d.). Acesso em 31 de Agosto de 2019, disponível em IHS Markit: <https://ihsmarkit.com/products/acetone-chemical-economics-handbook.html>
- IHS Markit. (Julho de 2018). Acesso em 31 de Agosto de 2019, disponível em IHS Markit: <https://ihsmarkit.com/products/isopropyl-alcohol-ipa-chemical-economics-handbook.html>

- International Labor Organization. (1996-2019). *International Labor Organization*. Acesso em 01 de Setembro de 2019, disponível em International Labor Organization: <https://www.ilo.org/global/topics/safety-and-health-at-work/lang--en/index.htm>
- Lees, F. P. (1996). *Loss Prevention in the Process Industries: Hazard Identification, Assessment and Control* (2 ed., Vol. I). Oxford, Great Britain: Butterworth - Heinemann.
- Merchant Research & Consulting lts. (s.d.). *Merchant Research & Consulting lts*. Acesso em 31 de Agosto de 2019, disponível em Merchant Research & Consulting lts: <https://mcgroup.co.uk/researches/acetone>
- Ministério da Economia. (s.d.). *Ministério da Economia*. Acesso em 31 de Agosto de 2019, disponível em Ministério da Economia: <http://www.mdic.gov.br/index.php/comercio-exterior/estatisticas-de-comercio-exterior/base-de-dados-do-comercio-exterior-brasileiro-arquivos-para-download>
- Ministério do Trabalho e Emprego & Fundacentro. (1999). *Substância peroxidáveis*.
- Nascimento, A. P., Semaan, F. S., & Bourguignon, S. C. (2016). *Manual de Gerenciamento de Resíduos Químicos da Universidade Federal Fluminense*. Niterói.
- Quimidrol Comércio Indústria Importações Ltda. (Novembro de 2007). *Quimidrol*. Acesso em 31 de Agosto de 2019, disponível em <http://sites.ffclrp.usp.br/cipa/fispq/Acetona.pdf>
- Quimidrol Comércio Indústria Importações Ltda. (11 de 07 de 2011). *Quimidrol*. Acesso em 31 de Agosto de 2019, disponível em <http://www.hcrp.fmrp.usp.br/sitehc/fispq/Isopropanol.pdf>
- Shreve, R. N., & Brink, J. A. (1977). *Indústrias de Processos Químicos*. (H. Macedo, Trad.) Rio de Janeiro, Rio de Janeiro: Guanabara Dois.
- Turton, R., Baile, R. C., Whiting, W. B., & Shaeiwitz, J. A. (2008). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process* (2 ed.). Upper Saddle River, New Jersey: Prentice Hall, PTR.

Velasco Júnior, W. T. (06 de Outubro de 2011). Método de Preparação Industrial de Solventes e Reagentes Químicos. *Revista Vistual de Química*, 3(4), 339-343. Fonte: <http://rvq.s bq.org.br/imagebank/pdf/v3n4a08.pdf>

7 APÊNDICE

7.1 CÁLCULO DOS RESULTADOS DA ÁRVORE DE FALHA

- Cálculo da falha da parada de emergência

$$R = e^{-(0,022+0,14+0,52)*1} = 0,505$$

$$P = 1 - 0,505 = 0,495$$

- Cálculo da falha do alarme

$$R = e^{-(0,52+0,60+0,044)*1} = 0,312$$

$$P = 1 - 0,312 = 0,688$$

- Falha do operador

$$R = e^{-(0,52+0,60+0,44+0,027)*1} = 0,238$$

$$P = 1 - 0,238 = 0,762$$

- Temperatura elevada do reator

$$R = 1 - (1 - 0,505) * (1 - 0,312) * (1 - 0,238) = 0,740$$

$$P = 1 - 0,740 = 0,260$$

$$\mu = -\ln(0,740) = 0,301$$

$$MTBF = \frac{1}{0,301} = 3,32$$

7.2 TABELAS COM DADOS DOS ALÍVIOS DE PRESSÃO

Tabela 7.1 Dados mecânicos das válvulas 100PSV006 e 100PSV001

GENERAL	1	Tag Number (Prefix / Name / Item / Suffix)	100	PSV	6		100	PSV	1	
	2	Service								
	3	Line Number / Vessel Number								
	4	Full Nozzle/Semi Nozzle								
	5	Safety or Relief								
	6	Conv., Bellows, Pilot Op.	*	Balanced-Bellow			Conventional			
	7	Bonnet Type								
CONN.	8	Size: Inlet * Size: Outlet	1	in	2	in	3	in	4	in
	9	Flange Rating or Screwed (In / Out)	150		150		150		150	
	10	Type of Facing (In / Out)								
MATERIALS	11	Body and Bonnet	Stainless Steel			Carbon Steel				
	12	Seat and Disc								
	13	Resilient Seat Seal								
	14	Guide and Rings								
	15	Spring								
	16	Bellows								
	17									
OPTIONS	18	Cap: Screwed or Bolted								
	19	Lever: Plain or Packed								
	20	Test Gage	FALSO			FALSO				
	21									
	22									
BASIS	24	Code								
	25	Fire	FALSO			FALSO				
	26									
	27									
FLUID DATA	28	Fluid State	Acetone @Main			TwoPhase	3 @Main		Vapor	
	29	Required Capacity	798,4048	kg/h			2747,234	kg/h		
	30	Mol. Wt. (gas) Oper. Sp. Gr. (liq)	58,0518075		0,949838363		37,88164759			
	31	Oper. Press. Set. Press.	0,48675	barG	0,48675	barG	1,14675	barG	1,14675	barG
	32	Oper. Temp. Rel. Temp.	-207,6	deg C	-207,6	deg C	90,21852	deg C	90,21852	deg C
	33	Back Pressure: Constant	1,01325	barA			1,01325	barA		
	34	Back Pressure: Variable		bar				bar		
	35	Back Pressure: Built Up	0,048675	bar			0,1	bar		
	36	% Allowable Overpressure	10			10				
	37	Overpressure Factor								
	38	Compressibility Factor (gas)	1			1				
	39	Latent Heat of Vaporization (for wetted fire only)		kcal/kg				kcal/kg		
	40	Ratio of Specific Heats (gas)	1,422683			1,137566				
	41	Operating Viscosity	65535	cP			0,010085	cP		
	42	Barometric Pressure	1,01325	barA			1,01325	barA		
	43									
	44									
	45	Calc. Area sq. in.	0,277076	cm2			15,25968	cm2		
	46	Selected Area	0,709	cm2			18,406	cm2		
	47	Orifice Designation	D			L				
	48	Manufacturer (Only if replacing other manufacture)								
	49	Model No.								

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.2 Dados mecânicos das válvulas 100PSV002 e 100PSV004

GENERAL	1	Tag Number (Prefix / Name / Item / Suffix)	100	PSV	2		100	PSV	4		
	2	Service									
	3	Line Number / Vessel Number									
	4	Full Nozzle/Semi Nozzle									
	5	Safety or Relief									
	6	Conv., Bellows, Pilot Op.	*	Conventional				Conventional			
	7	Bonnet Type									
CONN.	8	Size: Inlet * Size: Outlet	1	in	2	in	1,5	in	2	in	
	9	Flange Rating or Screwed (In / Out)	*	150	150	150	150				
	10	Type of Facing (In / Out)	*								
MATERIALS	11	Body and Bonnet	*	Carbon Steel				Carbon Steel			
	12	Seat and Disc	*								
	13	Resilient Seat Seal	*								
	14	Guide and Rings									
	15	Spring	*								
	16	Bellows									
	17										
OPTIONS	18	Cap: Screwed or Bolted	*								
	19	Lever: Plain or Packed	*								
	20	Test Gage		FALSO				FALSO			
	21										
	22										
BASIS	24	Code	*								
	25	Fire	*	FALSO				FALSO			
	26										
	27										
FLUID DATA	28	Fluid State	*	2 @Main Liquid				5' @Main Direct			
	29	Required Capacity	*	2747,234	kg/h		2656,63	kg/h			
	30	Mol. Wt. (gas) Oper. Sp. Gr. (liq)		47,49712845		0,774540319	46,87512929		0,79551991		
	31	Oper. Press. Set. Press.		2,82675	barG	3	barG	0,61675	barG	0,61675	barG
	32	Oper. Temp. Rel. Temp.		33,72688	deg C	33,726881	deg C	20	deg C	20	deg C
	33	Back Pressure: Constant		1,01325	barA		1,01325	barA			
	34	Back Pressure: Variable			bar			bar			
	35	Back Pressure: Built Up		0,3	bar		0,061675	bar			
	36	% Allowable Overpressure		10			10				
	37	Overpressure Factor									
	38	Compressibility Factor (gas)		65535			65535				
	39	Latent Heat of Vaporization (for wetted fire only)			kcal/kg			kcal/kg			
	40	Ratio of Specific Heats (gas)		1,1234			1,13652				
	41	Operating Viscosity		1,377016	cP		1,183311	cP			
	42	Barometric Pressure		1,01325	barA		1,01325	barA			
	43										
	44										
		45	Calc. Area sq. in.		0,548447	cm2		0,890501	cm2		
46		Selected Area		0,709	cm2		1,98	cm2			
47		Orifice Designation		D			F				
48		Manufacturer (Only if replacing other manufacture)									
49		Model No.									

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.3 Dados mecânicos das válvulas 100PSV005 e 100PSV003

GENERAL	1	Tag Number (Prefix / Name / Item / Suffix)	100	PSV	5		100	PSV	3		
	2	Service									
	3	Line Number / Vessel Number									
	4	Full Nozzle/Semi Nozzle									
	5	Safety or Relief									
	6	Conv., Bellows, Pilot Op.	*	Conventional			Conventional				
	7	Bonnet Type									
CONN.	8	Size: Inlet * Size: Outlet	1	in	2	in	1,5	in	2	in	
	9	Flange Rating or Screwed (In / Out)	150		150		900		300		
	10	Type of Facing (In / Out)									
MATERIALS	11	Body and Bonnet	*	Carbon Steel			Carbon Steel				
	12	Seat and Disc	*								
	13	Resilient Seat Seal	*								
	14	Guide and Rings									
	15	Spring	*								
	16	Bellows									
	17										
OPTIONS	18	Cap: Screwed or Bolted	*								
	19	Lever: Plain or Packed	*								
	20	Test Gage		FALSO			FALSO				
	21										
	22										
BASIS	24	Code	*								
	25	Fire	*	FALSO			FALSO				
	26										
FLUID DATA	27										
	28	Fluid State	*	Hydrogen @Main			TwoPhase	12' @Main		Liquid	
	29	Required Capacity	*	49,81769	kg/h			10000	kg/h		
	30	Mol. Wt. (gas) Oper. Sp. Gr. (liq)		3,382375398				35,58658364		0,760354336	
	31	Oper. Press. Set. Press.		0,99975	barG	0,99975	barG	85,38675	barG	100	barG
	32	Oper. Temp. Rel. Temp.		31,84719	deg C	31,847194	deg C	96,21813	deg C	96,21813	deg C
	33	Back Pressure: Constant		1,01325	barA			1,01325	barA		
	34	Back Pressure: Variable			bar				bar		
	35	Back Pressure: Built Up		0,099975	bar			8,538675	bar		
	36	% Allowable Overpressure		10				10			
	37	Overpressure Factor									
	38	Compressibility Factor (gas)		1				65535			
	39	Latent Heat of Vaporization (for wetted fire only)			kcal/kg				kcal/kg		
	40	Ratio of Specific Heats (gas)		1,394508				1,148887			
	41	Operating Viscosity		0,008555	cP			0,375808	cP		
	42	Barometric Pressure		1,01325	barA			1,01325	barA		
	43										
44											
	45	Calc. Area sq. in.	0,849658	cm2			0,34382	cm2			
	46	Selected Area	1,264	cm2			0,709	cm2			
	47	Orifice Designation	E			D					
	48	Manufacturer (Only if replacing other manufacture)									
	49	Model No.									

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.4 Dados mecânicos das válvulas 100PSV007 e 100PSV008

GENERAL	1	Tag Number (Prefix / Name / Item / Suffix)	100	PSV	7		100	PSV	8		
	2	Service									
	3	Line Number / Vessel Number									
	4	Full Nozzle/Semi Nozzle									
	5	Safety or Relief									
	6	Conv., Bellows, Pilot Op.	*	Conventional			Conventional				
	7	Bonnet Type									
CONN.	8	Size: Inlet * Size: Outlet *	1	in	2	in	1,5	in	3	in	
	9	Flange Rating or Screwed (In / Out)	*	150		150		150		150	
	10	Type of Facing (In / Out)	*								
MATERIALS	11	Body and Bonnet	*	Carbon Steel			Carbon Steel				
	12	Seat and Disc	*								
	13	Resilient Seat Seal	*								
	14	Guide and Rings									
	15	Spring	*								
	16	Bellows									
	17										
OPTIONS	18	Cap: Screwed or Bolted	*								
	19	Lever: Plain or Packed	*								
	20	Test Gage		FALSO			FALSO				
	21										
	22										
BASIS	24	Code	*								
	25	Fire	*	FALSO			FALSO				
	26										
	27										
FLUID DATA	28	Fluid State	*	15 @Main			Liquid		14' @Main		Direct
	29	Required Capacity	*	651,5469	kg/h		1607,766	kg/h			
	30	Mol. Wt. (gas) Oper. Sp. Gr. (liq)		18,01930867		0,93994032		58,828929		0,690892552	
	31	Oper. Press. Set. Press.		0,38675	barG	0,38675	barG	0,48675	barG	0,48675	barG
	32	Oper. Temp. Rel. Temp.		109,2583	deg C	109,25832	deg C	91,85191	deg C	91,85191	deg C
	33	Back Pressure: Constant		1,01325	barA			1,01325	barA		
	34	Back Pressure: Variable			bar				bar		
	35	Back Pressure: Built Up		0,038675	bar			0,048675	bar		
	36	% Allowable Overpressure		10			10				
	37	Overpressure Factor									
	38	Compressibility Factor (gas)		65535			65535				
	39	Latent Heat of Vaporization (for wetted fire only)			kcal/kg				kcal/kg		
	40	Ratio of Specific Heats (gas)		1,321506			1,087691				
	41	Operating Viscosity		0,254085	cP			0,397764	cP		
	42	Barometric Pressure		1,01325	barA			1,01325	barA		
	43										
	44										
	45	Calc. Area sq. in.		1,071509	cm2		3,405546	cm2			
	46	Selected Area		1,264	cm2		5,064	cm2			
	47	Orifice Designation		E			H				
	48	Manufacturer (Only if replacing other manufacture)									
	49	Model No.									

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.5 Dados de processo da válvula 100PSV006

Rev.	PRESSURE SAFETY VALVE - PROCESS DATA SHEET				Project N°	Unit	Document Code	Serial N°	Rev.	Page
					SP 1545 .					
	TAG NUMBER				100-PSV-006					
	SERVICE									
	FLUID	STATE	MODEL		Acetone @Main		TwoPhase		Direct	
	CP/CV	CRITICAL PRESSURE			1,422682741		barA		(Liquids only)	
	EROSIVE	CORROSIVE	TOXIC		FALSO		FALSO		FALSO	
	OPER.PRESS	OPER.TEMP.	DES.TEMP.		0,48675 barG		-207,599951171875 deg C		-207,599951171875 deg C	
	FLUID DISCHARGE TO :				Flare					
	CALCULATION CODE				ASME I					
	FIRE CASE		FIRE AREA		FALSO			m2		
	EMERGENCY DESCRIPTION				Abnormal Heat or Vapor Input					
	Kv	Kd	Kd Liq	Kb	Kw	1	0,975	0,65	1	1
	Ksh	Kc	Kd 2ph	Kd 2ph B		1	1	0,85	0,65	
	RELIEVING CONDITIONS									
	TEMP.	M.W.	COMPRESS		-207,599951171875 deg C		58,0518075		1	
	SPEC. GRAVITY		VISCOSITY			0,949838363		(Liquids only)		-1,#IND cP
	MAXIMUM DISCHARGE				798,404803408446 kg/h					
	SET PRESSURE		ACCUMUL. (%)			0,48675 barG			10	
	SUPERIMP. BACK PRESS.	Const. Var.	BUILTUP BACK PRESS.			1,01325 barA		0,048675 bar		
						bar				
	CALC. ORIFICE		SELECTED ORIFICE			0,277075649906048 cm2		0,709 cm2		
	VALVE TYPE				Balanced-Bellow					
	IN	BY	OUT		1" 150		D		2" 150	

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.6 Dados de processo da válvula 100PSV001

Rev.	PRESSURE SAFETY VALVE - PROCESS DATA SHEET				Project N°	Unit	Document Code	Serial N°	Rev.	Page
							SP 1545 .			
	TAG NUMBER				100-PSV-001					
	SERVICE									
	FLUID	STATE	MODEL		3 @Main		TwoPhase	Vapor		
	CP/CV	CRITICAL PRESSURE			1,137566207		barA		(Liquids only)	
	EROSIVE	CORROSIVE	TOXIC		FALSO		FALSO		FALSO	
	OPER.PRESS	OPER.TEMP.	DES.TEMP.		1,14675 barG		90,2185150688201 deg C		90,2185150688201 deg C	
	FLUID DISCHARGE TO :				Flare					
	CALCULATION CODE				ASME VIII					
	FIRE CASE		FIRE AREA		FALSO			m2		
	EMERGENCY DESCRIPTION				Pressure Surge or Internal Explosion					
	Kv	Kd	Kd Liq	Kb	Kw	1	0,975	0,65	1	1
	Ksh	Kc	Kd 2ph	Kd 2ph B		1	1	0,85	0,65	
	RELIEVING CONDITIONS									
	TEMP.	M.W.	COMPRESS		90,2185150688201 deg C		37,88164759		1	
	SPEC. GRAVITY		VISCOSITY			(Liquids only)		1,00854900049035E-02 cP		
	MAXIMUM DISCHARGE				2747,23387385139 kg/h					
	SET PRESSURE		ACCUMUL. (%)			1,14675 barG		10		
	SUPERIMP. BACK PRESS.	Const. Var.	BUILTUP BACK PRESS.		1,01325 barA		0,1 bar			
					bar					
	CALC. ORIFICE		SELECTED ORIFICE			15,2596798689555 cm2		18,406 cm2		
	VALVE TYPE				Conventional					
	IN	BY	OUT		3" 150		L	4" 150		

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.7 Dados de processo da válvula 100PSV002

Rev.	PRESSURE SAFETY VALVE - PROCESS DATA SHEET				Project N°	Unit	Document Code	Serial N°	Rev.	Page
							SP 1545 .			
	TAG NUMBER				100-PSV-002					
	SERVICE									
	FLUID	STATE	MODEL		2 @Main		Liquid	Liquid		
	CP/CV	CRITICAL PRESSURE			1,123400102		barA		(Liquids only)	
	EROSIVE	CORROSIVE	TOXIC		FALSO		FALSO		FALSO	
	OPER.PRESS	OPER.TEMP.	DES.TEMP.		2,82675 barG		33,7268811893539 deg C		33,7268811893539 deg C	
	FLUID DISCHARGE TO :				Flare					
	CALCULATION CODE				ASME VIII					
	FIRE CASE		FIRE AREA		FALSO			m2		
	EMERGENCY DESCRIPTION				User Defined					
	Kv	Kd	Kd Liq	Kb	Kw	0,995953007	0,975	0,65	1	1
	Ksh	Kc	Kd 2ph	Kd 2ph B		1	1	0,85	0,65	
	RELIEVING CONDITIONS									
	TEMP.	M.W.	COMPRESS		33,7268811893539 deg C		47,49712845		65535	
	SPEC. GRAVITY		VISCOSITY			0,774540319		(Liquids only)	1,37701588236213 cP	
	MAXIMUM DISCHARGE				2747,23390929749 kg/h					
	SET PRESSURE		ACCUMUL. (%)			3 barG			10	
	SUPERIMP. BACK PRESS.	Const. Var.	BUILTUP BACK PRESS.		1,01325 barA			0,3 bar		
					bar					
	CALC. ORIFICE		SELECTED ORIFICE			0,54844724837545 cm2		0,709 cm2		
	VALVE TYPE				Conventional					
	IN	BY	OUT		1" 150		D		2" 150	

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.8 Dados de processo da válvula 100PSV004

Rev.	PRESSURE SAFETY VALVE - PROCESS DATA SHEET				Project N°	Unit	Document Code	Serial N°	Rev.	Page
							SP 1545 .			
	TAG NUMBER				100-PSV-004					
	SERVICE									
	FLUID	STATE	MODEL		5' @Main		Liquid	Direct		
	CP/CV	CRITICAL PRESSURE			1,136519692		barA		(Liquids only)	
	EROSIVE	CORROSIVE	TOXIC		FALSO		FALSO		FALSO	
	OPER.PRESS	OPER.TEMP.	DES.TEMP.		0,61675 barG		20 deg C		20 deg C	
	FLUID DISCHARGE TO :				Flare					
	CALCULATION CODE				ASME VIII					
	FIRE CASE		FIRE AREA		FALSO			m2		
	EMERGENCY DESCRIPTION				Abnormal Heat or Vapor Input					
	Kv	Kd	Kd Liq	Kb	Kw	1	0,975	0,65	1	1
	Ksh	Kc	Kd 2ph	Kd 2ph B		1	1	0,85	0,65	
	RELIEVING CONDITIONS									
	TEMP.	M.W.	COMPRESS		20 deg C		46,87512929		65535	
	SPEC. GRAVITY		VISCOSITY			0,79551991		(Liquids only)	1,18331125527455 cP	
	MAXIMUM DISCHARGE				2656,62995334345 kg/h					
	SET PRESSURE		ACCUMUL. (%)			0,61675 barG		10		
	SUPERIMP. BACK PRESS.	Const. Var.	BUILTUP BACK PRESS.		1,01325 barA		0,061675 bar			
					bar					
	CALC. ORIFICE		SELECTED ORIFICE			0,890501382182942 cm2		1,98 cm2		
	VALVE TYPE				Conventional					
	IN	BY	OUT		1,5" 150		F		2" 150	

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.9 Dados de processo da válvula 100PSV005

Rev.	PRESSURE SAFETY VALVE - PROCESS DATA SHEET				Project N°	Unit	Document Code	Serial N°	Rev.	Page
							SP 1545 .			
	TAG NUMBER				100-PSV-005					
	SERVICE									
	FLUID	STATE	MODEL		Hydrogen @Main		TwoPhase		Vapor	
	CP/CV	CRITICAL PRESSURE			1,394507826		barA		(Liquids only)	
	EROSIVE	CORROSIVE	TOXIC		FALSO		FALSO		FALSO	
	OPER.PRESS	OPER.TEMP.	DES.TEMP.		0,99975 barG		31,8471935879625 deg C		31,8471935879625 deg C	
	FLUID DISCHARGE TO :				Flare					
	CALCULATION CODE				ASME VIII					
	FIRE CASE		FIRE AREA		FALSO			m2		
	EMERGENCY DESCRIPTION				Reflux Failure					
	Kv	Kd	Kd Liq	Kb	Kw	1	0,975	0,65	1	1
	Ksh	Kc	Kd 2ph	Kd 2ph B		1	1	0,85	0,65	
	RELIEVING CONDITIONS									
	TEMP.	M.W.	COMPRESS		31,8471935879625 deg C		3,382375398		1	
	SPEC. GRAVITY		VISCOSITY			(Liquids only)		8,55474100661963E-03 cP		
	MAXIMUM DISCHARGE				49,8176887155707 kg/h					
	SET PRESSURE		ACCUMUL. (%)			0,99975 barG		10		
	SUPERIMP. BACK PRESS.	Const. Var.	BUILTUP BACK PRESS.		1,01325 barA		0,099975 bar			
		bar								
	CALC. ORIFICE		SELECTED ORIFICE			0,849658308621329 cm2		1,264 cm2		
	VALVE TYPE				Conventional					
	IN	BY	OUT		1" 150		E		2" 150	

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.10 Dados de processo da válvula 100PSV003

Rev.	PRESSURE SAFETY VALVE - PROCESS DATA SHEET				Project N°	Unit	Document Code	Serial N°	Rev.	Page
							SP 1545 .			
	TAG NUMBER				100-PSV-003					
	SERVICE									
	FLUID	STATE	MODEL		12' @Main		Liquid	Liquid		
	CP/CV	CRITICAL PRESSURE			1,148886719		barA		(Liquids only)	
	EROSIVE	CORROSIVE	TOXIC		FALSO		FALSO		FALSO	
	OPER.PRESS	OPER.TEMP.	DES.TEMP.		85,38675 barG		96,2181256341847 deg C		96,2181454003593 deg C	
	FLUID DISCHARGE TO :				Flare					
	CALCULATION CODE				ASME I					
	FIRE CASE		FIRE AREA		FALSO			m2		
	EMERGENCY DESCRIPTION				Abnormal Heat or Vapor Input					
	Kv	Kd	Kd Liq	Kb	Kw	1,003624902	0,975	0,65	1	1
	Ksh	Kc	Kd 2ph	Kd 2ph B		1	1	0,85	0,65	
	RELIEVING CONDITIONS									
	TEMP.	M.W.	COMPRESS		96,2181256341847 deg C		35,58658364		65535	
	SPEC. GRAVITY		VISCOSITY			0,760354336		(Liquids only)	0,37580753385414 cP	
	MAXIMUM DISCHARGE				10000 kg/h					
	SET PRESSURE		ACCUMUL. (%)			100 barG			10	
	SUPERIMP. BACK PRESS.	Const. Var.	BUILTUP BACK PRESS.		1,01325 barA			8,538675 bar		
bar										
	CALC. ORIFICE		SELECTED ORIFICE			0,343819897476735 cm2		0,709 cm2		
	VALVE TYPE				Conventional					
	IN	BY	OUT		1,5" 900		D	2" 300		

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.11 Dados de processo da válvula 100PSV007

Rev.	PRESSURE SAFETY VALVE - PROCESS DATA SHEET				Project N°	Unit	Document Code	Serial N°	Rev.	Page
							SP 1545 .			
	TAG NUMBER				100-PSV-007					
	SERVICE									
	FLUID	STATE	MODEL		15 @Main		Liquid	Direct		
	CP/CV	CRITICAL PRESSURE			1,321506373		barA		(Liquids only)	
	EROSIVE	CORROSIVE	TOXIC		FALSO		FALSO		FALSO	
	OPER.PRESS	OPER.TEMP.	DES.TEMP.		0,38675 barG		109,258324349506 deg C		109,258324350261 deg C	
	FLUID DISCHARGE TO :				Flare					
	CALCULATION CODE				ASME VIII					
	FIRE CASE		FIRE AREA		FALSO			m2		
	EMERGENCY DESCRIPTION				User Defined					
	Kv	Kd	Kd Liq	Kb	Kw	1	0,975	0,65	1	1
	Ksh	Kc	Kd 2ph	Kd 2ph B		1	1	0,85	0,65	
	RELIEVING CONDITIONS									
	TEMP.	M.W.	COMPRESS		109,258324349506 deg C		18,01930867		65535	
	SPEC. GRAVITY		VISCOSITY			0,93994032		(Liquids only)		0,254085240942151 cP
	MAXIMUM DISCHARGE				651,546925538446 kg/h					
	SET PRESSURE		ACCUMUL. (%)			0,38675 barG		10		
	SUPERIMP. BACK PRESS.	Const.	BUILTUP BACK PRESS.			1,01325 barA		0,038675 bar		
		Var.				bar				
	CALC. ORIFICE		SELECTED ORIFICE			1,07150864947906 cm2		1,264 cm2		
	VALVE TYPE				Conventional					
	IN	BY	OUT		1" 150		E		2" 150	

Fonte: Acervo Pessoal

Tabela 7.12 Dados de processo da válvula 100PSV008

Rev.	PRESSURE SAFETY VALVE - PROCESS DATA SHEET				Project N°	Unit	Document Code	Serial N°	Rev.	Page
							SP 1545 .			
	TAG NUMBER				100-PSV-008					
	SERVICE									
	FLUID	STATE	MODEL		14' @Main		Liquid	Direct		
	CP/CV	CRITICAL PRESSURE			1,087691314		barA		(Liquids only)	
	EROSIVE	CORROSIVE	TOXIC		FALSO		FALSO		FALSO	
	OPER.PRESS	OPER.TEMP.	DES.TEMP.		0,48675 barG		91,8519114570795 deg C		91,8519148479247 deg C	
	FLUID DISCHARGE TO :				Flare					
	CALCULATION CODE				ASME I					
	FIRE CASE		FIRE AREA		FALSO			m2		
	EMERGENCY DESCRIPTION				User Defined					
	Kv	Kd	Kd Liq	Kb	Kw	1	0,975	0,65	1	1
	Ksh	Kc	Kd 2ph	Kd 2ph B		1	1	0,85	0,65	
	RELIEVING CONDITIONS									
	TEMP.	M.W.	COMPRESS		91,8519114570795 deg C		58,828929		65535	
	SPEC. GRAVITY		VISCOSITY			0,690892552		(Liquids only)		0,397763675992842 cP
	MAXIMUM DISCHARGE				1607,76646577145 kg/h					
	SET PRESSURE		ACCUMUL. (%)			0,48675 barG		10		
	SUPERIMP. BACK PRESS.	Const.	BUILTUP BACK PRESS.			1,01325 barA		0,048675 bar		
		Var.				bar				
	CALC. ORIFICE		SELECTED ORIFICE			3,40554578679339 cm2		5,064 cm2		
	VALVE TYPE				Conventional					
	IN	BY	OUT		1,5" 150		H		3" 150	

Fonte: Acervo Pessoal

8 ANEXO

8.1 ANEXO A

Tabela 8.1 Correntes do processo

Stream Number	1	2	3	4	5	6	7	8
Temperature (°C)	25	32	350	357	20	27	33	25
Pressure (bar)	1.01	2.30	1.91	3.0	1.63	1.63	1.50	2.0
Vapor fraction	0.0	0.0	1.0	0.0	1.0	0.0	1.0	0.0
Mass flow (tonne/h)	2.40	2.67	2.67	35.1	0.34	0.46	0.24	0.36
Mole flow (kmol/h)	51.96	87.84	92.62	0.00	39.74	21.14	38.60	20.00
Component mole flow (kmol/h)				Molten Salt				
Hydrogen	0.00	0.00	34.78	0.00	34.78	0.00	34.78	0.00
Acetic	0.00	0.16	34.94	0.00	4.44	1.93	2.51	0.00
Isopropyl alcohol	34.82	38.64	3.86	0.00	0.12	0.10	0.02	0.00
Water	17.14	19.04	19.04	0.00	0.40	19.11	1.29	20.00

Stream Number	9	10	11	12	13	14	15	16
Temperature (°C)	22	61	61	90	83	83	109	33
Pressure (bar)	1.63	1.5	1.5	1.4	1.2	1.2	1.4	1.2
Vapor fraction	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1.0
Mass flow (tonne/h)	2.79	4.22	1.88	0.92	8.23	0.27	0.65	0.24
Mole flow (kmol/h)	74.02	72.51	32.29	41.73	177.18	5.88	35.85	38.60
Component mole flow (kmol/h)								
Hydrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	34.78
Acetone	32.43	72.46	32.27	0.16	4.82	0.16	0.00	2.51
Isopropyl alcohol	3.84	0.05	0.02	3.82	115.10	3.82	0.00	0.02
Water	37.75	0.00	0.00	37.75	57.26	1.90	35.85	1.29

Fonte: Turton, et.al, 2008

Tabela 8.2 Resumo dos equipamentos preliminares

Equipment	P-1101 A/B	P-1102 A/B	P-1103 A/B	P-1104 A/B	P-1105 A/B	V-1101	V-1102
MOC	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel				
Power (shaft) (kW)	0.43	2.53	1.75	0.06	1.45	0.00	0.00
Efficiency	40%	50%	40%	40%	40%	0.00	0.00
Type/drive	Centrifugal/ Electric	Centrifugal/ Electric	Centrifugal/ Electric	Centrifugal/ Electric	Centrifugal/ Electric	0.00	0.00
Temperature (°C)	25	400	61	90	83	0.00	0.00
Pressure in (bar)	1.13	1.83	1.41	1.93	1.42	0.00	0.00
Pressure out (bar)	3.00	3.00	4.48	2.78	3.25	0.00	0.00
Diameter (m)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.80	0.75
Height/length (m)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.40	2.25
Orientation	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	Horizontal	Vertical
Internals	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	SS Demister
Pressure (barg)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0	0.63

Equipment	V-1103	V-1104	T-1101	T-1102	T-1103	H-1101	R-1101
MOC	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Diameter (m)	0.53	0.93	0.33	1.25	1.36	0.00	1.85
Height/length (m)	2.50	2.80	3.20	37.0	18.6	0.00	8.0
Orientation	Horizontal	Horizontal	Vertical	Vertical	Vertical	0.00	Vertical
Internals	0.00	0.00	2.5 m of Packing 1" Ceramic Rashig Rings	66 SS Sieve Plates @ 18" Spacing	19 SS Sieve Plates @ 24" Spacing	0.00	448 2" Diameter, 20' Long Catalyst Filled Tubes
Pressure (barg)	0.2	0.2	1.0	0.4	0.4	0.00	2.0
Type	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	Fired Heater	0.00
Duty (MJ/h)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2,730	0.00
Area radiant (m ²)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	10.1	0.00
Area convective (m ²)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	30.4	0.00
Tube pressure	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.0	0.00

Equipment	E-1101	E-1102	E-1103	E-1104	E-1105	E-1106	E-1107	E-1108
Type	Float. Head Vaporizer	Float. Head Partial Cond.	Float. Head Partial Cond.	Fixed TS Condenser	Float. Head Reboiler	Fixed TS Condenser	Float. Head Reboiler	Double Pipe
Duty (MJ/h)	3,550	3,260	563	3,095	3,500	7,340	7,390	174
Area (m ²)	70.3	77.6	8.5	39.1	30.9	50.2	65.1	1.6
Shell side								
Max. temp (°C)	234	350	45	61	90	83	109	109
Pressure (barg)	1.0	1.0	1.0	0.2	0.4	0.2	0.4	0.4
Phase	Boiling Liq.	Cond. Vapor	Cond. Vapor	Cond. Vapor	Boiling Liq.	Cond. Vapor	Boiling Liq.	L
MOC	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Tube side								
Max. temp (°C)	254	40	15	40	160	40	160	40
Pressure (barg)	41.0	3.0	3.0	3.0	5.0	3.0	5.0	3.0
Phase	Cond. Steam	L	L	L	Cond. Steam	L	Cond. Steam	L
MOC	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel

Fonte: Turton, et.al, 2008

Tabela 8.3 Resumo Unidade 1100

Utility	hps	cw	rw	cw	lps	cw	lps	cw
Equipment	E-1101	E-1102	E-1103	E-1104	E-1105	E-1106	E-1107	E-1108
Flow (tonne/h)	2.09	77.90	13.50	74.00	1.68	176.00	3.55	4.16

Fonte: Turton, et.al, 2008