



# **Aplicação de Metodologia de Integração LOPA / HAZOP em Sistema de Gás Combustível *Offshore***

**Júlio Athanazio Caldara**

**Pedro Igor Veillard Farias**

**Renata Carvalho Torres**

## **Projeto Final em Engenharia Química**

**Orientador**

**Prof. Carlos André Vaz Junior, D.Sc.**

**Dezembro 2012**

# **Aplicação de Metodologia de Integração LOPA / HAZOP em Sistema de Gás Combustível Offshore**

***Júlio Athanazio Caldara***

***Pedro Igor Veillard Farias***

***Renata Carvalho Torres***

Projeto Final em Engenharia Química submetida ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau em Engenharia Química.

Aprovado por:

---

Fabiana Valéria da Fonseca Araújo, D.Sc.

---

Andrea Valdman, M.Sc.

---

Felipe Seixas Okamura, Eng.

Orientador por:

---

Carlos André Vaz Junior, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil  
Dezembro de 2012

Caldara, Júlio Athanazio. Farias, Pedro Igor Veillard. Torres, Renata Carvalho.

Aplicação de Metodologia de Integração LOPA / HAZOP em Sistema de Gás Combustível *Offshore*/ Júlio Athanazio Caldara, Pedro Igor Veillard Farias, Renata Carvalho Torres. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2012.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2012.

Orientador: Carlos André Vaz Junior.

1. LOPA. 2. HAZOP. 3. Sistema de Gás Combustível *Offshore*. 4. Monografia (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Carlos André Vaz Junior. I. Aplicação de Metodologia de Integração LOPA / HAZOP em Sistema de Gás Combustível *Offshore*.

*"A simplicidade é a extrema sofisticação".*  
(Leonardo da Vinci)

---

## **AGRADECIMENTOS**

### ***Agradecimentos Gerais***

Primeiramente ao Carlos André, por nos dar as direções necessárias, corrigir e valorizar quando necessário, e por sua atenção durante todo este processo.

A todo corpo docente da Escola de Química da UFRJ, por todo ensinamento e dedicação em nos tornar Engenheiros.

### ***Júlio Athanzio Caldara***

Agradeço aos meus pais e irmãos por estarem sempre presentes e apoiando todos os acontecimentos da minha vida.

Ao Lupi, meu cachorro, que trouxe mais alegria para nossa casa.

Aos meus amigos e a Renata pelos agradáveis e bons momentos.

### ***Pedro Igor Veillard Farias***

Primeiramente a Deus, pela força proporcionada durante o cumprimento de mais esta etapa.

Ao meu pai, Antonio, por ser um grande exemplo de vida para mim. A minha mãe, por todo o amor dispensado em todos os momentos. Ao meu irmão, pela amizade incondicional.

A minha família, tios, padrinhos, primos, avó e a todos que torceram por mim. Muito obrigado.

Aos meus amigos, pelos bons momentos proporcionados.

A Clara, pela felicidade que ela representa na minha vida.

### ***Renata Carvalho Torres***

Aos meus pais pelo carinho e apoio em todos os momentos. Apesar da distância física nestes últimos 5 anos, sempre estiveram ao meu lado para tudo que foi preciso.

Ao meu irmão Rafael, agradeço pelo dia a dia vividos juntos aqui no Rio desde 2007, sempre disposto a me ajudar e ensinar.

Aos meus amigos, desde os mais antigos de Ipatinga e Belo Horizonte aos novos conquistados aqui no Rio, pela felicidade proporcionada a cada encontro.

Ao Júlio, que além de compartilhar comigo bons momentos na faculdade também me proporciona muitas alegrias fora dela.

Resumo do Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção de grau em Engenharia Química.

## **Aplicação de Metodologia de Integração LOPA / HAZOP em Sistema de Gás Combustível *Offshore***

Júlio Athanazio Caldara  
Pedro Igor Veillard Farias  
Renata Carvalho Torres

Dezembro, 2012

Orientador: Prof. Carlos André Vaz Junior, D.Sc.

As metodologias de análise e gerenciamento de riscos tem se tornado cada vez mais presentes nos ambientes industriais, em especial no setor de óleo e gás. Sua aplicação mais significativa nos dias atuais é um reflexo da cultura de prevenção de acidentes, que vem sendo estabelecida e inserida de forma crescente. Assim, metodologias como APR, HAZOP e LOPA passam a fazer parte não apenas das etapas de projeto, como também da operação, parada e *revamps*. Simultaneamente, cresce cada vez mais no Brasil a busca por processos de exploração de óleo e gás com maior produtividade, aliada à flexibilidade às condições operacionais mais adversas. O pioneirismo brasileiro na exploração de petróleo em águas profundas é um desafio, pois as incertezas operacionais são maiores, e os riscos associados aos processos consequentemente também.

A metodologia LOPA mostra-se capaz de, baseada em mitigação de riscos através de adição de camadas de proteção, caracterizar os riscos presentes no processo de maneira prática e eficaz. Integrada à técnica de HAZOP, já usualmente utilizada, revela-se um método de gerenciamento de riscos bastante prático e eficiente.

Neste trabalho esta integração de metodologias foi explorada através do estudo de caso de um Sistema de Gás Combustível *Offshore*.

Foi possível concluir, através deste estudo de caso, que a metodologia integrada LOPA/HAZOP se mostrou uma confiável ferramenta de gerenciamento de riscos. Foi possível determinar a especificação de segurança necessária a cada função instrumentada no sistema, assim como sugerir mudanças e melhorias no processo. Deste modo, a metodologia é passível de ser aplicada aos mais diversos ramos da indústria.

## ÍNDICE

|   |    |
|---|----|
| Capítulo 1 – Introdução.....  | 1  |
| 1.1 – Processamento Primário.....                                       | 2  |
| 1.2 – Segurança em Plantas <i>Offshore</i> .....                        | 3  |
| 1.3 – HAZOP, LOPA e SIL.....  | 4  |
| Capítulo 2 – Análise de Riscos.....                                     | 6  |
| 2.1 – HAZOP.....  | 9  |
| 2.1.1 – Conceitos Básicos.....  | 9  |
| 2.1.2 – Metodologia.....  | 10 |
| 2.1.3 – Planilha dos Resultados.....                                    | 12 |
| 2.2 – SIL.....  | 13 |
| 2.2.1 – Ciclo de Vida de um SIS.....                                    | 14 |
| 2.2.2 – Determinação do SIL.....  | 15 |
| 2.2.3 – Método LOPA para Determinação do SIL.....                       | 17 |
| Capítulo 3 – LOPA .....   | 19 |
| 3.1 – Camadas Independentes de Proteção (IPL).....                      | 19 |
| 3.2 – Equipe.....   | 19 |
| 3.3 – Processo de Documentação.....                                     | 20 |
| 3.4 – Metodologia.....  | 21 |
| 3.4.1–Metodologia Ellis e Wharton.....                                  | 22 |
| 3.4.2 – Metodologia Aker.....   | 23 |
| 3.4.3 – Metodologia IEC61511-1, 2003.....                               | 24 |
| 3.5–Metodologia Baseada na Norma IEC61511-1, 2003.....                  | 24 |
| 3.5.1 – Seleção de Cenários para Análise.....                           | 24 |
| 3.5.2 – Classificação da Severidade do Cenário.....                     | 26 |
| 3.5.3 – Determinação da Frequência Tolerável.....                       | 27 |
| 3.5.4 – Estimando a Frequência de Causa Iniciadora.....                 | 27 |
| 3.5.5 –Verificando Condições Habilitadoras e Fatores Modificadores..... | 29 |

|   |    |
|---|----|
| 3.5.6 – Camadas Independentes de Proteção.....  | 30 |
| 3.6 – Conclusões das Análises.....  | 33 |
| 3.6.1 – Risco Residual sem Considerações de SIFs.....   | 33 |
| 3.6.2 – Determinação do SIL Requerido para o SIF.....   | 33 |
| 3.6.3 – Documentação do SIL Requerido para o SIF.....   | 33 |
| 3.7 – Integrando HAZOP e LOPA.....  | 35 |
| 3.7.1 – Metodologia Aker.....   | 35 |
| Capítulo 4 – Sistema de Gás Combustível para Turbinas e Sistema de Intertravamentos de Segurança.....             | 37 |
| 4.1 – Descrição do Sistema.....   | 38 |
| 4.1.1 – Fluxograma do Processo e Condições de Projeto.....  | 38 |
| 4.2 – Sistema de Intertravamentos de Segurança.....   | 43 |
| 4.2.1 – Descrição dos Dispositivos.....   | 44 |
| Capítulo 5 – Estudo de Caso: Aplicação de Metodologia Lopa em um Sistema de Gás Combustível <i>offshore</i> ..... | 49 |
| 5.1 – HAZOP do Sistema de Gás Combustível.....  | 49 |
| 5.2 – LOPA do Sistema de Gás Combustível.....   | 53 |
| Capítulo 6 – Resultados e Discussões.....   | 56 |
| 6.1 – Discussão dos Cenários Referentes ao Nó 1.....  | 56 |
| 6.1.1 – Cenário 1.....  | 56 |
| 6.1.2 – Cenário 2.....  | 56 |
| 6.1.3 – Cenário 3.....  | 57 |
| 6.1.4 – Cenário 4.....  | 57 |
| 6.1.5 – Cenário 5.....  | 57 |
| 6.1.6 – Cenário 6.....  | 58 |
| 6.1.7 – Cenário 7.....  | 58 |
| 6.2 – Discussão dos Cenários Referentes ao Nó 2.....  | 58 |
| 6.2.1 – Cenário 13.....   | 58 |
| 6.2.2 – Cenário 14.....   | 59 |



|  |    |
|--|----|
| 6.2.3 – Cenário 15.....  | 59 |
| 6.2.4 – Cenário 16.....  | 60 |
| 6.2.5 – Cenário 17.....  | 60 |
| 6.2.6 – Cenário 18.....  | 60 |
| 6.2.7 – Cenário 19.....  | 61 |
| 6.2.8 – Cenário 24.....  | 61 |
| 6.2.9 – Cenário 25.....  | 61 |
| 6.2.10 – Cenário 26.....                                       | 61 |
| 6.3 – Elaboração e Documentação de Especificação das SIFs..... | 62 |
| Capítulo 7 – Conclusão.....                                    | 64 |
| Referências Bibliográficas.....                                | 65 |
| ANEXOS.....  | 67 |

## ÍNDICE DE FIGURAS

|   |    |
|---|----|
| Figura 1.1 – Plataforma SS à esquerda e navio FPSO à direita.....   | 2  |
| Figura 2.1 – Descrição geral de risco.....  | 6  |
| Figura 2.2 – Exemplo de gráfico de confiabilidade em função do tempo.....   | 7  |
| Figura 2.3 – Exemplo de gráfico de probabilidade de falha em função do tempo.....   | 7  |
| Figura 2.4 – Tipico gráfico tipo “banheira” para <i>hardware</i> de processos.....  | 8  |
| Figura 2.5 – Fluxograma da metodologia utilizada no HAZOP.....  | 11 |
| Figura 2.6 – Modelo de camadas de proteção.....   | 13 |
| Figura 2.7 – Modelo do ciclo de vida de um SIS.....   | 14 |
| Figura 3.1 – Metodologia de determinação de SIL.....  | 22 |
| Figura 3.2 – Metodologia Aker E&T.....  | 23 |
| Figura 3.3 – Metodologia LOPA.....  | 25 |
| Figura 3.4 – Esquema da integração HAZOP-LOPA.....  | 35 |
| Figura 4.1 – Fluxograma simplificado do sistema de gás combustível.....   | 37 |
| Figura 4.2 – Pré-aquecimento do gás combustível.....  | 39 |
| Figura 4.3 – Expansão e remoção de condensado.....  | 40 |
| Figura 4.4 – Aquecimento final.....   | 41 |
| Figura 4.5 – Ilustração da simbologia para os dispositivos de intertravamento e seus respectivos alarmes e transmissores..... | 44 |
| Figura 4.6 – Fluxograma completo do sistema de gás combustível.....   | 48 |
| Figura 5.1 – Nó 1 do sistema de gás combustível.....  | 49 |
| Figura 5.2 – Nó 2 do sistema de gás combustível.....  | 50 |

## ÍNDICE DE TABELAS

|  |    |
|--|----|
| Tabela 2.1 – Palavras-guia do HAZOP.....   | 10 |
| Tabela 2.2 – Exemplo de planilha do HAZOP.....   | 12 |
| Tabela 2.3 – Escala de SIL para um modo de demanda.....                                    | 15 |
| Tabela 2.4 – Escala de SIL para um modo contínuo.....                                      | 16 |
| Tabela 2.5 – Dados desenvolvidos pelo HAZOP e utilizados pelo LOPA.....                    | 17 |
| Tabela 2.6 – Fator de redução de risco (RRF).....  | 18 |
| Tabela 3.1 – Tabela de processo de documentação de LOPA.....                               | 21 |
| Tabela 3.2 – Meta de probabilidade de vento mitigado.....                                  | 23 |
| Tabela 3.3 – Matriz de Tolerabilidade de Riscos.....                                       | 26 |
| Tabela 3.4 – Tabela de frequência tolerável em função do código de severidade.....         | 27 |
| Tabela 3.5 – Exemplos de frequência de causas iniciadoras.....                             | 28 |
| Tabela 3.6 – Fatores modificadores por presença de pessoas.....                            | 30 |
| Tabela 3.7 – Diversas Camadas de proteção independentes, PFDs típicas e classificação..... | 31 |
| Tabela 3.8 – Documentação do SIL Requerido para o SIF.....                                 | 34 |
| Tabela 3.9 – Tabela adaptada HAZOP-LOPA.....   | 36 |
| Tabela 4.1 – Composição do gás produzido e extraído do gasoduto (%molar).....              | 38 |
| Tabela 4.2 – Lista de linhas do sistema de gás combustível.....                            | 42 |
| Tabela 4.3 – Diagrama causa e efeito para os dispositivos de intertravamento.....          | 46 |
| Tabela 5.1 – HAZOP - Nó 1 do sistema de gás combustível parte 1.....                       | 51 |
| Tabela 5.2 – HAZOP - Nó 1 do sistema de gás combustível parte 2.....                       | 52 |
| Tabela 5.3 – LOPA - Nó 1 do sistema de gás combustível parte 1.....                        | 54 |
| Tabela 5.4 – LOPA - Nó 1 do sistema de gás combustível parte 2.....                        | 55 |
| Tabela 6.1 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSH-001.....                          | 63 |
| Tabela A1 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSH-002.....                           | 68 |
| Tabela A2 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSL-002.....                           | 69 |
| Tabela A3 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSH-003.....                           | 70 |
| Tabela A4 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSL-003.....                           | 71 |

|  |    |
|--|----|
| Tabela A5 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSL-004..... | 72 |
| Tabela A6 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSH-005..... | 73 |
| Tabela A7 – Documentação e Especificação da SIF LIT/LSH-001..... | 74 |
| Tabela A8 – Documentação e Especificação da SIF LIT/LSL-001..... | 75 |

## Capítulo 1 – Introdução

No último século a sociedade se tornou dependente da energia proveniente do petróleo e gás. Seu emprego é contínuo, seja em indústrias, residências ou transporte. Para atender toda essa demanda, a produção de derivados de petróleo precisa ser constante e ininterrupta. Em 2011, a produção média de petróleo e gás no Brasil atingiu volume recorde de 2.376.359 barris/dia (PETROBRAS). Para alcançar números tão elevados são necessários pesados investimentos na operação, maximizando o desempenho e evitando ocasionais interrupções. O gerenciamento de riscos da planta é parte integrante para garantir o correto funcionamento dessa complexa engrenagem.

O estudo da análise de riscos de um projeto objetiva conhecer a frequência de ocorrência de possíveis acidentes, avaliar suas consequências, desenvolver artifícios para impedi-los e mitigar os desvios adversos. Segundo Summers (2003), a localização do risco auxilia a tomada de decisão sobre a segurança do projeto e operação das plantas de processo e da operação. A quantificação do risco associado à liberação de uma substância perigosa, por exemplo, é um pré-requisito obrigatório para um planejamento eficiente de emergências que, quando ocorrem, afetam não apenas as instalações industriais, mas também a população vizinha. De uma forma geral, o gerenciamento dos riscos enumera meios disponíveis para uma empresa controlar com racionalidade os riscos mais importantes. Gerenciar é fundamental, pois riscos podem ser danosos à sobrevivência da própria empresa.

Quando se trata de indústrias de processamento, o gerenciamento de risco se torna peça fundamental nas etapas de projeto, modificações e operação. A realização de um estudo de análise de riscos envolve investimentos infinitamente menores que os prejuízos gerados por acidentes. Eventos indesejáveis em processos industriais, em particular no setor de óleo e gás, apresentam potencial para tomar proporções avassaladoras. Além dos custos diretos causados por danos em equipamentos e parada de produção, estão ainda envolvidos os custos relacionados à imagem da empresa, danos ao meio-ambiente e às pessoas.

Segundo Rovai (2005), a maioria dos projetos criados no Brasil são desenvolvidos sem que haja uma análise adequada junto aos modelos de gerenciamento de risco. Isso ocasiona grandes perdas financeiras e de recursos. Analisar riscos, porém, não é tarefa simples. Nakashima e Carvalho (2004) reforçam que nenhum especialista é capaz de prever todas as possibilidades, deste modo, necessitando buscar informações em fontes seguras, externas ao grupo de gerenciamento.

Diversas metodologias de análise de risco encontram-se atualmente em uso. O HAZOP (*Hazard and Operability Studies*) é uma técnica tradicional e de ampla aplicação. Esta técnica ganhou rápido destaque nas indústrias de processos e posteriormente se difundiu para outros tipos de indústrias. O HAZOP facilita a identificação dos cenários de acidente a partir de uma sistemática busca, permitindo assim, uma seleção dos cenários mais críticos para a quantificação. Essa complementação quantitativa pode ser obtida através da realização do LOPA (*Layer of Protection Analysis*). A análise LOPA fica entre a extremidade qualitativa (HAZOP) e a extremidade quantitativa (árvores de falha e as árvores de evento). O LOPA utiliza categorias em ordem de magnitude para estabelecer a frequência do evento iniciador, severidade das consequências e probabilidade de falhas para camadas de proteção independente (IPLs). Todos estes fatores são utilizados para calcular o risco aproximado de um cenário (CCPS, 2001).

O objetivo do presente trabalho é, através de um estudo de casos, demonstrar as vantagens na integração das técnicas HAZOP e LOPA. Seu uso integrado permitirá gerar uma análise de riscos mais completa para um sistema de gás combustível de planta *offshore*.

### 1.1 – Processamento Primário

A planta de processo de uma unidade *offshore* de produção de óleo e gás é composta de: sistema de separação (separação das três fases que chegam dos poços – óleo, gás e água), sistema de tratamento de óleo, sistema de tratamento e movimentação de gás, e sistema de tratamento de água produzida. A plataforma ainda possui diversos sistemas e redes de apoio (alívio, drenagem, ar comprimido, diesel, resfriamento e aquecimento, entre outros) e, em geral, sistema de recuperação secundária, como sistema de injeção de água do mar e/ou produzida. As correntes de óleo e gás são encaminhadas para as refinarias, seja através de dutos (oleodutos e gasodutos), seja através de navios aliviadores (que transportam o óleo para a costa). Por sua vez a corrente de água é descartada para o mar ou reinjetada para recuperação secundária de óleo (VAZ, 2009).

Vaz (2009) afirma que as plantas de processos *offshore* possuem equipamentos projetados para operação com mínima carga e mínima ocupação de espaço físico. Estas unidades compactas possuem menor capacidade de absorver oscilações. Por esta razão, dependem da estratégia e sintonia de controle para evitar a propagação de perturbações ao longo da planta.

Tais plantas de produção de óleo e gás localizam-se em plataformas fixas ou flutuantes. As flutuantes mais comuns são a SS, ou semisubmersível, e o FPSO, navio que além de produzir, tem a capacidade de estocar óleo (Figura 1.1).



**Figura 1.1 – Plataforma SS à esquerda e navio FPSO à direita.**

**Fonte: <http://www.portaltrabalheembarcado.com/industria-naval>.**

Como mencionado, nas plantas de processamento primário de petróleo há tratamento do óleo, da água e do gás. No presente trabalho o foco principal é o processamento do gás.

Sucintamente, o processamento do gás consiste na sua compressão, remoção de contaminantes (ex.: CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S e mercúrio) e desidratação, para ser utilizado principalmente como gás combustível e gás *lift* nos poços de produção. O excedente pode ser exportado através de gasoduto. O gás excedente, ao chegar em terra, deve ser processado adequadamente para gerar metano e etano (GNC - gás natural combustível), propano e

butano (GLP - gás liquefeito de petróleo) e um produto denominado “gasolina natural” (VAZ, 2009).

Parte do gás produzido, o *gás lift*, é utilizado para garantir o escoamento nos dutos que transportam o produto até terra, evitando entupimento dos mesmos por hidratos. Essa medida é realizada através da recirculação do gás (sendo injetado na base da coluna). Já o gás combustível é consumido pela própria planta, no acionamento dos turbogeradores, para gerar energia elétrica, e/ou turbocompressores. Também é usado para pressurização do sistema de água quente, nos flutuadores do sistema de tratamento de água produzida, no sistema de regeneração do trietilenoglicol (TEG) e para o piloto e purga do sistema de tocha (alívio da planta). No sistema de regeneração do TEG (glicol usado na desidratação do gás produzido) o gás combustível é utilizado para pressurização do vaso de expansão, como gás de *stripping* na regeneradora e para alimentação/movimentação do glicol através da pressurização do vaso de drenagem (CAMPBELL, 2011 *apud* VAZ, 2009).

Tomando como exemplo as turbinas utilizadas neste tipo de planta é possível perceber que são equipamentos extremamente caros, sensíveis e essenciais para o processo. Apesar de simples, o sistema de gás combustível tem que garantir a especificação do gás que entra nas turbinas, bem como o tempo mínimo de comutação das mesmas (troca automática de gás para diesel quando a pressão de alimentação reduz significativamente, indicando falta de gás na alimentação da máquina).

Sendo assim, para ser consumido na planta, especialmente pelas turbinas, o gás deve ser expandido e especificado para evitar condensação, o que poderia causar grandes danos a estas máquinas. Este é um sistema comum a todas as unidades *offshore* que produzem sua própria energia. Por essa razão, e devido ao fato deste sistema ser altamente afetado pelas perturbações da planta, optou-se por usá-lo como estudo de caso para o desenvolvimento deste trabalho.

## **1.2 – Segurança em Plantas *Offshore***

O histórico de acidentes em plataformas *offshore* de exploração e produção de petróleo mostra inúmeras fatalidades e imensos danos ambientais e financeiros. O acidente na plataforma Piper Alpha foi o maior já ocorrido em instalações *offshore*. Situada a mais de 200 km da costa do Mar do Norte (altura de Aberdeen, Escócia), era operada pela Occidental Petroleum e pela Texaco. No dia 6 de julho de 1988, um procedimento inapropriado de manutenção causou um vazamento de condensado de gás natural que originou uma forte explosão. Os danos causados por esta primeira explosão geraram incêndios secundários que romperam tubulações de transporte de gás. Isto causou uma segunda explosão maior que a primeira, envolvendo toda a plataforma. De 226 membros da plataforma, 165 faleceram e também mais duas pessoas da equipe de resgate (PATÉ-CORNELL, 1993).

Estudos comprovam que, tratando-se de prevenção, o grande erro está em não extrair dos incidentes as lições necessárias para evitar uma grande tragédia (KLETZ, 1993).

Atualmente é clara a necessidade em investir na segurança e na gerência dos riscos envolvidos no setor *offshore*.

A inflamabilidade dos fluidos, as pressões e vazões envolvidas são causas possíveis de eventos de alta seriedade. Estes eventos podem, por exemplo, ser iniciados por liberações atmosféricas de gás inflamável devido a vazamentos (ou falhas) na plataforma e/ou em seus

vizinhos de dutos. Estes eventos apresentam potenciais de risco e destruição que devem ser previstos nas considerações de projeto da embarcação (VAZ, 2009).

Outro aspecto importante do gerenciamento de risco em instalações *offshore* é o isolamento geográfico, que dificulta ou mesmo impede a chegada de auxílio em tempo adequado. Este isolamento geográfico aliado à proximidade da tripulação com as possíveis situações de perigo acarretam atenções especiais na avaliação de risco, tais como o comportamento transiente das vazões de vazamento e o tempo de resposta dos sistemas de detecção e *shutdown*.

Confirmando-se alguma situação de perigo, é necessário iniciar um procedimento automático de isolamento da plataforma, *shutdown* das instalações, assim como a despressurização para o sistema de alívio, garantindo a queima segura do inventário da planta.

### **1.3 – HAZOP, LOPA e SIL**

Conhecida de longa data nas indústrias de processamento, o HAZOP é uma metodologia baseada em um procedimento que gera perguntas de maneira estruturada e sistemática através do uso apropriado de um conjunto de palavras-guia aplicadas a pontos críticos do sistema em estudo (CROWL e LOUVAR, 2002). É uma técnica de análise qualitativa desenvolvida objetivando examinar o processo, identificando, avaliando e prevenindo perigos em uma planta. Dois conceitos merecem destaque nesta técnica. O primeiro refere-se aos “nós” que são os pontos a serem investigados e, normalmente, são os equipamentos de grande porte presentes numa instalação industrial, como vasos de pressão, bombas, compressores, etc. O segundo conceito refere-se às “palavras-guia” que compreendem um grupo de palavras utilizadas para guiar o grupo de estudo durante a abordagem HAZOP. Essas palavras-guia, quando combinadas com os parâmetros do processo, evidenciam os “desvios operacionais” (AGUIAR, 2010).

Por outro lado, o LOPA é uma análise mais recente que o HAZOP, e vem sendo aprimorada e bastante utilizada. É uma técnica semiquantitativa de análise de riscos, na qual a frequência de acidentes é determinada quantitativamente e as consequências apenas qualitativamente (CCPS, 2001). A técnica determina se as medidas de proteção presentes contra determinado evento são capazes de reduzir o risco a um limite tolerável. Atribuindo valores numéricos às frequências das causas iniciadoras de acidentes e às probabilidades de falha das camadas de proteção existentes, pode-se obter o valor do risco presente e, assim, compará-lo com o limite tolerável. Caso o risco avaliado seja considerado não tolerável, devem-se adicionar outras camadas de proteção ao processo de maneira a obter a redução necessária. Comumente o LOPA é aplicado em seguida ao uso de uma técnica de identificação de perigos, como o HAZOP. Apesar de gerar a estimativa do risco, o foco da LOPA está nas consequências severas, e seus resultados são geralmente adequados para identificar os Níveis de Integridade de Segurança (SIL) necessários para cada Função Instrumentada de Segurança (SIF) (CCPS, 2001).

Basicamente, o SIL é um índice que representa o nível de confiabilidade requerido para que uma função de segurança reduza os riscos a níveis considerados aceitáveis.

A realização da análise dos riscos é iniciada após ser encerrada a etapa do projeto básico deste sistema. As recomendações geradas a respeito da segurança do processo devem ser implementadas o quanto antes, representando uma economia significativa de custo e de tempo.



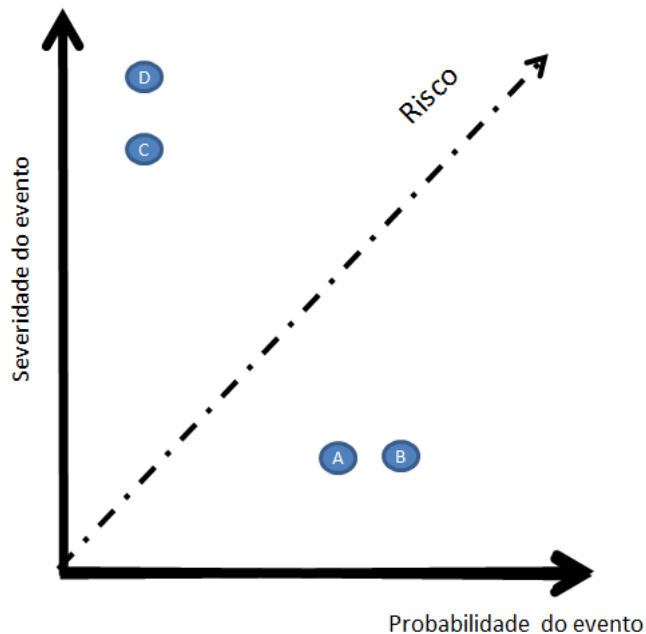
Neste trabalho serão abordados inicialmente alguns métodos de análises de risco, em particular “HAZOP” e “SIL”. Em seguida, haverá destaque ao método LOPA, principal objeto de estudo. Em uma segunda etapa será apresentado o Sistema de Gás Combustível para turbinas utilizado no estudo de caso, com descrição deste sistema e do sistema de intertravamentos de segurança do mesmo. Após a contextualização do sistema e dos métodos de análise de risco, será apresentado o estudo de caso, através da aplicação da metodologia LOPA para este sistema de gás combustível, em que dois nós do processo foram escolhidos para serem analisados e discutidos.

## Capítulo 2 – Análise de Riscos

A palavra “segurança” costumava remeter à antiga estratégia de prevenção de acidentes através do uso de EPIs, procedimentos de resposta para emergências, regras e regulamentos. Recentemente, este conceito foi complementado pela prevenção de perdas. Agora inclui identificação de perigos, avaliação técnica e *design* de novos processos (CROWL E LOUVAR, 2002).

Segundo Crowl e Louvar (2002), “perigo” é definido como uma condição física ou química que apresenta potencial de causar danos às pessoas, propriedades ou meio ambiente. Por sua vez, “risco” é definido como uma medida de danos a seres humanos, perda econômica ou danos ao meio ambiente expresso em termos da probabilidade do incidente e a magnitude do dano ou da perda.

A Figura 2.1 facilita o entendimento do conceito de risco. Para eventos com a mesma severidade (A e B), o que possui maior risco é o de maior probabilidade. Para eventos com a mesma probabilidade, o de maior risco é que possui maior severidade.



**Figura 2.1–Descrição geral de risco.**

**Fonte: Adaptado de Crowl e Louvar (2002).**

Para os eventos A e B, a Figura 2.1 sugere a necessidade de investimento em salvaguardas que diminuam a probabilidade do evento. Tais camadas são denominadas preventivas, visto o intuito em reduzir a possibilidade que o evento ocorra. São exemplos de camadas de proteção preventivas: sistemas instrumentados de segurança, alarmes associados a ações humanas, válvulas de alívio, sistemas básicos de controle de processo e, também, processos inerentemente seguros.

Para os eventos C e D, a Figura 2.1 sugere a necessidade de investimento em salvaguardas que diminuam a severidade do evento. Tais camadas são denominadas mitigadoras. São exemplos

de camadas de proteção mitigadoras: diques de contenção, paredes a prova de explosão, sistema de detecção e combate a incêndio, isolamento de áreas.

Segundo Crowl e Louvar (2002), a falha de equipamentos em um processo é resultado de uma complexa interação de seus componentes individuais. A probabilidade total de falha em um processo depende mandatoriamente destas interações. Pode-se afirmar que, na média, cada componente de *hardware* falha após certo período de tempo. Assim, define-se  $\mu$  (falhas/tempo) como a taxa média de falha.

A distribuição de probabilidade para que o componente não falhe durante o intervalo (0,t) é dada pela distribuição de Poisson:  $R(T) = e^{-\mu t}$

onde R é a confiabilidade. Quando o tempo tende para infinito ( $t \rightarrow \infty$ ), a confiabilidade tende a zero. A velocidade de redução da confiabilidade depende do valor da taxa de falha. A distribuição exponencial simples é a comumente mais usada porque depende apenas do parâmetro  $\mu$ . Verifique o exemplo da Figura 2.2.

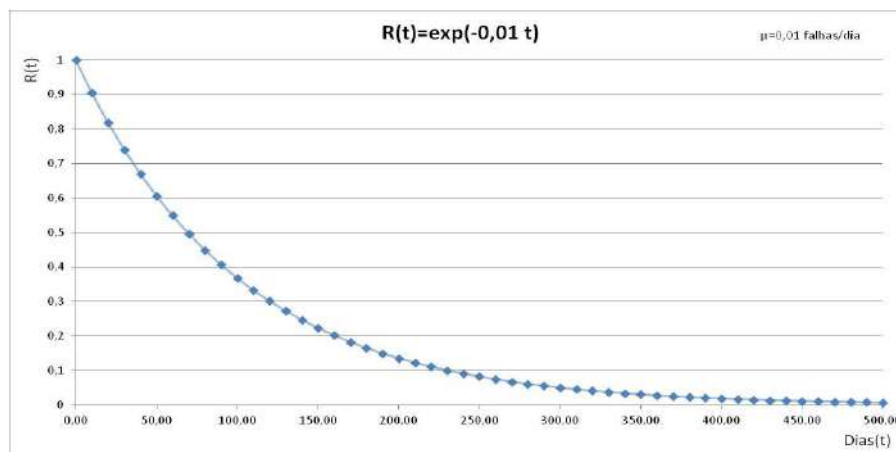


Figura 2.2–Exemplo de gráfico de confiabilidade em função do tempo.

O complemento da confiabilidade é chamado probabilidade de falha (P) e é dado por:

$$P(t) = 1 - e^{-\mu t}$$

Verificar o exemplo da Figura 2.3.

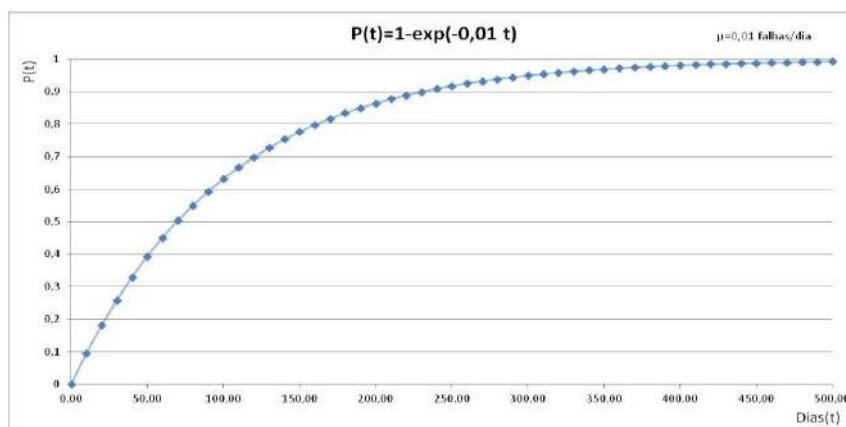


Figura 2.3–Exemplo de gráfico de probabilidade de falha em função do tempo.

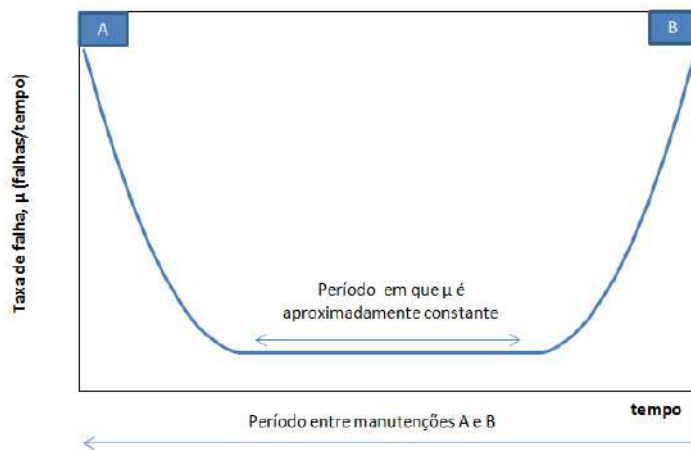
A função densidade de probabilidade de falha é utilizada para determinar a probabilidade P de ocorrer pelo menos uma falha entre os períodos de tempo  $t_0$  e  $t_1$ .

$$P(t_0 \rightarrow t_1) = e^{-\mu t_0} - e^{-\mu t_1}$$

O intervalo de tempo entre duas falhas para o componente é chamado tempo médio entre falhas (MTBF) e é dado por:

$$MTBF = E(t) = \int_0^{\infty} f(t) dt = \frac{1}{\mu}$$

Muitos componentes apresentam  $\mu$  variável em relação ao tempo. Muitos equipamentos apresentam maior taxa de falha quando recém-chegados de manutenção preventiva ou recém-fabricados. A taxa também cresce quando estão prestes a serem encaminhados para manutenção preventiva ou no final de sua vida útil. Esse efeito gera um gráfico tipo “banheira”, como na Figura 2.4.



**Figura 2.4 – Típico gráfico tipo “banheira” para hardware de processos. A taxa de falha é aproximadamente constante durante o tempo de vida médio do hardware.**

**Fonte: Adaptado de Crowl e Louvar (2002).**

Dados típicos de taxas de falhas podem ser encontrados nas seguintes fontes:

- Histórico da empresa;
- Dados industriais de falhas de equipamentos:
  - *Guideline for Process Equipment Reliability Data*, CCPS(1986);
  - *Guideline for Chemical Process Quantitative Risk Analysis*, CCPS (1989);
  - *Guideline for Chemical Process Quantitative Risk Analysis 2<sup>nd</sup>*, CCPS (1989);
  - *Offshore Reliability Data*, Oreda (2002);
- Dados industriais de taxas de erros humanos:
  - *Inherently Safer Chemical Processes: A life Cycle Approach*, CCPS(1996).

Para a metodologia LOPA, as taxas de falha são abordadas em dois termos: ICF (Frequência de Causa Iniciadora) e PFD (Probabilidade de Falha na Demanda). Utiliza-se ICF (falhas/tempo) quando a taxa de falha de um equipamento/processo for responsável por causar um cenário de risco. Utiliza-se PFD (falhas/demanda) quando a taxa falha de um equipamento/processo for responsável por aumentar a confiabilidade do sistema.

Segundo Dunjo (2010), a identificação de perigo é fundamental para a garantia de um projeto seguro e para operação de sistemas em plantas de processos. Muitas técnicas estão disponíveis para a identificação de situações de perigos e todas requerem rigor, aprofundamento e aplicação sistemática por uma equipe multidisciplinar de profissionais experientes. O sucesso da identificação depende da observação de cenários que possam gerar um acidente e, depois, da avaliação destes cenários e acidentes com diversas classes de severidade. Ausente uma estrutura sistemática de identificação, perigos podem ser negligenciados, resultando em uma avaliação incompleta de riscos.

Um sólido gerenciamento de prevenção de acidentes é caracterizado por avaliações de risco eficientes e eficazes (RENIERS, 2006).

## **2.1 – HAZOP – *Hazard and Operability Studies* (Estudo de operabilidade e riscos)**

A metodologia HAZOP orienta a realização de um estudo completo e detalhado sobre as variáveis envolvidas. Através do HAZOP é possível identificar sistematicamente os desvios do processo, o que poderia levar a situações de risco.

O principal objetivo de um HAZOP é investigar cada segmento de um processo, focalizando pontos específicos - nós - um de cada vez. O HAZOP visa descobrir todos os possíveis desvios das condições normais de operação. Dessa forma, identificam-se as causas responsáveis por tais desvios e as respectivas consequências. Uma vez verificadas as causas e as consequências de cada tipo de desvio, esta metodologia procura propor medidas para eliminar ou controlar os cenários.

Portanto o HAZOP identifica tanto os problemas que possam comprometer a segurança da instalação como aqueles que possam causar perda de continuidade operacional.

Apesar de ser uma técnica bem conhecida das indústrias, ainda não há uma padronização única com relação ao seu uso, às formas de apresentação dos resultados obtidos e sobre como conduzir eficientemente o estudo. Suas diretrizes são ditadas pelas normas IEC 61882 – *Hazop and Operability Studies, Application Guide* – emitido pela *British Standards* (BSI).

### **2.1.1 – Conceitos Básicos**

Antes de apresentar a metodologia da técnica, é necessário definir alguns termos fundamentais utilizados durante a aplicação do HAZOP.

- Nós de estudo (*Study Nodes*): trechos específicos do processo que serão analisados nos casos em que ocorram desvios;
- Desvios: distúrbios provocados no equilíbrio do sistema, que são evidenciados pela aplicação sistemática das palavras-guia aos nós de estudo (ex.: mais pressão);

- Parâmetros de processo: variáveis físicas quantitativas (vazão, pressão, temperatura, nível e etc.) cujos desvios serão avaliados durante a aplicação da metodologia;
- Palavras-guia ou Palavras-chave (Guide Words): são palavras simples utilizadas para qualificar os desvios da intenção de operação.

As palavras-guia utilizadas neste estudo, assim como os parâmetros de processo aos quais elas podem estar relacionadas estão dispostos e descritos na Tabela 2.1.

### 2.1.2 – Metodologia

A experiência do grupo que elabora o HAZOP é um dos fatores principais para seu sucesso (DUNJO, 2010). Entre os profissionais envolvidos estão engenheiros de processos, automação, segurança, responsável por instrumentação e manutenção e operadores. A metodologia utilizada durante as reuniões segue o sistema disposto no fluxograma apresentado na Figura 2.5.

**Tabela 2.1 – Palavras-guia do HAZOP.**

**Fonte: Adaptado da BS IEC 61882, 2001.**

| Palavra-Guia | Descrição  | Parâmetros Aplicáveis  |
|--------------|--|--|
| Nenhum       | Negação da intenção de projeto no parâmetro de processo  | Vazão, Reação, Absorção, Separação   |
| Mais         | Acréscimo quantitativo no parâmetro de processo          | Vazão, Temperatura, Pressão, Composição, Reação, Absorção, Separação e Viscosidade |
| Menos        | Decréscimo quantitativo no parâmetro de processo         | Vazão, Temperatura, Pressão, Composição, Reação, Absorção, Separação e Viscosidade |
| Reverso      | Parâmetro em sentido oposto                              | Vazão  |
| Também       | Acréscimo qualitativo no parâmetro de processo           | Contaminação   |
| Outro        | Substituição do parâmetro                                | Reação   |
| Antes        | Etapa de um processo sequencial iniciada antes do tempo  | Vazão, Temperatura, Pressão, Composição, Reação, e Viscosidade                     |
| Depois       | Etapa de um processo sequencial iniciada depois do tempo | Vazão, Temperatura, Pressão, Composição, Reação, e Viscosidade                     |

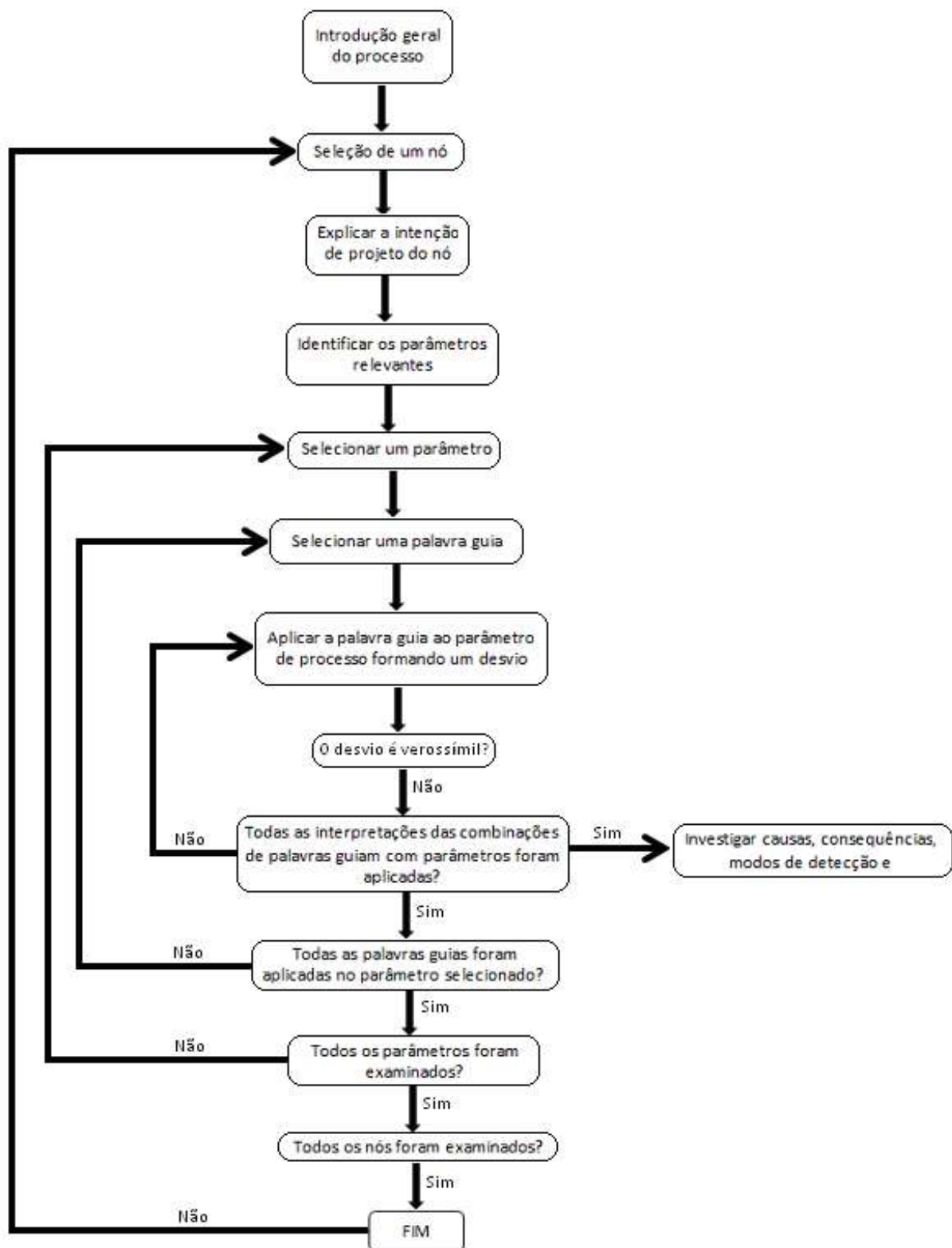


Figura 2.5 – Fluxograma da metodologia utilizada no HAZOP.  
 Fonte: Adaptado da BS IEC 61882, 2001.

A eficiência de um HAZOP está diretamente ligada com a sistemática com que ele é aplicado. A seleção dos nós de estudo é uma etapa fundamental. Uma boa escolha dos nós permitirá a realização de um estudo completo, mas com a otimização dos recursos, evitando esforço desnecessário e/ou repetitivo. Geralmente marca-se um nó de estudo na entrada de um grande equipamento e na saída de um equipamento que acumule produtos (ex.: vasos, tanques, e outros) e antes e depois de linhas que cruzam (DUNJO, 2010).

Após a seleção dos nós, devem-se aplicar as palavras-guia, verificando quais os desvios que são possíveis de ocorrer naquele nó. Para cada desvio, investigar as causas possíveis de provocá-lo, procurando levantar todas as causas. Para cada uma das causas, verificar quais são os meios disponíveis na unidade para sua detecção, e quais seriam as suas possíveis consequências. Em seguida, procura-se eliminar a causa do desvio, se for possível, ou mitigar suas consequências. Uma vez analisados todos os desvios, procede-se à escolha do próximo nó, prosseguindo com a análise.

### 2.1.3 – Planilha dos Resultados

Utiliza-se uma planilha para descrever de forma completa cada um dos desvios: as possíveis causas, efeitos, salvaguardas, ações e recomendações. Um exemplo de planilha das descrições dos resultados do HAZOP está apresentado na Tabela 2.2.

É importante ressaltar que as possíveis causas são as razões pelas quais os desvios podem ocorrer. Estas causas podem incluir falha de equipamentos ou sistemas de controle, erros humanos, alterações não previstas de condições operacionais, entre outras. Uma salvaguarda preventiva é qualquer dispositivo, sistema ou ação capaz de interromper a cadeia de eventos que ocorre a partir de um evento iniciador (causa do desvio), diminuindo a probabilidade de ocorrência do cenário indesejável (distúrbio operacional, perda de contenção, acidente, etc.). Os modos de detecção são quaisquer dispositivos, sistemas ou outro meio que possa ser utilizado para perceber ou identificar a ocorrência do desvio. Em operações assistidas, podem ser considerados sentidos humanos e instrumentos de indicação local.

**Tabela 2.2 – Exemplo de planilha do HAZOP.**

| <b>HAZOP - Hazard and Operability Study</b> |                |                         |                          |                     |                              |
|---|----------------|-------------------------|--------------------------|---------------------|------------------------------|
| <b>Sistema de Estudo</b>                    |                |                         |                          |                     |                              |
| <b>Nó:</b>                                  |                |                         |                          |                     |                              |
| <b>Desvio</b>                               | <b>Cenário</b> | <b>Possíveis Causas</b> | <b>Possíveis Efeitos</b> | <b>Salvaguardas</b> | <b>Ações e Recomendações</b> |
|   |                |                         |                          |                     |                              |
|   |                |                         |                          |                     |                              |

Segundo Arendt (1993), por ser completa, sistemática e relativamente fácil de ser aplicada, a metodologia HAZOP é a técnica de identificação de perigos e análise qualitativa de riscos mais empregada. Muitas vezes o HAZOP torna-se ponto de partida para muitas técnicas de análise quantitativa e semiquantitativa (ex.: LOPA).



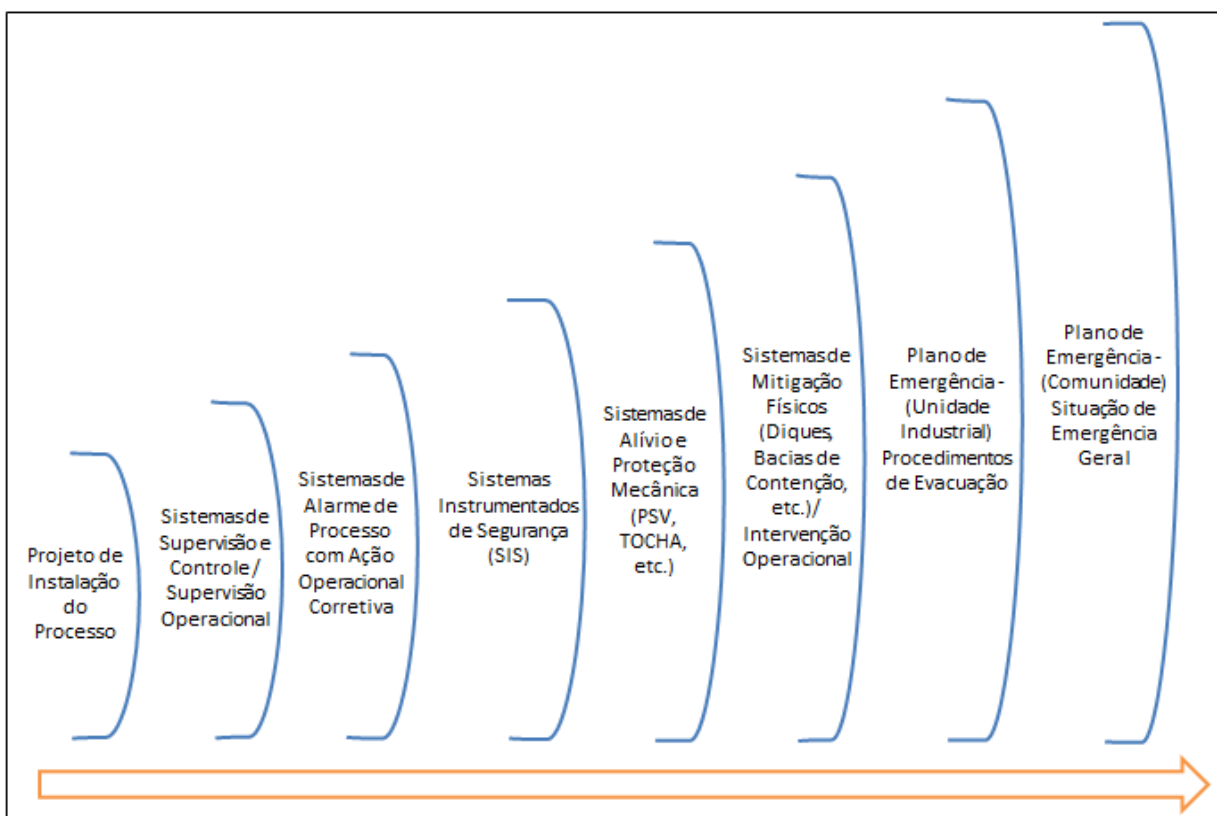
## 2.2 – SIL – *Safety Integrity Level* (Nível de Integridade de Segurança)

O Nível de Integridade de Segurança (SIL) pode ser definido como um indicador de desempenho de uma determinada Função Instrumentada de Segurança, a SIF. Indicador este que estabelece através de valores inteiros de 1 a 4 o nível de segurança.

Para compreender melhor a importância do SIL é preciso entender que durante a etapa de elaboração de um projeto básico de planta industrial é necessário primeiramente efetuar a avaliação da necessidade da implementação de uma ou mais SIFs. Avaliação que é realizada através da aplicação de técnicas de análise de riscos e, então, definição das camadas de proteção.

Uma vez determinado o risco associado a um cenário, é preciso avaliar se o mesmo é tolerável, tomando-se por base, além das políticas corporativas refletidas nos critérios da empresa em questão, também legislação e regulamentações locais, normas e referências internacionais, informações de companhias seguradoras e acordos entre as partes interessadas, podendo inclusive envolver a comunidade local (*International Electrotechnical Commission, IEC61511-3*).

Se após avaliação de risco de um cenário ficar determinado que este risco é maior que o tolerável, devem ser estabelecidas camadas de proteção a fim de minimizar a possibilidade de ocorrência de acidentes. Ou seja, reduzir o risco. Um modelo de camadas de proteção é apresentado na Figura 2.6.



**Figura 2.6 – Modelo de camadas de proteção.**

**Fonte: Dados para construção da figura obtidos da IEC 61511-3, Ano 2003.**

Na Figura 2.6, a quarta camada é apontada como sendo os Sistemas Instrumentados de Segurança (SIS). Estes fazem parte das camadas de proteção e são compostos por um conjunto de iniciadores, executores de lógica e elementos finais. Eles são responsáveis pela segurança operacional e por garantir a parada de emergência sempre que a operação ultrapassar os limites considerados seguros.

Os SIS agregam todas as SIFs do processo que então são analisadas pelo SIL, sendo que cada SIF apresenta um SIL específico.

A SIF (Função Instrumentada de Segurança) pode ser definida como uma função de proteção implementada em um SIS com o objetivo de alcançar ou mesmo manter um estado seguro de um processo ou equipamento através de uma ação automática específica diante de um determinado desvio operacional (LASSEN, 2008). E de acordo com o nível de seguridade que esta ação automática específica for capaz de atingir, se estabelece, usando classes que variam entre 1 e 4 qual é o Nível de Integridade de Segurança (SIL) que pode-se conferir a este SIF.

### 2.2.1 – Ciclo de Vida de um SIS

O ciclo de vida de um Sistema Instrumentado de Segurança (SIS) corresponde às etapas necessárias para a implantação deste sistema. Dentre estas etapas estão: projeto, instalação, operação, manutenção e desativação. Na Figura 2.7, a seguir, é possível compreender o procedimento realizado durante a implementação de um SIS.

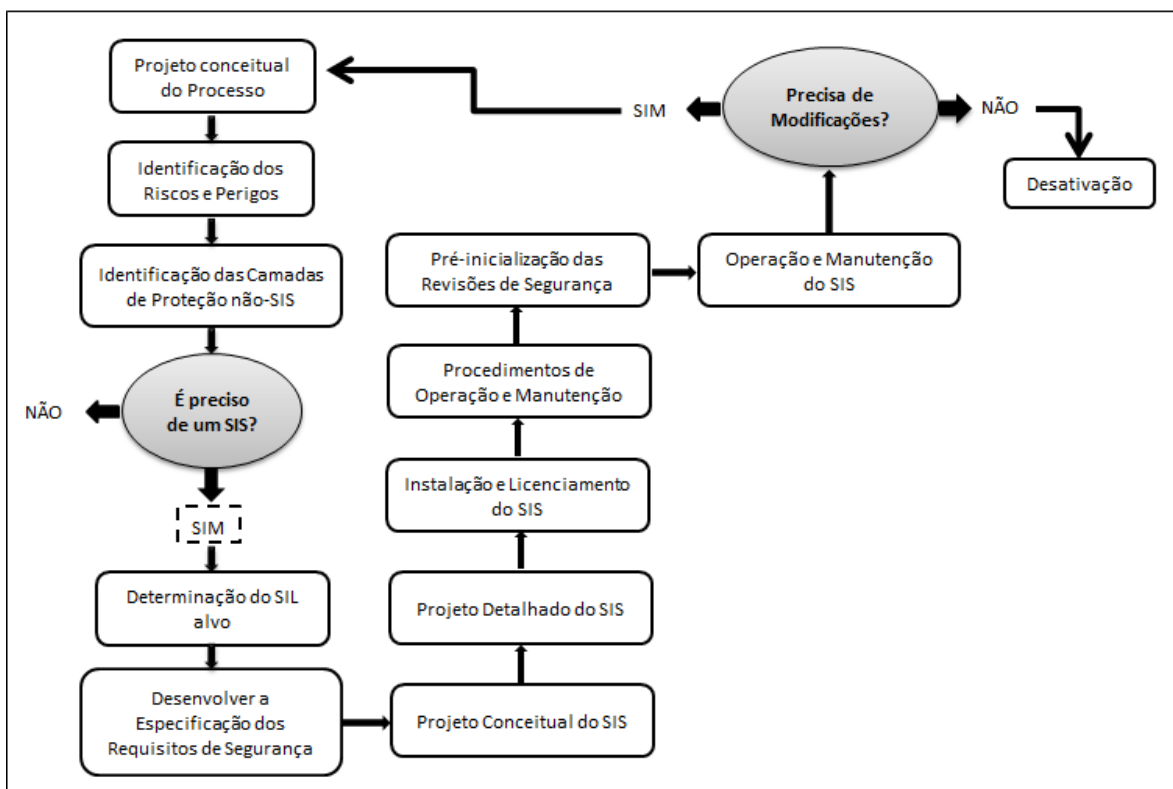


Figura 2.7 – Modelo do ciclo de vida de um SIS.

Fonte: Dados obtidos da ANSI/ISA 84.00.01 Partes 1–3; IEC 61508-1; e IEC 61511 Partes 1-3.

De acordo com a Figura 2.7, a elaboração de um projeto básico do SIS deve passar pelas seguintes etapas fundamentais:

- Identificação dos riscos e perigos;
- Identificação das camadas de proteção não SIS;
- Determinação de um SIL alvo para o novo SIS;
- Detalhamento do SIS;
- Operação e manutenção.

Sendo feita a análise de riscos e confirmada a necessidade de uma camada de proteção SIS, a primeira etapa a ser seguida é a avaliação de um SIL alvo para aquele sistema instrumentado de segurança (SIS) que será instalado. Esta avaliação pode ser realizada durante a fase de projeto básico de uma nova planta ou durante as revisões que venham a ser realizadas no projeto de uma planta já existente. A importância da avaliação do SIL das SIFs ser analisada em conjunto com os estudos de análise de riscos está em complementar a execução destes estudos, auxiliando na especificação de um SIS adequado.

É realizado então um projeto conceitual do SIS e em seguida um projeto com os detalhes necessários para instalação e autorização do novo SIS. No momento em que o SIS já foi instalado e está operando com normalidade, caso seja necessário alguma modificação deve-se optar pela desativação do SIS ou mudança do mesmo a partir da fase de projeto conceitual, como indicado na Figura 2.7.

### 2.2.2 – Determinação do SIL

A determinação do Nível de Integridade de Segurança, SIL, pode ser feita de várias formas, através de métodos qualitativos ou quantitativos. No entanto, as principais formas de analisar este indicador são em termos de sua PFD<sub>AVG</sub> (Probabilidade Média de Falha da Demanda) e de seu RRF (Fator de Redução de Risco) em uma escala de números inteiros de 1 a 4. A *International Electrotechnical Commission* – IEC estabelece na norma IEC-61511 os valores de referência para o modo de demanda. Na Tabela 2.3 é possível observar estes valores.

**Tabela 2.3– Escala de SIL para um modo de demanda.**

**Fonte: Adaptado da Norma IEC 61511–1, 2003.**

| Modo de Demanda                         |  |                             |
|---|--|-----------------------------|
| Nível de Integridade de Segurança (SIL) | Probabilidade Média de Falha por Demanda | Fator de Redução de Risco   |
| 4                                       | $\geq 10^{-5}$ a $< 10^{-4}$             | $> 10.000$ a $\leq 100.000$ |
| 3                                       | $\geq 10^{-4}$ a $< 10^{-3}$             | $> 1.000$ a $\leq 10.000$   |
| 2                                       | $\geq 10^{-3}$ a $< 10^{-2}$             | $> 100$ a $\leq 1.000$      |
| 1                                       | $\geq 10^{-2}$ a $< 10^{-1}$             | $> 10$ a $\leq 100$         |

De acordo com esta norma, para casos em que as SIFs operam em modo contínuo ou com alta demanda (mais de uma demanda por ano ou duas ou mais demandas a cada intervalo entre

testes) o SIL é correlacionado com uma frequência de falhas perigosas por hora, como descrito na Tabela 2.4.

**Tabela 2.4 – Escala de SIL para um modo contínuo.**

**Fonte: Adaptado da Norma BS IEC 61511-1, 2003.**

| Modo Contínuo                           |                               |
|---|-------------------------------|
| Nível de Integridade de Segurança (SIL) | Frequência de Falhas por Hora |
| 4                                       | $\geq 10^{-9}$ a $< 10^{-8}$  |
| 3                                       | $\geq 10^{-8}$ a $< 10^{-7}$  |
| 2                                       | $\geq 10^{-7}$ a $< 10^{-6}$  |
| 1                                       | $\geq 10^{-6}$ a $< 10^{-5}$  |

Qualitativamente os níveis de SIL podem ser definidos como:

- SIL 1: Potencial para ferimentos leves;
- SIL 2: Potencial de lesões graves ou uma fatalidade;
- SIL 3: Potencial para múltiplas fatalidades;
- SIL 4: Potencial de mortes na comunidade.

A avaliação do SIL para cada SIF deve levar em consideração as consequências sobre: segurança pessoal, meio ambiente e patrimônio da companhia. Sendo que o SIL final seja o maior dentre os determinados para cada um destes três aspectos. Para casos em que o SIL encontrado seja 3 ou 4, é necessária a utilização de um outro método quantitativo de determinação para maior detalhamento.

De acordo com a IEC 61511, são estabelecidos vários métodos distintos de avaliação do SIL requerido para uma SIF, são eles:

- ALARP ("as low as reasonably practicable"): não é, em si, um método para determinação do SIL, mas sim um conceito para ser utilizado ao se determinar um Nível de Integridade de Segurança. Pelo princípio ALARP, recomenda-se que os riscos sejam reduzidos "tão longe quanto for razoavelmente possível" ou a um nível "tão baixo quanto for razoavelmente possível".
- Método semiquantitativo: este é um método que se baseia em valores numéricos para a frequência de risco tolerável para cada cenário.
- Método de matrizes de Camada de Proteção: uma matriz de risco pode ser utilizada para a avaliação do risco através da combinação da probabilidade e da gravidade do impacto de ocorrência dos eventos perigosos. Uma abordagem semelhante é usada para desenvolver uma matriz que identifica a redução do risco de potencial que pode ser associada com a utilização de uma Camada de Proteção SIS.

- Gráfico de risco calibrado: este é um método semiquantitativo, que permite que o nível de integridade de segurança de uma função de segurança instrumentada (SIF) seja determinado a partir de um conhecimento dos fatores de risco associados com o processo e sistema básico de controle de processo.
- Gráficos de risco: este é um método qualitativo, que permite que o nível de integridade de segurança de uma função de segurança instrumentada (SIF) seja determinado a partir de um conhecimento dos fatores de risco associados com o processo e sistema básico de controle de processo.
- LOPA: conforme apresentado é um método semiquantitativo que se baseia nas reduções de risco por outras camadas de proteção diferentes do SIS, permitindo avaliações mais consistentes dos cenários e produzindo uma documentação mais completa.

A escolha do método de avaliação mais adequado deve levar em conta: complexidade do processo, natureza e severidade dos riscos, disponibilidade de informações sobre os cenários de risco, capacitação e experiência das pessoas disponíveis para o trabalho de avaliação. Este trabalho utilizou o método LOPA para determinação do SIL. No próximo item esta abordagem será explicada com maior detalhamento.

### 2.2.3 – Método LOPA para Determinação do SIL

A determinação do Nível de Integridade de Segurança (SIL) a partir da análise de Camadas de Proteção (LOPA) é um método semiquantitativo que se baseia na mitigação de riscos através do acréscimo de novas Camadas de Proteção. Para isto, deve-se registrar todos os cenários de interesse numa planilha de análise, onde a identificação e a descrição de cada cenário são originárias do HAZOP, conforme estabelecido pela IEC 61511-3, 2003. A Tabela 2.5 indica quais dados serão aproveitados do HAZOP para o método LOPA.

**Tabela 2.5 – Dados desenvolvidos pelo HAZOP e utilizados pelo LOPA.**

**Fonte: Adaptação da Tabela F.1, do anexo F da IEC 61511-3, ano 2003.**

| Informações Necessárias<br>LOPA               | Informações Geradas<br>HAZOP    |
|---|---------------------------------|
| Impacto do evento                             | Consequência                    |
| Nível de Severidade                           | Severidade da Consequência      |
| Causa Inicial                                 | Causa                           |
| Probabilidade Inicial                         | Frequência da Causa             |
| Camadas de Proteção                           | Existência de Salvaguardas      |
| Elementos Requeridos para Mitigação Adicional | Novas salvaguardas Recomendadas |

A próxima etapa é a classificação da severidade a partir da análise de riscos. Esta etapa consiste em definir, para cada cenário selecionado, uma categoria de severidade conforme a matriz de tolerabilidade de riscos da empresa em que este estudo está sendo realizado.

Todo o procedimento até chegar à determinação do SIL é realizado seguindo as normas existentes, e de acordo com dados tabelados é possível estabelecer valores coerentes para

cada cenário apresentado seguindo um padrão. Todas as tabelas e procedimentos a serem seguidos se encontram nas normas de cada empresa.

Depois de realizadas todas tentativas de adotar soluções de projeto inerentemente seguras e de adicionar camadas de proteção que não a SIF, é necessário obter o Nível de Integridade de Segurança. Este SIL, requerido para a Função Instrumentada de Segurança (SIF) prevista no projeto, ou recomendado para o cenário, deve ser determinado pelo Fator de Redução de Risco (RRF) necessário para reduzir  $F^c$  (Frequência da Consequência) a um valor menor ou igual à  $F^{TOL}$  (Frequência Tolerável).

**Tabela 2.6 – Fator de redução de risco (RRF).**

**Fonte: Adaptado da IEC 61511-3, Ano 2003.**

| <b>Fator de Redução de Risco (RRF)</b> | <b>SIL requerido</b> |
|--|----------------------|
| 10                                     | 1                    |
| 100                                    | 2                    |
| 1.000                                  | 3                    |

No capítulo seguinte a metodologia LOPA, principal objeto de estudo deste trabalho, é descrita.

## Capítulo 3 – LOPA – *Layer Of Protection Analysy* (Análise de camadas de proteção)

LOPA é uma metodologia que avalia o risco de cenários de acidente considerando as Camadas Independentes de Proteção (IPLs) pertinentes. Determina então se existem camadas suficientes para proteção dos cenários de acidente em análise (Lassen, 2008).

É sempre importante ressaltar que o LOPA não é um método de levantamento de perigos e cenários de acidentes. Sua implementação deve ocorrer durante ou após a realização de um HAZOP. Ao integrar LOPA e HAZOP obtêm-se análises de alta qualidade, utilizando menos recursos. Conforme explicado anteriormente, o HAZOP apresenta algumas informações em comum com a LOPA.

### 3.1 – Camadas Independentes de Proteção(IPLs)

Embora o conceito de independência de camadas de proteção seja mais facilmente evidenciado durante o processo de implementação de LOPA, é importante entender algumas características básicas. IPLs (Camadas Independentes de Proteção) são sistemas ativos ou passivos, que possuem as seguintes características:

- Especificidade: o IPL é capaz de mitigar ou prevenir as consequências de um evento potencialmente perigoso específico (consequência indesejada). Diversas causas do evento podem iniciar a ação do IPL;
- Independência: o IPL é independente de todas outras camadas de proteção associadas ao evento potencialmente perigoso. O desempenho do IPL não pode ser afetado pelas condições que causaram a falha de outro IPL. Não deve haver falhas de causa comum;
- Confiabilidade: o IPL deve atuar como foi projetado;
- Auditabilidade: o IPL deve ser projetado para fácil validação periódica de sua função de proteção.

São exemplos de IPLs procedimentos de operação padrão, sistemas de controle de processos, sistemas de alarmes, alívios de pressão.

### 3.2 – Equipe

A equipe necessária à realização de um LOPA consiste em operadores, engenheiros de processo, engenheiro de controle de processo, representantes de gerência de produção, representantes da automação e especialistas de análise de risco. Um dos membros da equipe deve ser experiente na metodologia LOPA e é importante a prévia experiência da equipe no processo a ser estudado(LASSEN, 2008). Especialistas podem ser consultados pontualmente.

### 3.3 – Processo de Documentação

Segundo Lassen (2008), o processo comum de documentação de LOPA, através da Tabela 3.1, deve incluir os tópicos a seguir:

- Evento de impacto: os eventos de impacto são colocados na primeira coluna da tabela. Estes são identificados durante o estudo HAZOP;
- Nível de severidade: avalia-se o nível de severidade do impacto. Utiliza-se as classificações M (Menor), S (Sério) ou E (Extensivo) e preenche-se a coluna dois;
- Causa inicial: na coluna três, são preenchidas todas as causas geradoras do evento de impacto. Na coluna quatro, preenchemos a frequência de ocorrência das causas geradoras, na unidade eventos por ano;
- IPLs: os IPLs presentes na amostra são listados e preenchidos na coluna cinco (tabela 3.1). Mitigadores adicionais são preenchidos na coluna seis. Geralmente adicionais são de natureza mecânica, estrutural ou procedimental e reduzem a severidade do impacto, mas não evitam que acidente ocorra. IPLs podem ser considerados como “IPLs de alta integridade” se possuírem a disponibilidade funcional mínima de 0,9 e são preenchidos na coluna sete;
- Probabilidade de evento intermediário: este representa a ocorrência da consequência final, considerando todas as camadas de proteção, desconsiderando o SIF (Funções Instrumentadas de Segurança). É representado em ocorrências por ano. É preenchido na coluna oito. É calculado multiplicando a coluna quatro (frequência de ocorrência de causas geradoras) pela soma dos PFDs das camadas protetoras (colunas cinco, seis, sete). O valor é dado em ocorrências por ano. Caso o valor esteja acima da frequência de segurança mínima, necessita-se de mitigação adicional, como por exemplo, um novo IPL. Projetos devem ter uma concepção segura antes da adição de novos SIFs;
- Nível de Integridade de Segurança (SIL): representa a disponibilidade de uma camada de proteção. Esta camada mitiga a frequência da ocorrência de uma consequência final ou mitiga o impacto de uma consequência final. É calculado através da divisão do critério de segurança de nível de severidade pela probabilidade de evento intermediário. O resultado é preenchido na coluna nove (Tabela 3.1);
- Probabilidade de evento mitigado: representa a quantidade de consequências finais ocorridas, porém com todas as devidas camadas de proteção operantes;
- Risco total: representa o risco total associado a cada evento de impacto específico. A probabilidade de eventos mitigados para todos os eventos classificados como sérios ou extensivos.

A Tabela 3.1 contém os itens acima descritos.



**Tabela 3.1 – Tabela do processo de documentação do LOPA.**

Fonte: Adaptado de Lassen, 2008.

| 1                        | 2                   | 3                | 4                              | 5                      |      |        | 6   | 7  | 8                                     | 9                                       | 10                               |
|--------------------------|---------------------|------------------|--------------------------------|------------------------|------|--------|---|--|---------------------------------------|---|----------------------------------|
| Evento de impacto        | Nível de severidade | Causa Inicial    | Probabilidade de Causa inicial | IPLs                   |      |        | Mitigadores Adicionais                    | Mitigadores Adicionais Alta Integridade                  | Probabilidade de evento intermediário | Nível de integridade de segurança (SIL) | Probabilidade de evento mitigado |
| Impact event description | Severity level      | Initiating cause | Initiation likelihood          | General process design | BPCS | Alarms | Additional mitigation (restricted access) | Additional mitigation (restricted access) High integrity | Intermediate event likelihood         | SIF integrity level                     | Mitigated event likelihood       |
|                          |                     | eventos/ano      |                                |                        |      |        |   |  | eventos/ano                           |   |                                  |
|                          |                     |                  |                                |                        |      |        |   |  |                                       |   |                                  |
|                          |                     |                  |                                |                        |      |        |   |  |                                       |   |                                  |
|                          |                     |                  |                                |                        |      |        |   |  |                                       | SIL                                     |                                  |

### 3.4 – Metodologias

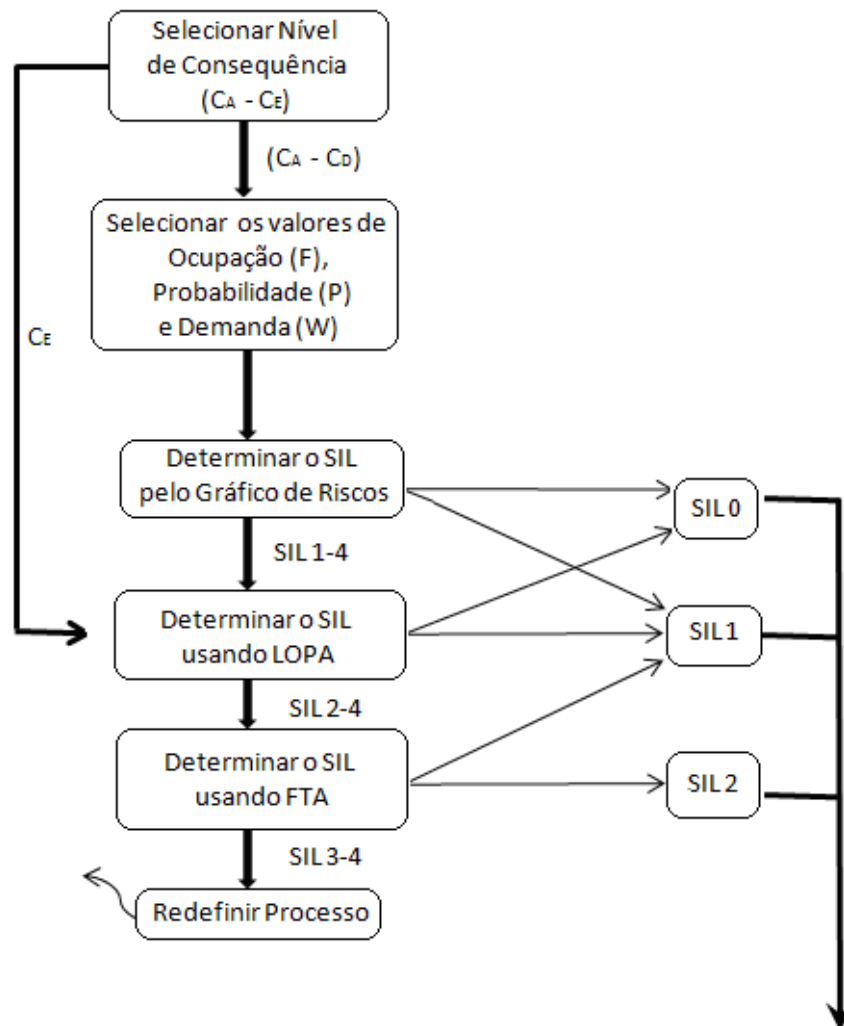
Muitas similaridades são encontradas em relação às metodologias aplicadas. Summers (2003), Ellis e Wharton (2006) e Dowell (1998) utilizam fluxogramas baseados na planilha base da IEC 61511. BP (2006) possui uma metodologia própria, com um guia e seu próprio fluxograma. CCPS (2001) introduziu diagramas explicando o passo-a-passo da metodologia LOPA. Os principais pontos em comum são:

- Documentação da análise de risco;
- Desenvolvimento do cenário ou evento de impacto;
- Identificação das causas iniciais;
- Determinação das camadas de proteção, incluindo os IPLs;
- Quantificação de frequência de causas, probabilidades e PFDs;
- Avaliação do risco.

Todos estes passos são necessários para a avaliação do risco e determinação do SIL. Muitos autores sugerem a metodologia LOPA como parte de uma metodologia total. Ellis e Wharton (2006) sugerem uma interface próxima entre o LOPA e outros métodos (LASSEN, 2008).

### 3.4.1 – Metodologia Ellis e Wharton

A metodologia Ellis e Wharton (2006) pode ser resumida no fluxograma apresentado na Figura 3.1.



**Figura 3.1 – Metodologia de determinação de SIL.**

**Fonte: Adaptado de Lassen (2008) e Ellis and Wharton(2006).**

Primeiramente, a consequência dos impactos é classificada. O nível de severidade é classificado, de acordo com a Tabela 3.2, para o evento de impacto em questão. A metodologia LOPA deve ser aplicada caso o evento seja considerado Extensivo (sigla “C<sub>E</sub>”). Caso não seja Extensivo, pode-se utilizar gráfico de riscos aproximados. Caso o evento avaliado seja considerado SIL 1, ou menor, este valor é documentado como o SIL final. Caso seja avaliado como SIL 2, SIL 3 ou SIL 4, a metodologia LOPA é sugerida. O LOPA pode concluir por SIL 2, SIL 3 ou SIL 4. Nestes casos, o estudo de uma árvore de falhas (FTA) é iniciado. Caso o estudo de árvore de falhas (FTA) também indique SIL 3 ou SIL 4, deve-se modificar o processo para reduzir o risco, reduzindo a probabilidade do evento ou sua severidade.

Tabela 3.2–Meta de probabilidade de evento mitigado.

Fonte: Lassen(2008) e Nordhagen (2007).

| Nível de Severidade | Consequência de Segurança                                  | Probabilidade de Evento Mitigado |
|---------------------|--|----------------------------------|
| C <sub>A</sub>      | Único primeiro acidente com atendimento                    | 3.10 <sup>-2</sup> /ano          |
| C <sub>B</sub>      | Múltiplos primeiros acidentes com atendimento              | 3.10 <sup>-3</sup> /ano          |
| C <sub>C</sub>      | Único acidente incapacitante ou múltiplos acidentes graves | 3.10 <sup>-4</sup> /ano          |
| C <sub>D</sub>      | Única fatalidade no local                                  | 3.10 <sup>-5</sup> /ano          |
| C <sub>E</sub>      | Entre 1 e 3 fatalidades no local                           | 3.10 <sup>-5</sup> /ano          |

### 3.4.2 – Metodologia Aker

A metodologia Aker (LASSEN, 2008) pode ser entendida a partir do fluxograma presente na Figura 3.2.

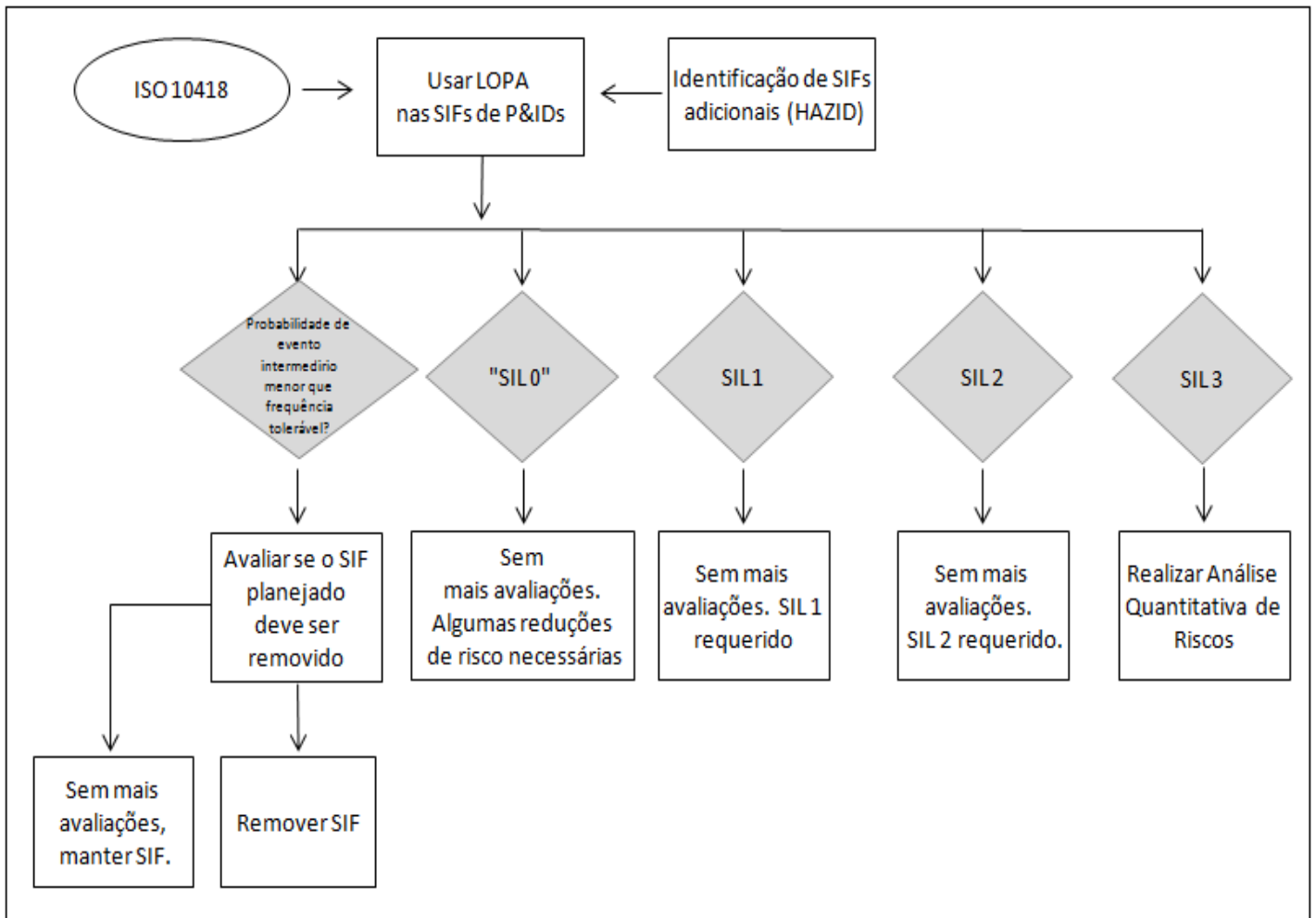


Figura 3.2 – Metodologia Aker E&T.

Fonte: Adaptado de Lassen (2008) e Nordhagen (2007).

Este padrão auxilia a implementação de ferramentas de segurança em diagramas P&IDs para o sistema em questão. O HAZOP auxilia a identificação de desvios de processo que necessitem de SIFs adicionais. Toda a informação do HAZOP é documentada junto aos diagramas P&IDs. A Tabela 3.1 será utilizada, de acordo com os passos descritos previamente para preenchimento da tabela, com exceção do preenchimento da probabilidade de evento mitigado e o cálculo de risco total. A probabilidade de evento mitigado é calculada de acordo com a aproximação de AKER E&T(NORDHAGEN, 2007; ISO 10418, 2003).

O SIF em análise é considerado fora de operação durante a análise. A fórmula em avaliação da LOPA pode ser considerada a seguinte:

$$\frac{\textit{Frequência Aceitável de Probabilidade de Evento Intermediário}}{\textit{Probabilidade de evento intermediário}}$$

Caso esta fração possua valor maior do que 1, implica a não necessidade do SIF em questão. O SIF pode ser removido, pois o sistema é seguro o suficiente.

Caso a fração se encontre entre os valores 1 e 0,1, SIL 0 é encontrado. Entende-se assim que o risco encontrado está até dez vezes acima da especificação recomendada. Mantém-se o SIF em questão ativo para acarretar em alguma redução de risco. Não há necessidade de maiores avaliações.

Caso a fração se encontre entre os valores 0,1 e 0,01, SIL 1 é encontrado. Não há necessidade de maiores avaliações e deve-se manter o SIF ativo.

Caso a fração se encontre entre os valores 0,01 e 0,001, SIL 2 é encontrado. Não há necessidade de maiores avaliações e deve-se manter o SIF ativo.

Para valores de SIL 3 (entre 0,001 e 0,0001) e SIL 4 (entre 0,0001 e 0,00001) encontrados, faz-se necessária a abertura de uma análise de risco quantitativa.

### **3.4.3 – Metodologia IEC61511 (2003)**

A metodologia baseada na Norma IEC61511-1 (2003) servirá efetivamente de base para o estudo de caso aqui desenvolvido. Assim, a metodologia será apresentada com maior grau de detalhamento no item seguinte.

## **3.5 – Metodologia Baseada na Norma IEC61511-1, 2003**

Esta metodologia visa estabelecer um procedimento padronizado para estudo e avaliação do Nível de Integridade de Segurança (SIL) para Funções Instrumentadas de Segurança (SIF), utilizando o método LOPA. Pode-se representar o procedimento padrão através do fluxograma de rotina apresentado na Figura 3.3.

### **3.5.1 – Seleção de Cenários para Análise**

A primeira atividade é selecionar, dentre todos os cenários identificados durante a etapa de HAZOP, aqueles que possuem SIFs como salvaguardas ou recomendação. Outros cenários podem ser avaliados opcionalmente. Todos os cenários, bem como suas descrições, são herdados do HAZOP. Para cenários de frequência elevada, ou consequências catastróficas, recomenda-se o uso de uma avaliação quantitativa de riscos.

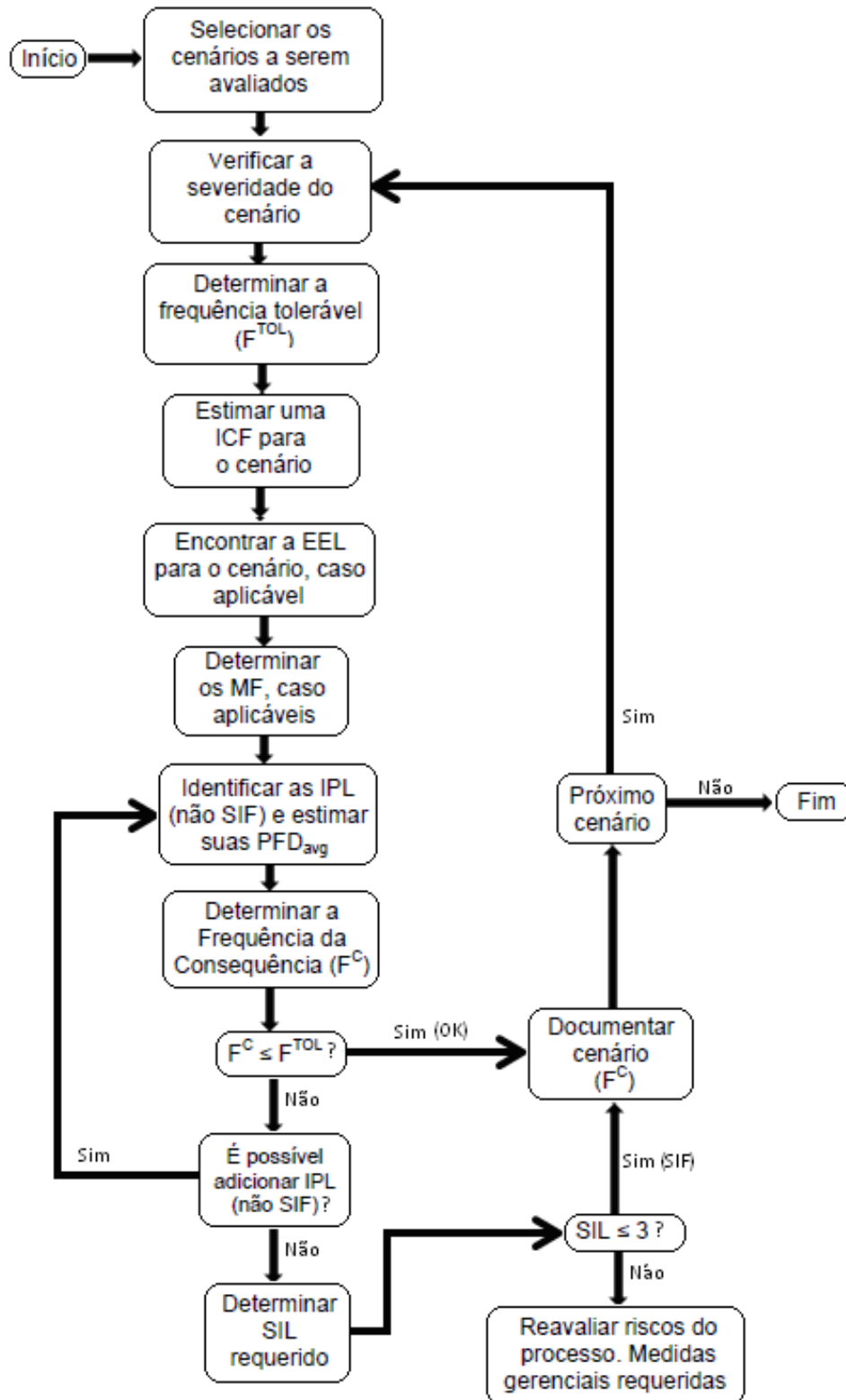


Figura 3.3 – Metodologia LOPA.  
 Fonte: Adaptação da IEC 61511-1.

### 3.5.2 – Classificação da Severidade do Cenário

A severidade atribuída representa o maior dentre os impactos causado à pessoas, meio ambiente ou patrimônio. Consiste em definir, para cada cenário, uma categoria de severidade através da matriz de tolerabilidade (Tabela 3.3), assumindo falha em todas salvaguardas (ou seja, SIF inativo). Caso a classificação já tenha sido feita previamente no HAZOP, não é necessário refazer o processo.

**Tabela 3.3 – Matriz de Tolerabilidade de Risco.**

Fonte: Adaptado da IEC 61508.

| Matriz de Tolerabilidade de Risco                          |  | FREQUÊNCIA (f)  |                           |                           |                        |                |
|--|--|-----------------|---------------------------|---------------------------|------------------------|----------------|
|  |  | IMPROVÁVEL      | REMOTO                    | OCASIONAL                 | PROVÁVEL               | FREQUENTE      |
| Tempo médio entre falhas (MTTF)<br>Falhas por ano = 1/MTTF |  | $f > 10^6$ anos | $10^4 < f \leq 10^6$ anos | $10^2 < f \leq 10^4$ anos | $1 < f \leq 10^2$ anos | $f \geq 1$ ano |
| SEVERIDADE   | CATASTRÓFICA<br>(múltiplas fatalidades)  | MODERADO        | NÃO ACEITO                | NÃO ACEITO                | NÃO ACEITO             | NÃO ACEITO     |
|  | EXTREMAMENTE CRÍTICA<br>(uma fatalidade) | ACEITO          | MODERADO                  | NÃO ACEITO                | NÃO ACEITO             | NÃO ACEITO     |
|  | CRÍTICA<br>(danos permanentes)           | ACEITO          | ACEITO                    | MODERADO                  | NÃO ACEITO             | NÃO ACEITO     |
|  | MODERADA<br>(danos temporários)          | ACEITO          | ACEITO                    | ACEITO                    | MODERADO               | NÃO ACEITO     |
|  | BAIXA<br>(pequenos danos)                | ACEITO          | ACEITO                    | ACEITO                    | ACEITO                 | MODERADO       |

### 3.5.3 – Determinação da Frequência Tolerável ( $F^{TOL}$ )

A  $F^{TOL}$  é determinada de acordo com a severidade do evento, através da Tabela 3.4.

**Tabela 3.4 – Tabela de frequência tolerável em função do código de severidade.**

Fonte: Adaptação IEC 61511-1.

| Código de Severidade | Frequência Tolerável (eventos/ano) |
|----------------------|------------------------------------|
| V                    | $10^{-5}$                          |
| IV                   | $10^{-4}$                          |
| III                  | $10^{-3}$                          |
| II                   | $10^{-2}$                          |
| I                    | $10^{-1}$                          |

### 3.5.4 – Estimando a Frequência de Causa Iniciadora (ICF)

Motivo gerador do desvio na variável de processo, identificado previamente no HAZOP. Cada causa iniciadora deve ser estudada em um caso específico.

A metodologia LOPA estabelece que não deve ser considerada a presença de nenhuma camada de proteção incidente sobre a causa iniciadora. Falhas em camadas de proteção (há demanda real presente, mas não ocorre atuação) não podem ser consideradas causas iniciadoras. Entretanto, atuações espúrias (não há demanda real presente, mas ocorre atuação) de camadas de proteção devem ser consideradas causas iniciadoras.

A equipe deve selecionar na Tabela 3.5 uma frequência para a causa iniciadora.

**Tabela 3.5 – Exemplos de frequência de causas iniciadoras.**

Fonte: Adaptado de ANSI/ IEEE STD 500-1984: Reliability data for Pumps and Drives, Valve Actuators and Valvs.

| <b>Frequência de Causas Iniciadoras</b>  | <b>Causa iniciadora ICF (evento/ano)</b> |
|--|--|
| Falha de malha de controle do SSC  | $10^{-1}$                                |
| Falha de válvula reguladora ou redutora de pressão em serviço limpo  | $10^{-2}$                                |
| Falha de equipamento estático (baixa vibração)   | $10^{-2}$                                |
| Falha de equipamento estático (alta vibração)  | $10^{-1}$                                |
| Falha de equipamento dinâmico  | $10^{-1}$                                |
| Sobrevelocidade de turbina / motor diesel com quebra da caixa  | $10^{-4}$                                |
| Falha de vaso de pressão   | $10^{-6}$                                |
| Falha de tubulação – ruptura franca  | $10^{-7}$ /metro                         |
| Vazamento em tubulação   | $10^{-5}$ /metro                         |
| Falha de tanque atmosférico  | $10^{-3}$                                |
| Abertura espúria de válvula de segurança   | $10^{-2}$                                |
| Falha de selo de bomba   | $10^{-1}$                                |
| Falha de mangote de carregamento / descarregamento (baixa vibração)  | $10^{-1}$                                |
| Falha de mangote de carregamento / descarregamento (alta vibração)   | $10^0$                                   |
| Falha em sistema de água de refrigeração redundante  | $10^{-1}$                                |
| Ruptura de engaxetamento   | $10^{-2}$                                |
| Perda de fonte redundante de potência elétrica   | $10^{-1}$                                |
| Impacto de veículo terrestre (caminhão, escavadeira, etc.)   | $10^{-2}$                                |
| Queda de carga suspensa por guindaste  | $10^{-4}$ / içamento                     |
| Descarga elétrica atmosférica  | $10^{-3}$                                |
| Incêndio de pequenas proporções  | $10^{-1}$                                |
| Incêndio de grandes proporções   | $10^{-2}$                                |
| Falha do operador em executar procedimento de rotina (operador bem treinado, não estressado, não fatigado) | $10^{-2}$ / oportunidade                 |
| Erro humano (tarefa não rotineira, baixo estresse)   | $10^{-1}$ / oportunidade                 |
| Erro humano (tarefa não rotineira, alto estresse)  | $10^0$ / oportunidade                    |
| Falha em procedimento de manutenção do tipo LOTO   | $10^{-3}$ / oportunidade                 |



Alguns conceitos utilizados na tabela acima devem ser detalhados:

- Equipamentos dinâmicos: quaisquer equipamentos baseados em peças normalmente móveis;
- Procedimentos de rotina: ações rotineiras no campo ou na interface de operação do sistema de supervisão e controle que, se realizadas erroneamente, podem gerar desvios do processo em análise;
- Tarefas não rotineiras: são aquelas realizadas em condições não comuns de operação, tais como paradas e partidas de plantas;
- LOTO: uma falha geral de procedimento de segurança com múltiplas etapas. Práticas ou procedimentos específicos para proteger o trabalhador de energização inadvertida de equipamentos, partida inesperada de equipamento, liberação de substância não esperada. Práticas de segurança requerem que um indivíduo responsável isole eletricamente e identifique este isolamento, garantindo o isolamento de energia no equipamento.

Ressalta-se que os valores da Tabela 3.4 foram obtidos através de experiência na indústria de processos.

Pode-se considerar para a probabilidade de atuação espúria de SIF uma ICF de  $10^{-2}$  trip espúrio por ano, uma vez que ainda não se sabe o MTTFS (Tempo Médio para Falhar no Modo Seguro) da SIF.

Equipamentos não cobertos pela tabela devem ter suas frequências calçadas em razões justificadas e documentadas.

### 3.5.5 – Verificando Condições Habilitadoras (EE) e Fatores Modificadores (MF)

Condições Habilitadoras (EE) são as que não causam o cenário do evento de impacto, mas são necessárias para que a causa iniciadora leve a consequência indesejada.

Um exemplo de condição habilitadora importante é o tempo de exposição ao risco (“*Time at Risk*”). Para algumas tarefas, o perigo só existe em determinado período do processo. Essas fases específicas (ex.: carga, descarga, partida de operação, parada de operação) necessitam ter sua frequência de causa iniciadora ajustada por um fator correspondente ao tempo de exposição ao risco. Geralmente, este fator é equivalente à razão entre o tempo da tarefa específica e o tempo considerado na análise, ou seja:  $EEL = \frac{\text{Tempo de exposição ao risco}}{\text{Tempo total}}$ .

Fatores Modificadores (MF) são condições específicas para que certos cenários ocorram. São exemplos de MFs a presença de pessoas e a presença de fontes de ignição. Deve-se utilizar as probabilidades vinculadas a estas condições como fator de ajuste de risco. É necessário garantir que estes fatores de ajuste não tenham sido considerados previamente ao estimar o ICF ou no ajuste do EE.

- Fator Modificador → Probabilidade de ignição pela natureza do material inflamável: a probabilidade de ignição depende da pressão e da natureza do fluido. Altas pressões associadas a fluidos inflamáveis possuem maior probabilidade de ignição que pressões baixas associadas a fluidos pouco inflamáveis. Classificações comuns sugerem fator 1

para líquidos auto-ignitivos, fator 0,3 para fluidos de fácil ignição (ex.: GN ou GLP), fator 0,2 para líquidos com ponto de fulgor menor que 38 °C e fator 0,1 para líquidos com ponto de fulgor acima de 38 °C;

- Fator Modificador → Probabilidade de ignição pela quantidade de fontes de ignição: pode-se associar um MF a quantidade de fontes de ignição presentes no cenário. Quando não há fontes identificadas, é atribuído fator 0,1. Em caso de raras fontes, associa-se fator 0,2. Em caso de poucas fontes, usa-se fator 0,5. Finalmente, em caso de muitas fontes, aplica-se fator 0,9
- Fator Modificador → Presença de pessoas: pode-se considerar fatores modificadores a presença de pessoas em áreas que apresentam risco. É desejável a menor permanência possível de pessoas nestas áreas. Assim, deve-se associar os MFs da Tabela 3.6 ao tempo de exposição ao perigo.

**Tabela 3.6—Fatores modificadores por presença de pessoas.**

Fonte: Estimativa baseada na IEC61511-1.

| Tempo de exposição ao perigo                | Fator Modificador (MF) |
|---|------------------------|
| Sempre (superior a 50% do turno)            | 1                      |
| Frequentemente (entre 25% e 50% do turno)   | 0,5                    |
| Ocasionalmente (entre 12.5% e 25% do turno) | 0,2                    |
| Raramente (inferior a 12,5% do turno)       | 0,1                    |

### 3.5.6 – Camadas Independentes de Proteção (IPLs)

Este passo importante visa descrever e discutir as salvaguardas previstas em projetos. Primeiro, consideramos as IPLs não SIF e avaliamos o projeto. Depois, avaliamos o SIL necessário às SIFs presentes para atender os critério de segurança.

Deve-se identificar quais salvaguardas podem ser creditadas como IPLs. Deve-se determinar o fator de redução de risco que cada IPL promove. O método LOPA consiste em adicionar IPLs até que o processo atenda a tolerância desejada. A decisão final sobre as alternativas possíveis deve levar em conta custos de implantação, operação e manutenção.

Para identificar quais salvaguardas serão creditadas como IPLs, deve-se retornar às quatro características básicas de uma IPL, citadas anteriormente: especificidade, independência, confiabilidade, auditabilidade.

A característica principal de uma IPL é a efetividade para, individualmente, prevenir a ocorrência de evento perigoso. Adicionalmente, deve-se documentar quesitos das salvaguardas em questão, tais como projeto, instalação, testes e garantia de efetividade.

As IPLs podem ter atuação passiva ou ativa. IPLs passivas não necessitam agir para executar sua função protetiva. IPLs ativas mudam sua configuração inicial em resposta a uma variável de interesse do processo em questão.

A Tabela 3.7 fornece dados de PFDs para IPLs, assim como sua classificação (ativas ou passivas).

**Tabela 3.7 – Diversas camadas de proteção independentes (IPLs), PFDs típicas e classificação do modo de atuação.**

Fonte: Adaptação de Lassen, 2008.

| IPL   | PFD       | Modo de Atuação |
|---|-----------|-----------------|
| Sistema de drenagem subterrânea   | $10^{-2}$ | Passiva         |
| Dique de contenção  | $10^{-2}$ | Passiva         |
| Parede “ <i>blast-wall</i> ” ou <i>bunker</i>   | $10^{-3}$ | Passiva         |
| Suspiro aberto, sem válvula   | $10^{-2}$ | Passiva         |
| Retentor de chama   | $10^{-2}$ | Passiva         |
| Proteção passiva contra fogo  | $10^{-2}$ | Passiva         |
| Painel de ruptura   | $10^{-2}$ | Passiva         |
| Linha de <i>overflow</i> com direcionamento para local seguro   | $10^{-2}$ | Passiva         |
| Malha de controle do SSC  | $10^{-2}$ | Ativa           |
| Resposta de operador a alarme   | $10^{-1}$ | Ativa           |
| Válvula de segurança ou alívio  | $10^{-2}$ | Ativa           |
| Dois dispositivos de alívio independentes e alinhados, cada um dimensionado para atender 100% do cenário sozinho          | $10^{-3}$ | Ativa           |
| Múltiplos dispositivos de alívio independentes e alinhados, cada um não dimensionado para atender 100% do cenário sozinho | $10^{-1}$ | Ativa           |
| Dispositivos internos mecânicos independentes do SIS e SSC  | $10^{-1}$ | Ativa           |
| Disco de ruptura  | $10^{-2}$ | Ativa           |
| Válvula de retenção   | $10^0$    | Ativa           |
| Válvulas de retenção associadas em série  | $10^{-1}$ | Ativa           |
| Válvula de retenção de alta confiabilidade  | $10^{-1}$ | Ativa           |
| Válvulas de retenção de alta confiabilidade associadas em série   | $10^{-1}$ | Ativa           |
| Válvula trancada com cadeado auditada frequentemente  | $10^{-2}$ | Ativa           |
| Proteção ativa contra fogo  | $10^{-1}$ | Ativa           |

Dentre as IPLs citadas na tabela acima, convém algum detalhamento:

➤ Malhas de controle do SSC:

A norma recomenda não usar as malhas de controle como IPLs.

Para sua utilização é necessário atender a alguns requisitos: a falha da malha não pode gerar o cenário considerado, a evolução do cenário não pode tornar a malha indisponível, o modo de falha da malha deve levar a um estado seguro, os dispositivos de medição e controle devem ser independentes das demais IPLs e o executor da lógica da malha de controle deve possuir fonte de energia separada e altamente confiável.

➤ Respostas de operadores a alarme:

Deve haver um gerenciamento do sistema de alarmes na instalação do processo que garanta respostas adequadas aos alarmes.

Para considerar o alarme uma IPL, há uma série de requisitos: sistemática de gerenciamento de alarmes, ação do operador em resposta ao alarme deve ser suficiente para evitar a consequência em análise, nenhuma condição de processo pode gerar alarmes falsos, o alarme deve ser frequentemente auditado;

➤ Dispositivos mecânicos de alívio (válvulas de segurança e alívio):

Para considerá-los como IPLs é necessário que: o dispositivo seja capaz de mitigar completamente o cenário, fluidos aliviados devem ser limpos e pouco viscosos, o alívio deve ocorrer em direção a um lugar seguro, programa de manutenção eficiente e auditável.

➤ Dispositivos mecânicos de retenção (válvulas de retenção):

Para considerá-los como IPLs, há uma série de requisitos: deve haver pelo menos dois dispositivos em série, ação sem possibilidade de formação de depósitos e entupimentos, programa de manutenção eficiente e auditável.

➤ Proteção ativa contra fogo:

Somente é considerada uma IPL se o incêndio for uma causa iniciadora do cenário. Não pode ser considerada IPL se sua disponibilidade possa ser comprometida pelo próprio incêndio ou explosão.

## 3.6 – Conclusões das Análises

### 3.6.1 – Risco Residual sem Considerações de SIFs

O risco residual do cenário, desconsiderando as SIFs, pode ser expresso de forma simplificada pela Frequência da Consequência ( $F^C$ ). Neste caso,  $F^C$  é obtida da seguinte forma:

$$F_c = ICF \times EEL \times \prod MF_i \times \prod IPL_j$$

$F^C$  – Frequência da Consequência;  
ICF – Frequência de Causa Iniciadora;  
EEL – Probabilidade de Condição Habilitadora;  
MF – Fator Modificador;  
IPL – PFD da IPL associada a causa iniciadora.

Não se deve neste caso creditar redução de risco a SIFs.

Caso  $F^C$  seja menor ou igual a  $F^{TOL}$ , as camadas de proteção existentes bastam. Caso  $F^C$  seja maior que  $F^{TOL}$ , deve-se adicionar camadas de risco complementares para reduzir o risco a um nível tolerável.

### 3.6.2 – Determinação do SIL Requerido para o SIF

Esgotadas as possibilidades de adicionar camadas de proteção não SIF, deve-se calcular o SIL requerido para o determinado SIF recomendado em um cenário. Este cálculo segue a metodologia abordada no item 2.2.3 deste estudo. Por fim, deve-se recomendar um SIF com o RRF (Fator de redução de risco) necessário para reduzir  $F^C$  a um valor menor ou igual a  $F^{TOL}$ . A SIF deve atender ao maior SIL requerido entre os cenários. A relação entre o RRF e o SIL requerido está na Tabela 2.6 do item 2.2.3.

### 3.6.3 – Documentação do SIL Requerido para o SIF

Através da Tabela 3.8, é preenchida a documentação referente aos SIFs presentes no sistema. Para preenchê-la neste estudo foram usadas informações sobre os cenários diversos. As informações estão contidas no Capítulo 6 (Discussão e Resultados).

**Tabela 3.8 – Documentação do SIL Requerido para o SIF**

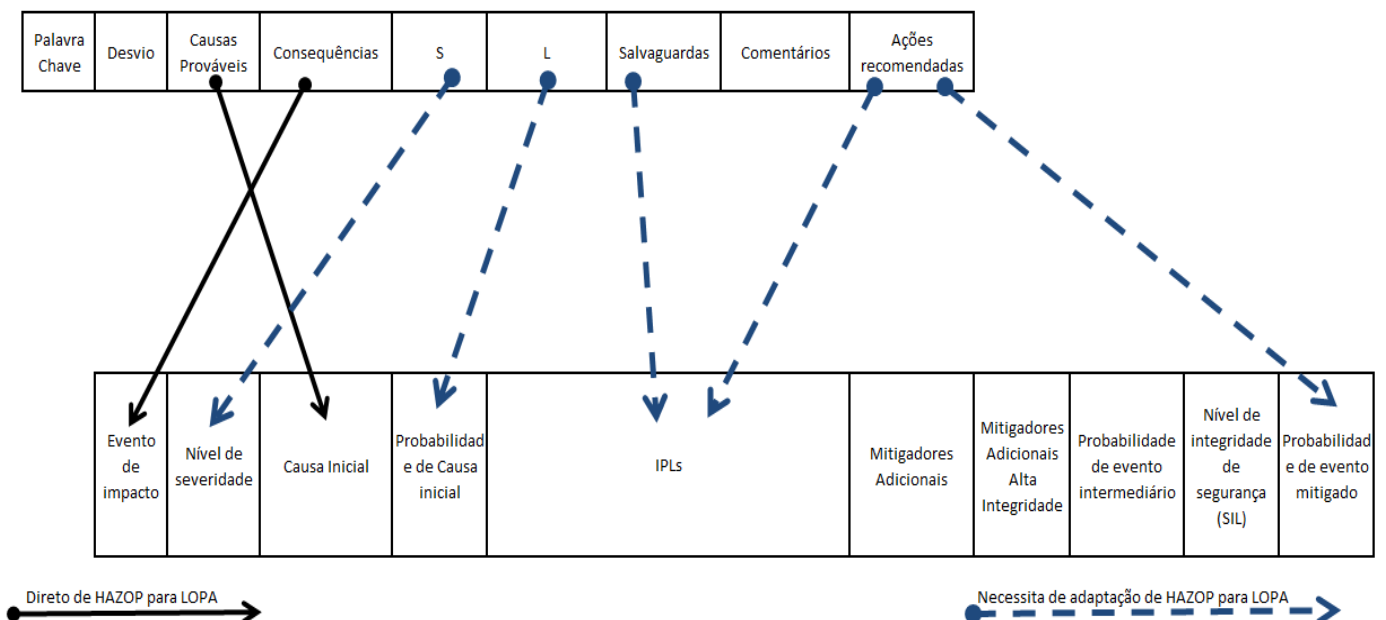
| Especificação de SIF: Dados   |                            |                   |                |               |                 |
|---|----------------------------|-------------------|----------------|---------------|-----------------|
| TAG   |                            |                   |                |               |                 |
| <input style="width: 100%; height: 20px;" type="text"/>             |                            |                   |                |               |                 |
| Descrição da SIF  |                            |                   |                |               |                 |
| <input style="width: 100%; height: 20px;" type="text"/>             |                            |                   |                |               |                 |
| Evento perigoso a ser evitado                                       |                            |                   |                |               |                 |
| <input style="width: 100%; height: 20px;" type="text"/>             |                            |                   |                |               |                 |
| Causas de demanda   |                            |                   |                |               |                 |
| <input style="width: 100%; height: 20px;" type="text"/>             |                            |                   |                |               |                 |
| Consequência de falha na demanda                                    |                            |                   |                |               |                 |
| <input style="width: 100%; height: 20px;" type="text"/>             |                            |                   |                |               |                 |
| Consequência de “trip espúrio”                                      |                            |                   |                |               |                 |
| <input style="width: 100%; height: 20px;" type="text"/>             |                            |                   |                |               |                 |
| Especificação Funcional   |                            |                   |                |               |                 |
| TAG   | Descrição Iniciadores      | Modo Atuação      | Modo Detecção  |               |                 |
|   |                            |                   |                |               |                 |
|   |                            |                   |                |               |                 |
|   |                            |                   |                |               |                 |
| TAG   | Descrição Elementos Finais | Modo Atuação      | Estado Seguro  |               |                 |
|   |                            |                   |                |               |                 |
|   |                            |                   |                |               |                 |
|   |                            |                   |                |               |                 |
| Descrição da relação funcional entre Iniciadores e Elementos Finais |                            |                   |                |               |                 |
| <input style="width: 100%; height: 20px;" type="text"/>             |                            |                   |                |               |                 |
| Descrição do Estado Seguro a ser administrado                       |                            |                   |                |               |                 |
| <input style="width: 100%; height: 20px;" type="text"/>             |                            |                   |                |               |                 |
| Especificação de SIL: Aplicação de LOPA                             |                            |                   |                |               |                 |
| Cenário   | Causa Iniciadora           | Evento de Impacto | IPLs (Não SIF) | RRF requerido | SIL recomendado |
|   |                            |                   |                |               |                 |
|   |                            |                   |                |               |                 |
| SIL requerido para a SIF e observações                              |                            |                   |                |               |                 |

### 3.7 – Integrando HAZOP e LOPA

#### 3.7.1 – Metodologia Aker

Segundo Lassen (2008), a elaboração do HAZOP e o processo de determinação do SIL comumente acontecem em duas sessões separadas. Contudo, ambos requerem informações em comum, de forma que um banco de dados único seria benéfico segundo o autor, resultando em economia de tempo e recursos. De modo semelhante, Bingham e Gotetti (2004) afirmam que há economia de até 30 % de recursos financeiros, além de melhoria da integridade e gerenciamento dos dados, ao realizar HAZOP e LOPA em uma única sessão. Atualmente o mercado disponibiliza *softwares* para integração de dados de HAZOP e LOPA, mesmo quando os mesmos são realizados em sessões distintas.

A integração entre as tabelas de HAZOP e LOPA sugerida por Lassen (2008) está ilustrada na Figura 3.4.



**Figura 3.4 – Esquema da integração HAZOP-LOPA.**

**Fonte: Adaptado de Lassen (2008).**

Segundo Dowell (1998), as possíveis causas do HAZOP são as "causas iniciais" do LOPA. As salvaguardas identificadas no HAZOP são as IPLs em LOPA. Ressalta-se que todas as IPLs são salvaguardas, mas nem todas as salvaguardas são IPLs (CCPS, 2001).

A consequência de severidade no HAZOP (S) e sua probabilidade (L) devem ser adaptados para LOPA.

Para adaptar o LOPA ao HAZOP neste estudo, foi utilizada a Tabela 3.9.

Tabela 3.9 – Tabela adaptada HAZOP-LOPA

| Nó     | Causa Inicial |     |     | Consequência         |                      |                       |                       | Salvaguardas não SIF |                      |     |     |           |                | Recomendações SIF |                        | Número do Cenário |                 |           |             |  |  |
|--------|---------------|-----|-----|----------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------|----------------------|----------------------|-----|-----|-----------|----------------|-------------------|------------------------|-------------------|-----------------|-----------|-------------|--|--|
|        | Descrição     | ICF | EEL | Descrição Severidade | Frequência tolerável | Probabilidade Ignição | Fatores Modificadores | RRF requerido        | Descrição Tipo (P/A) | IPL | RRF | RRF Total | Risco Residual | $F < F^{10}?$     | RRF requerido para SIF |                   | Nº Recomendação | Descrição | Observações |  |  |
| Desvio |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |
|        |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |
|        |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |
|        |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |
|        |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |
|        |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |
|        |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |
|        |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |
|        |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |
|        |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |
|        |               |     |     |                      |                      |                       |                       |                      |                      |     |     |           |                |                   |                        |                   |                 |           |             |  |  |



## Capítulo 4 – Sistema de Gás Combustível para as Turbinas e Sistemas de Intertravamentos de Segurança

O sistema de gás combustível de uma planta de processamento de óleo e gás tem a finalidade de condicionar o gás desidratado, visando especificá-lo de acordo com as necessidades requeridas principalmente em turbinas. Deste modo, consegue aumentar a confiabilidade operacional e a vida útil das mesmas. Segundo Vaz (2009), a especificação do gás condicionado é, em geral, de, no mínimo, 20°C acima de seu ponto de orvalho na pressão de entrada das turbinas.

Vaz (2009) afirma que, se o gás da plataforma está à baixa pressão, o sistema de gás combustível pode ser composto apenas de uma válvula de expansão, um vaso depurador, e um aquecedor, uma vez que a quebra de pressão necessária é pequena. Nos casos em que o gás produzido pela plataforma encontra-se a pressão relativamente elevada, como ocorre na maioria das plataformas, o sistema de condicionamento deve ser composto de válvulas, aquecedores, trocadores e um vaso (VAZ, 2009). Este é o caso a ser estudado aqui. Nesse sistema o primeiro aquecedor tem a função de não permitir temperaturas muito baixas no vaso, evitando a necessidade de materiais especiais. Em seguida, o gás passa por processos de expansão e resfriamento e é encaminhado para o vaso de remoção de condensado formado. Finalmente o gás é aquecido para garantir, principalmente, que o mesmo não condense ao se expandir na turbina, o que poderia causar danos severos ao equipamento (VAZ, 2009).

O fluxograma simplificado do processo está apresentado na Figura 4.1.

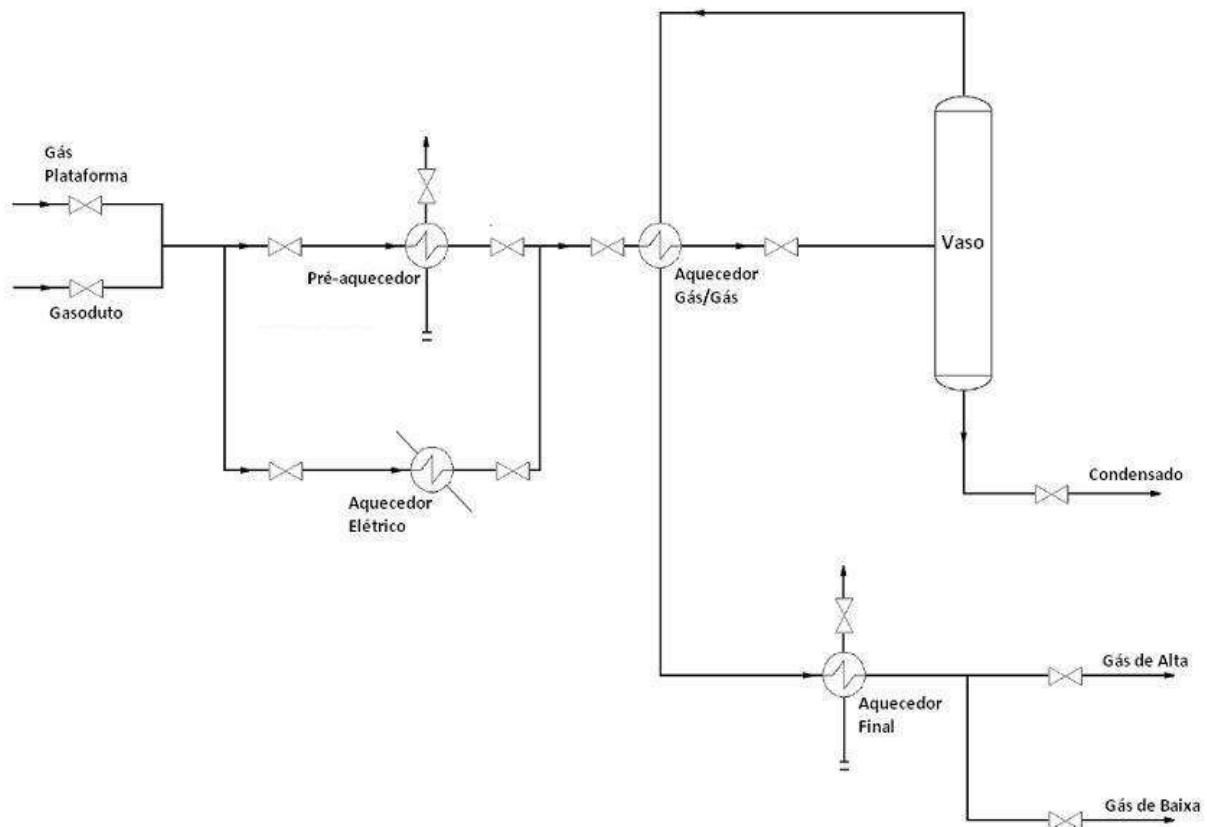


Figura 4.1 – Fluxograma simplificado do sistema de gás combustível.

Fonte: Adaptado de MAIA, C.S. BORBA, T.A., 2012.

Muitas plataformas possuem turbinas duais, ou seja, que trabalham utilizando gás ou diesel como combustível. O diesel é recebido em navios de suprimento e sua estocagem na plataforma é limitada, logo não é continuamente utilizado (VAZ, 2009). Este combustível tem grande utilidade na partida, evitando ainda a parada de toda a planta no caso de falta temporária de gás por qualquer motivo. Vaz (2009) detalha que o sistema de controle da turbina, ao identificar uma redução significativa na pressão do gás de entrada, realiza uma comutação automática de combustível. O vaso depurador, além de remover o condensado formado no processo de expansão, tem a função de pulmão para, no caso de um bloqueio na entrada do sistema de gás combustível, por exemplo, garantir suprimento de gás durante o tempo necessário para comutação para diesel. Esta função, em geral, é a que define o volume deste equipamento (VAZ, 2009).

#### 4.1 – Descrição do Sistema

O principal objetivo deste sistema é ajustar o ponto de orvalho do gás para consumo nas plataformas *offshore* de produção de petróleo. A descrição do processo e as condições de projeto aqui empregadas foram baseadas na dissertação de mestrado de Juliana Vaz (2009). Este estudo dedicou-se a elaboração de diversas análises de segurança para o sistema de gás combustível. Ressalta-se que os dados utilizados por Vaz (2009) e neste estudo, não correspondem a uma plataforma específica existente, porém, representam situações típicas.

##### 4.1.1 – Fluxograma do Processo e Condições de Projeto

O gás produzido em uma plataforma é, em geral, exportado através de gasoduto. Logo, durante o evento de uma re-partida, o gás extraído do gasoduto apresenta composição muito próxima ao produzido (VAZ, 2009). Sendo assim, a composição de ambas as alimentações do sistema (proveniente do gasoduto e da plataforma), foi considerada igual, correspondendo a um gás com peso molecular um pouco acima da média.

**Tabela 4.1 – Composição do gás produzido e extraído do gasoduto (%molar).**

Fonte: Vaz, 2009.

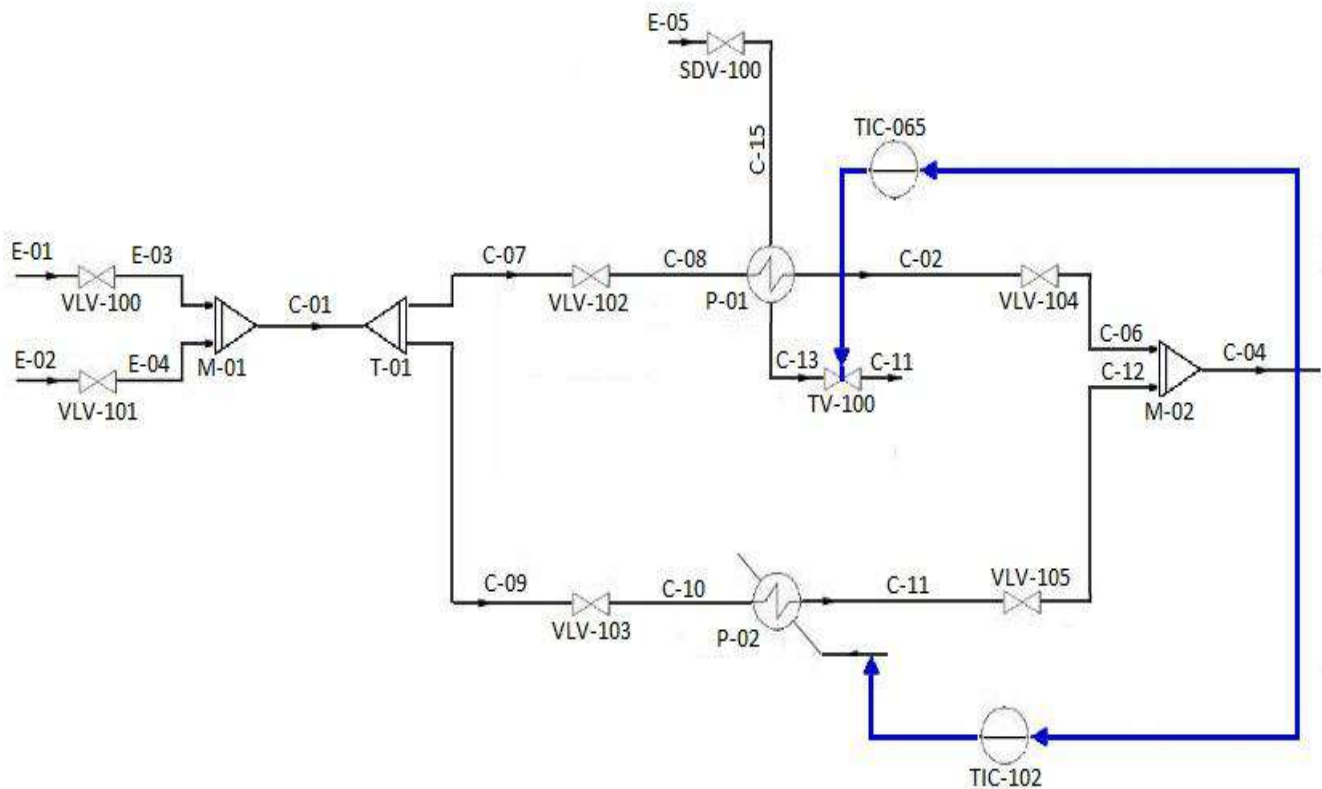
|                                   |                                   |                                   |                                   |                                   |                                   |
|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| <b>H<sub>2</sub>O</b><br>0,0026   | <b>N<sub>2</sub></b><br>0,2303    | <b>CO<sub>2</sub></b><br>2,8199   | <b>Metano</b><br>77,6575          | <b>Etano</b><br>7,5854            | <b>Propano</b><br>5,8992          |
| <b>i-Butano</b><br>2,9860         | <b>n-Butano</b><br>1,1763         | <b>i-Pentano</b><br>0,3077        | <b>n-Pentano</b><br>0,4253        | <b>n-Hexano</b><br>0,2986         | <b>n-Heptano</b><br>0,3038        |
| <b>n-Octano</b><br>0,1798         | <b>n-Nonano</b><br>0,0691         | <b>n-Decano</b><br>0,0324         | <b>n-C<sub>11</sub></b><br>0,0153 | <b>n-C<sub>12</sub></b><br>0,0060 | <b>n-C<sub>13</sub></b><br>0,0023 |
| <b>n-C<sub>14</sub></b><br>0,0013 | <b>n-C<sub>15</sub></b><br>0,0007 | <b>n-C<sub>16</sub></b><br>0,0002 | <b>n-C<sub>17</sub></b><br>0,000  | <b>n-C<sub>18</sub></b><br>0,0001 | <b>n-C<sub>19</sub></b><br>0,0000 |

Para facilitar a visualização, separou-se o fluxograma em fases: pré-aquecimento; expansão e remoção do condensado; e aquecimento final.

Conforme Figura 4.2, o gás proveniente da própria plataforma (corrente E-01) entra no sistema de tratamento a 40°C e 200 kgf/cm<sup>2</sup>, já o gás vindo do gasoduto (E-02) encontra-se disponível a 5°C e 180 kgf/cm<sup>2</sup>. A válvula na alimentação do gasoduto (VLV-101), que permanece sempre aberta, é também uma válvula de retenção, evitando o fluxo contrário e abastecendo automaticamente o sistema caso haja queda de pressão na unidade. O pré-aquecimento (Figura 4.2) do gás garante uma temperatura de operação entre 0 e 10°C no vaso depurador

V-01. Em operação normal, o gás passa pelo pré-aquecedor, permanecendo o aquecedor elétrico isolado (VLV-103 e 105 fechadas) (VAZ, 2009).

O controle de temperatura (TIC-65) atua na válvula TV-100 e seu *set point* é de 65°C garantindo, para o caso de maior vazão, a temperatura de aproximadamente 5°C no vaso depurador (V-01). As demais válvulas da etapa de pré-aquecimento são de bloqueio, permanecendo sempre totalmente abertas ou totalmente fechadas (VAZ, 2009).

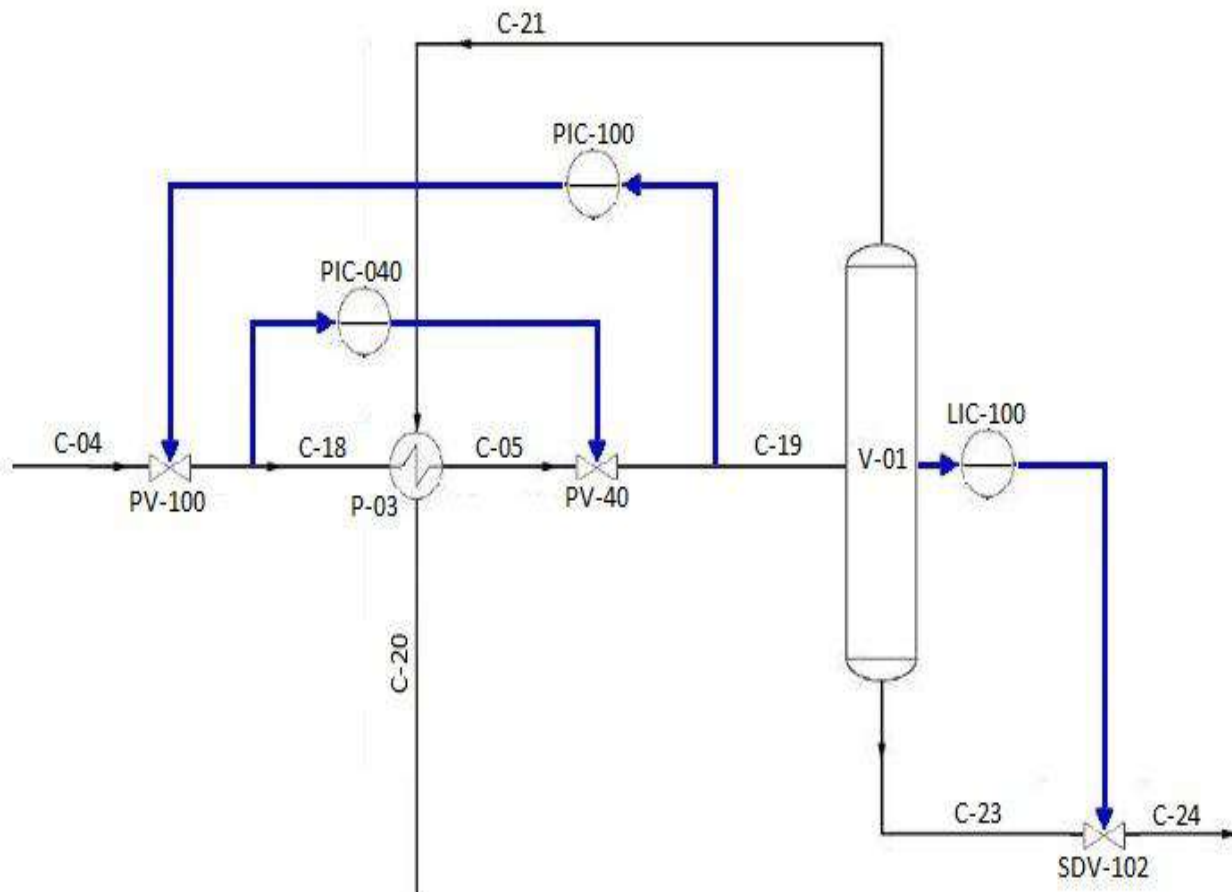


**Figura 4.2 – Pré-aquecimento do gás combustível.**

**Fonte: Adaptado de MAIA, C.S. BORBA, T.A., 2012.**

Após o pré-aquecimento, o gás (C-04) segue para a etapa de expansão e remoção de condensado (Figura 4.3).

Segundo Vaz (2009), a expansão ocorre através de duas válvulas de controle que quebram a pressão para 100 e 40 kgf/cm<sup>2</sup> (PV-100 e PV-40, respectivamente). O gás frio a 40 kgf/cm<sup>2</sup> passa por um vaso depurador (V-01), especificando assim o seu ponto de orvalho nesta pressão.

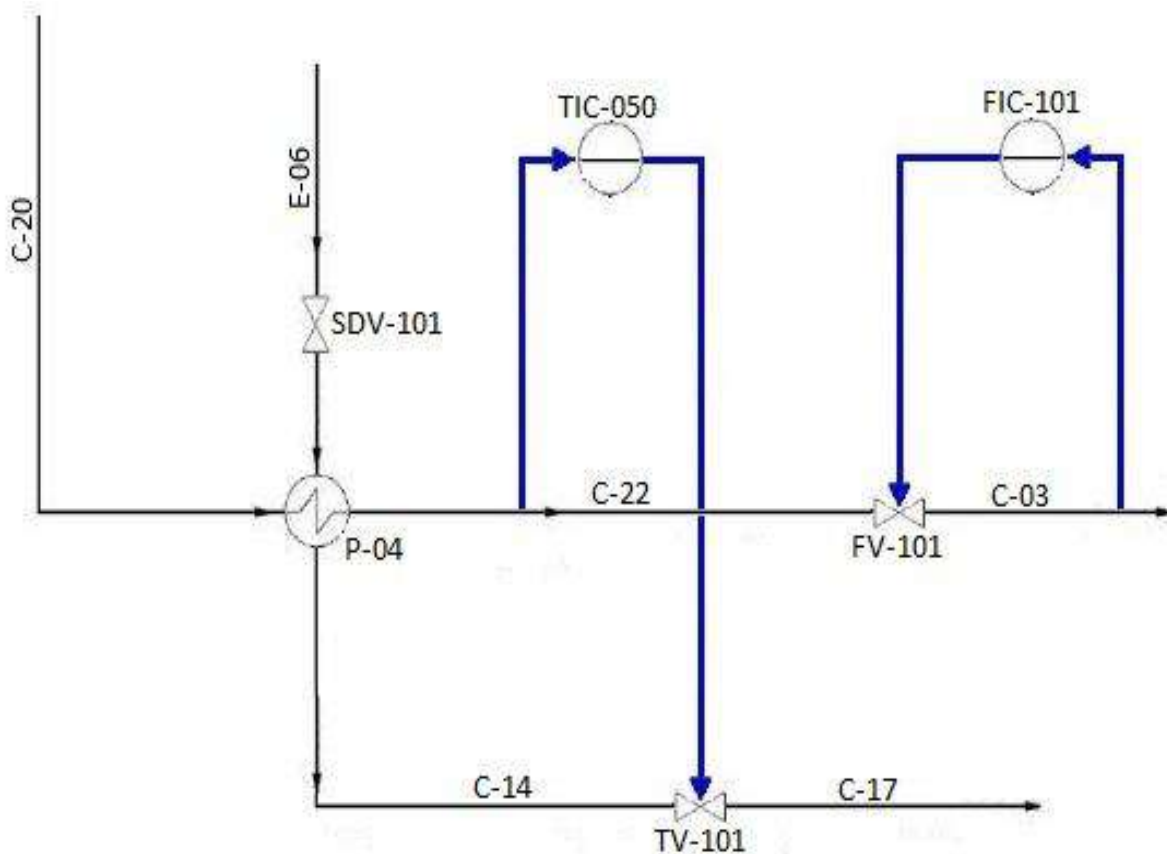


**Figura 4.3 – Expansão e remoção de condensado.**

Fonte: Adaptado de MAIA, C.S. BORBA, T.A., 2012.

Na Figura 4.3, o trocador de calor gás/gás (P-03) aquece o gás que deixa o vaso depurador (C-21) com o gás mais quente (C-18), que ainda não passou pela expansão para 40 kgf/cm<sup>2</sup>. O controle de nível do V-01 (LIC-100) teve o *set point* especificado para 20% da altura total do vaso (VAZ, 2009).

Finalmente o gás (C-20) entra no aquecedor final (P-04) de forma a ter sua temperatura ajustada para 50 °C (Figura 4.4). Nas condições estacionárias estudadas por Vaz (2009), durante o projeto do sistema de gás combustível, muitas vezes, este aquecedor seria dispensável ou poderia ser menor. Porém, considerando o prejuízo causado pela alimentação de gás não especificado nas turbinas, em geral, opta-se por mantê-lo no sistema fornecendo maior margem de segurança. Funciona ainda como um equipamento reserva para o trocador de calor gás/gás. A válvula FV-101 é fictícia, tendo sido implementada por Vaz (2009) na simulação com a finalidade de estipular a vazão de consumo de gás combustível da planta de processo.



**Figura 4.4 – Aquecimento final.**

**Fonte: Adaptado de MAIA, C.S. BORBA, T.A., 2012.**

Na ocorrência de falta de gás combustível, tanto proveniente da planta, quanto do gasoduto, a pressão do gás tratado começa a cair, e as turbinas, em geral, comutam automaticamente para diesel (VAZ, 2009). Neste evento, o vaso depurador (V-01) deve, além de remover o líquido do gás, ser um pulmão que permita a comutação de pelo menos uma turbina, mantendo sua operação.

Maia e Borba (2012) desenvolveram um estudo de HAZOP dinâmico utilizando o sistema de gás combustível proposto por Vaz (2009). A listagem das linhas do processo e adição de válvulas de segurança foram baseadas nos estudos de Maia e Borba (2012).

A lista de linhas desenvolvida por Maia e Borba (2012) e apresentada na Tabela 4.2, além de trazer os valores de operação e de projeto de cada variável, traz também a descrição e os caminhos percorridos pelos fluidos presentes no sistema. Desta forma auxiliando na organização e no desenvolvimento do P&ID (*Piping and Instrumentation Diagrams – Diagrama de Tubulação e Instrumentação*) da planta de gás combustível.

**Tabela 4.2 – Lista de linhas do sistema de gás combustível.**  
**Fonte: Maia e Borba (2012).**

| Identificação da Linha |                     | Localização           |                     | Condições do Fluido |         |         |             |         |
|------------------------|---------------------|-----------------------|---------------------|---------------------|---------|---------|-------------|---------|
| TAG                    | Descrição do Fluido | Origem                | Destino             | Operação            |         |         | Projeto     |         |
|                        |                     |                       |                     | Temperatura         | Pressão | Pressão | Temperatura | Pressão |
|                        |                     |                       |                     | °C                  | bar g   | kgf     | °C          | bar g   |
| E-01                   | GÁS                 | ENTRADA DA PLATAFORMA | VLV-100             | 40                  | 196,1   | 200     | 70          | 250     |
| E-02                   | GÁS                 | ENTRADA DO GASODUTO   | VLV-101             | 5                   | 176,5   | 180     | 35          | 225     |
| E-03                   | GÁS                 | VLV-100               | M-01                | 40                  | 196,1   | 200     | 70          | 250     |
| E-04                   | GÁS                 | VLV-101               | M-01                | 40                  | 196,1   | 200     | 70          | 250     |
| C-01                   | GÁS                 | M-01                  | T-01                | 40                  | 196,1   | 200     | 70          | 250     |
| C-02                   | GÁS                 | P-01                  | VLV-104             | 65                  | 195,8   | 199,7   | 95          | 249,6   |
| C-22                   | GÁS                 | P-04                  | FV-101              | 50                  | 38,7    | 39,5    | 80          | 49,3    |
| C-03                   | GÁS                 | FV-101                | Turbina             | 43,1                | 24,5    | 25      | 73,1        | 31,3    |
| C-04                   | GÁS                 | M-02                  | PV-100              | 65                  | 195,8   | 199,7   | 95          | 249,6   |
| C-05                   | GÁS                 | P-03                  | PV-40               | 27,62               | 97,8    | 99,7    | 57,6        | 124,7   |
| C-06                   | GÁS                 | VLV-104               | M-02                | 65                  | 195,8   | 199,7   | 95          | 249,6   |
| C-07                   | GÁS                 | T-01                  | VLV-102             | 40                  | 196,1   | 200     | 70          | 250     |
| C-08                   | GÁS                 | VLV-102               | P-01                | 40                  | 196,1   | 200     | 70          | 250     |
| C-09                   | GÁS                 | T-01                  | VLV-103             | 40                  | 196,1   | 200     | 70          | 250     |
| C-10                   | GÁS                 | VLV-103               | P-02                | 36,12               | 196,1   | 200     | 66,1        | 250     |
| C-11                   | GÁS                 | P-02                  | VLV-105             | 36,12               | 167,3   | 170,6   | 66,1        | 213,2   |
| C-12                   | GÁS                 | VLV-105               | M-02                | 65                  | 195,8   | 199,7   | 95          | 249,6   |
| E-05                   | ÁGUA                | ENTRADA DE ÁGUA       | SDV-100             | 180                 | 17,4    | 17,7    | 210         | 22,2    |
| E-06                   | ÁGUA                | ENTRADA DE ÁGUA       | SDV-101             | 180                 | 12,3    | 12,5    | 210         | 15,6    |
| C-13                   | ÁGUA                | P-01                  | TV-100              | 124                 | 17,2    | 17,5    | 154         | 21,9    |
| C-14                   | ÁGUA                | P-04                  | TV-101              | 121,4               | 12,1    | 12,3    | 151,4       | 15,4    |
| C-15                   | ÁGUA                | SDV-100               | P-01                | 180                 | 17,4    | 17,7    | 210         | 22,2    |
| C-16                   | ÁGUA                | TV-100                | RECICLO DE ÁGUA     | 124                 | 15,9    | 16,2    | 154         | 20,3    |
| C-17                   | ÁGUA                | TV-101                | RECICLO DE ÁGUA     | 121,4               | 11,3    | 11,5    | 151,4       | 14,4    |
| C-18                   | GÁS                 | PV-100                | P-03                | 43,68               | 98,1    | 100     | 73,7        | 125     |
| C-19                   | GÁS                 | PV-40                 | V-01                | 4,6                 | 39,2    | 40      | 34,6        | 50      |
| C-20                   | GÁS                 | P-03                  | P-04                | 30,59               | 39      | 39,7    | 60,6        | 49,6    |
| C-21                   | GÁS                 | V-01                  | P-03                | 4,59                | 39,2    | 40      | 34,6        | 50      |
| C-23                   | CONDENSADO          | V-01                  | SDV-102             | 4,59                | 39,3    | 40,1    | 34,6        | 50,1    |
| C-24                   | CONDENSADO          | LV-100                | SAÍDA DE CONDENSADO | -6,597              | 2       | 2       | 23,4        | 2,5     |
| C-25                   | ÁGUA                | SDV-101               | P-04                | 180                 | 12,3    | 12,5    | 210         | 15,6    |
| C-26                   | CONDENSADO          | SDV-102               | LV-100              | 4,6                 | 39,3    | 40,1    | 34,6        | 50,1    |

## 4.2 – Sistema de Intertravamentos de Segurança

O Sistema de Intertravamentos é um tipo de SIS (Sistema Instrumentado de Segurança), e garante a segurança de instalações industriais através dos meios de automação. Composto de componentes eletricamente conectados, detecta uma condição anormal de processo e respondessem a necessidade de intervenção humana para prevenir ou reduzir os impactos.

Antes de descrever o sistema vale destacar a diferença entre um sistema de controle e um de segurança. O primeiro é utilizado para corrigir um desvio em relação ao *set point* de determinada variável; já o sistema de segurança atua evitando ou mitigando acidentes. O sistema de segurança tem em seu centro um intertravamento de segurança que deve ser capaz de, numa emergência, ultrapassar e sobrepor o sistema de controle e, não raro, muitas das ações dos operadores (PALLUZZI, 1994). O Sistema Instrumentado de Segurança (SIS) não deve ser entendido como a instrumentação que impede a planta de trabalhar, mas sim que a mantém segura (CHAME, 2007).

Estes sistemas utilizam uma combinação de três elementos (CCPS, 2009):

- Sensores: monitoram o processo com o objetivo de detectar uma perturbação ou condição anormal ao processo (ex.: transmissor de temperatura);
- Elementos de Lógica: caracterizam os sinais recebidos pelos sensores como condição anormal ou não. Caso constatado a condição de perigo, envia um sinal para que seja executada determinada ação;
- Elementos de Finais de Controle: realizam a ação referente ao sinal proveniente dos elementos de lógica (ex.: abrir/fechar válvulas).

Sua maneira automática de atuar inclui pelo menos uma das funções abaixo:

- Monitorar o processo independentemente do sistema de controle, agindo quando um limite pré-determinado é atingido (sistema de vigia);
- Evitar que um equipamento opere sem que seja satisfeita uma série de condições indicando que é seguro prosseguir (sistema passivo);
- Intervir na operação caso uma série de condições indicadoras de perigo ocorrer (sistema ativo).

Neste estudo foram utilizadas as recomendações da norma API 14C (*Recommended Practice for Analysis, Design, Installation, and Testing of Basic Surface Safety Systems for Offshore Production Platforms*) para estes dispositivos de intertravamento. Seguindo tais recomendações, o objetivo do sistema de intertravamento foi de aprimorar, junto ao HAZOP e o LOPA, as recomendações de segurança para o sistema de gás combustível.

Segundo recomendações da API 14C (2001), a identificação (*TAG*) do dispositivo é formada por três letras. A primeira se refere à variável sobre a qual o dispositivo está atuando (P – pressão, L – nível, T – temperatura ou F – vazão). A segunda letra (S) se refere ao termo *safety* (segurança), e é aplicável a todos os elementos de proteção de emergência. Por fim, a terceira letra informa se aquele dispositivo está protegendo o sistema quanto a um aumento ou diminuição brusca da variável medida. A letra “H” (*high*) significa que o dispositivo atua

quando a variável atinge um limite superior, enquanto que a letra “L” (*low*) significa que o dispositivo é acionado quando a variável em questão atinge um limite inferior.

Todos os dispositivos foram instalados juntamente com seus respectivos alarmes. Segundo Maia e Borba (2012), o sistema foi planejado de tal forma que o alarme seja acionado antes da atuação do intertravamento, havendo assim a possibilidade de uma intervenção manual. Uma avaliação mais aprofundada sobre arquitetura de alarmes, contudo, ultrapassa o escopo deste estudo. Para alarmes, a nomenclatura segue o mesmo padrão dos dispositivos, com apenas a substituição da letra “S” (*safety*) por “A” (*alarm*). Além dos alarmes ligados aos dispositivos, também é necessário a instalação de transmissores (sensores) da variável que está sendo medida, afim de que ele possa receber o sinal e atuar na lógica programada. A nomenclatura utilizada para os transmissores é PIT (Pressão), LIT (Nível), TIT (Temperatura), FIT (Vazão) e assim por diante.

A simbologia utilizada segue o padrão ilustrado na Figura 4.5.



**Figura 4.5 – Ilustração da simbologia para o intertravamento (ex.: Pressão Alta – PSH) e seus respectivos alarmes (ex.: Pressão Alta – PAH) e transmissores (ex.: Pressão – PIT).**

**Fonte: API 14C (2001).**

Além dos intertravamentos e seus dispositivos acoplados (alarmes e transmissores), ainda há a presença de válvulas de alívio de pressão (PSV – *Pressure Safety Valve*). Tais válvulas de alívio são a última camada de segurança quando condições anormais de pressão ameaçam por em perigo a estrutura da planta. Mesmo que idealmente uma válvula de alívio de pressão nunca deva ser colocada em ação, ela deve ser eficiente e confiável se necessário. Sua finalidade é a de abrir em uma pressão pré-determinada, protegendo um vaso ou uma linha do excesso de pressão pela remoção de fluido do sistema. Maia e Borba (2012) consideram que o sistema de alívio é liberado diretamente na atmosfera, embora geralmente seja direcionado para uma rede de coleta, vaso e, em seguida, para um *flare* ou uma tocha.

Assim como os dispositivos de intertravamento, as PSVs foram instaladas seguindo recomendações da API 14C. Além da PSV no vaso V-01 e nas linhas a jusante de quebras de pressão, foram colocadas PSVs nas saídas de água dos trocadores de calor, de maneira a evitar o rompimento das linhas de água quente, que causaria liberação de gás para atmosfera ou para outros trocadores do circuito de água de aquecimento.

#### **4.2.1 – Descrição dos Dispositivos**

A descrição e as funções de segurança de cada intertravamento foram baseadas no estudo desenvolvido por Maia e Borba (2012) e são apresentadas abaixo. As válvulas de bloqueio que são responsáveis pela atuação dos intertravamentos estão identificadas com SDV ou VLV.



- PSH – 001: intertravamento de pressão alta na linha de saída de água do pré-aquecedor P-01 (C-13) fechando a válvula de bloqueio SDV-100e realizando *shutdown* da planta (fechamento da VLV-100 e VLV-101). O objetivo é identificar e proteger a planta da contaminação do sistema de água quente com gás, o que ocorreria em caso de rompimento dos tubos do trocador.
- PSH – 002: intertravamento de pressão alta na linha a jusante da quebra de pressão para 100 kgf/cm<sup>2</sup> (C-18) realizando *shutdown* da planta (fechamento da VLV-100 e VLV-101). A pressão de projeto da linha C-18 não foi dimensionada para suportar a pressão da linha anterior (C-04).
- PSL – 002: intertravamento de pressão baixa na linha a jusante da quebra de pressão para 100kgf/cm<sup>2</sup> (C-18) realizando *shutdown* da planta (fechamento da VLV-100 e VLV-101). O objetivo é a detecção de vazamentos no sistema.
- PSH – 003: intertravamento de pressão alta na linha a jusante da quebra de pressão para 40kgf/cm<sup>2</sup> (C-19) realizando *shutdown* da planta (fechamento da VLV-100 e VLV-101). A pressão de projeto da linha C-19 não foi dimensionada para suportar a pressão da linha anterior (C-18). Este medidor de pressão tem seu *set point* escolhido para proteger também o vaso contra pressão alta, reduzindo assim o número de instrumentos e malhas necessárias.
- PSL – 003: intertravamento de pressão baixa na linha a jusante da quebra de pressão para 40kgf/cm<sup>2</sup> (C-19) realizando *shutdown* da planta (fechamento da VLV-100 e VLV-101). O objetivo é a detecção de vazamentos no sistema.
- PSL – 004: intertravamento de pressão baixa na linha de saída do permutador gás-gás (C-20) realizando *shutdown* da planta (fechamento da VLV-100 e VLV-101). O objetivo é detectar vazamentos de gás do sistema.
- PSH – 005: intertravamento de pressão alta na linha de saída da água do aquecedor final P-04 (C-14) fechando a válvula de bloqueio SDV-101, na linha de envio de água no aquecedor final (E-06), e realizando *shutdown* da planta (fechamento da VLV-100 e VLV-101). O objetivo é identificar e proteger a planta da contaminação do sistema de água quente com gás, o que ocorreria em caso de rompimento dos tubos do trocador.
- LSL – 001: intertravamento de nível baixo no vaso V-01 fechando a saída de condensado (SDV-102). O objetivo é evitar a passagem de gás na corrente de condensado.
- LSH – 001: intertravamento de nível alto no vaso V-01 realizando *shutdown* da planta (fechamento das válvulas VLV-100 e VLV-101).

Para facilitar a organização do projeto de engenharia, os intertravamentos são dispostos em um diagrama de causa e efeito como o exemplificado na Tabela 4.3.

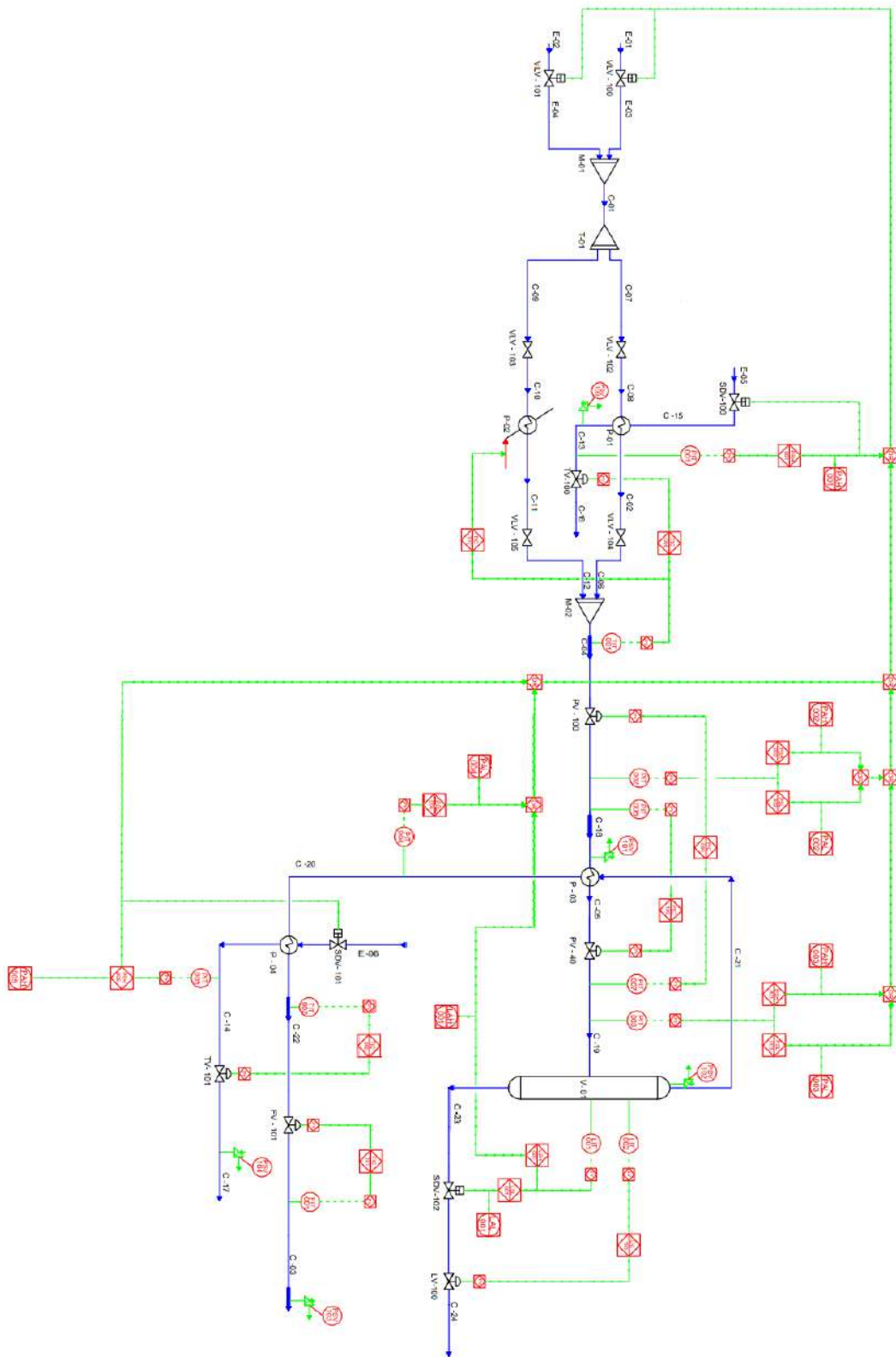
Tabela 4.3 – Diagrama causa efeito para os dispositivos de intertravamento.  
 Fonte: Vaz (2009).

| <b>Efeitos</b>  |                    | <b>Efeitos</b> | Fecha as Válvulas de Entrada do Sistema | Fecha Saída do Vaso V-01 | Fecha Entrada de Água no Pré-aquecedor P-01 | Fecha Entrada de Água no Aquecedor Final P-04 |
|---|--------------------|----------------|---|--------------------------|---|---|
|   |                    |                | <b>Causas</b>                           | <b>Dispositivo</b>       | VLV-100 e VLV-101                           | SDV-102                                       |
| <b>Evento</b>   | <b>Dispositivo</b> |                |   |                          |   |   |
| Pressão Muito Alta na Corrente C-19                         | PSH-003            |                |   |                          |   |   |
| Pressão Muito Baixa na Corrente C-18                        | PSL-002            |                |   |                          |   |   |
| Pressão Muito Alta na Corrente C-18                         | PSH-002            |                |   |                          |   |   |
| Pressão Muito Baixa na Corrente C-19                        | PSL-003            |                |   |                          |   |   |
| Nível Muito Baixo no Vaso V-01                              | LSL-001            |                |   |                          |   |   |
| Pressão Muito Alta na Saída de Água do Pré-aquecedor P-01   | PSH-001            |                |   |                          |   |   |
| Pressão Muito Alta na Saída de Água do Aquecedor Final P-04 | PSH-005            |                |   |                          |   |   |
| Pressão Muito Baixa na Saída do Permutador Gás-Gás (C-20)   | PSL-004            |                |   |                          |   |   |

Para as PSVs, a lista abaixo exhibe a localização e a TAG de identificação de cada uma.

- PSV – 100: localizada na saída de água do pré-aquecedor (C-13);
- PSV – 101: localizada na linha a jusante da quebra de pressão para 100 kgf/cm<sup>2</sup> (C-18);
- PSV – 102: localizada no vaso V-01;
- PSV – 103: localizada na linha de envio de gás para as turbinas (C-03);
- PSV – 104: localizada na saída do aquecedor final (C-14).

A Figura 4.6 apresenta o fluxograma completo do presente sistema de gás combustível, com todos os dispositivos e linhas de controle.



**Figura 4.6 – Fluxograma completo do sistema de gás combustível.**  
 Fonte: Adaptado de MAIA, C.S. BORBA, T.A., 2012.

## Capítulo 5 – Estudo de Caso: Aplicação de Metodologia LOPA em um Sistema de Gás Combustível *offshore*

Para o estudo de caso de aplicação da metodologia LOPA, foram utilizados o sistema de gás combustível modelado por Vaz (2009) e seu respectivo HAZOP elaborado por Maia e Borba (2012).

### 5.1 – HAZOP do Sistema de Gás Combustível

Segundo Maia e Borba (2012), para a aplicação da metodologia HAZOP, o sistema de gás combustível foi dividido em dois nós:

- Nó 1: Entre a VLV-100 e a PV-40 (Figura 5.1);
- Nó 2: Entre a PV-40 e a linha C-03 (Figura 5.2).

As causas são os eventos iniciadores do desvio, isto é, as razões pelas quais os desvios podem ocorrer. A salvaguarda é qualquer dispositivo, sistema ou ação capaz de interromper a cadeia de eventos que ocorre a partir de um evento iniciador, diminuindo a probabilidade de ocorrência do cenário indesejável. Os modos de detecção são quaisquer dispositivos, sistemas ou outro meio que possa ser utilizados para perceber ou identificar a ocorrência do desvio.

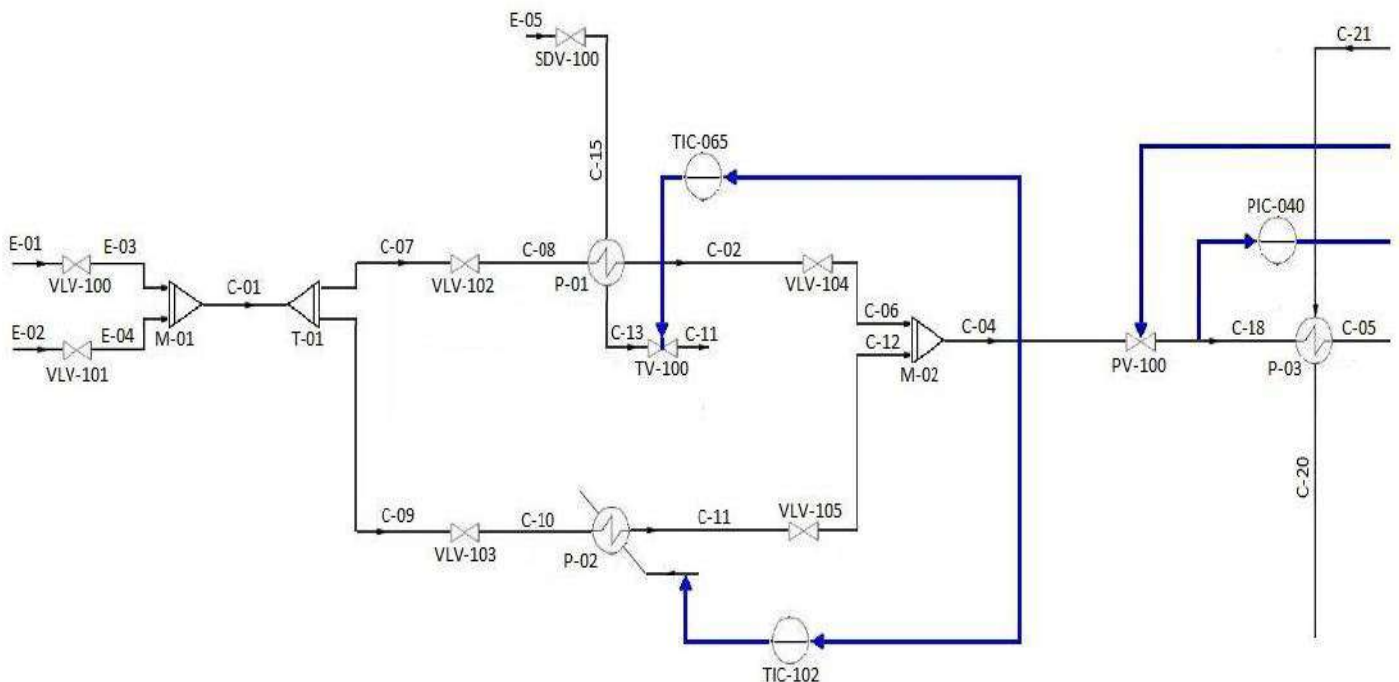


Figura 5.1 – Nó 1 do sistema de gás combustível.

Fonte: Adaptado de MAIA, C.S. BORBA, T.A., 2012.

Assim, o documento final gerado na aplicação do HAZOP foi uma planilha com a descrição de cada um dos desvios analisados, incluindo suas causas, efeitos, além das salvaguardas, modos de detecção e recomendações pertinentes. Esta planilha está representada nas Tabelas 5.1 e 5.2, extraídas de Maia e Borba (2012).

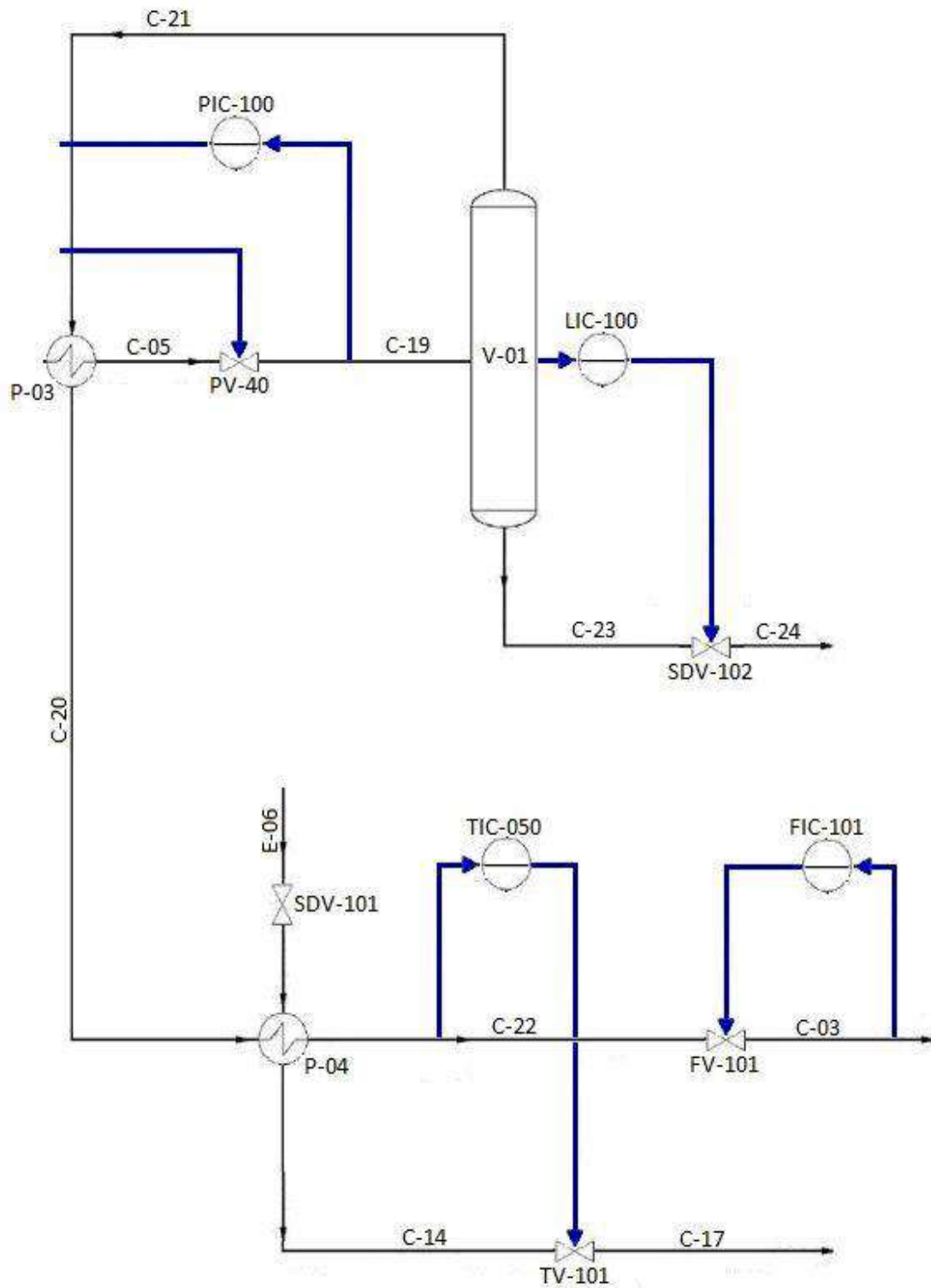


Figura 5.2 – Nó 2 do sistema de gás combustível.  
 Fonte: Adaptado de MAIA, C.S. BORBA, T.A., 2012.

Tabela 5.1 – HAZOP - Nó 1 do sistema de gás combustível parte 1.

Fonte: MAIA, C.S. BORBA, T.A., 2012.

| Hazard and Operability Study (HAZOP)                            |         |   |  |   |  |
|---|---------|---|--|---|--|
| SISTEMA DE GAS COMBUSTIVEL                                      |         |   |  |   |  |
| NO 1 : Da entrada VLV-100 ate PV-40, passando pelo P -01 e P-03 |         |   |  |   |  |
| Desvio  | CENÁRIO | Possíveis causas  | Possíveis Efeitos  | Salvaguardas  | Ações e Recomendações                    |
| Pressão Baixa   | 1       | - Fechamento errado das válvulas (VLV-100 E VLV-101);<br>- Falha do controle da PV-100; | - Falta de gás nos consumidores;<br>- Troca de combustível de gás para diesel;   | - PIT / PSL-002   |  |
|   | 2       | - Ruptura de tubo do trocador P-01  | - Gás combustível para o sistema de água quente;<br>- Aumento de pressão nesse sistema;<br>- Possíveis danos a bomba de água quente; | - PIT / PSH-001 fechando SDV-100 E VLV-100;<br>PSV-100 ;                      |  |
|   | 3       | - Ruptura de tubo do trocador P-03  | - Alta pressão no vaso de gás combustível  | - PIT / PSH-003 fechando VLV-100;<br>-PSV-102 ;                               |  |
|   | 4       | - Ruptura de linha  | - Fogo e explosão  | - PIT / PSH-002 fechando VLV-100;<br>-Detetores de fogo e gás ;               |  |
| Pressão alta  | 5       | - mal funcionamento da PV-100;<br>- fechamento indevido de válvulas manuais;            | -Possível ruptura de linhas e equipamento  | - PIT / PSH-002, fechando a VLV-100;<br>- PSV-101                             |  |
| Temperatura baixa   | 6       | - Mal funcionamento da TV-100;  | -Formação de hidrato se o gás não estiver desidratado;<br>-condensação de hidrocarbonetos  |   | - R1 Instalar TIT/TSL fechando a VLV-100 |
| Temperatura alta  | 7       | - Mal funcionamento da TV-100;  |  | - Material especificado para temperatura alta e linhas com isolamento térmico |  |
| Sem vazão   | 8       | - Ver pressão baixa;  |  |   |  |
| Menos vazão   | 9       | - Ver pressão baixa;  |  |   |  |
| Mais vazão  | 10      | - Ver pressão alta;   |  |   |  |
| Vazão Reversa   | 11      | - Não aplicado;   |  |   |  |

Tabela 5.2 – HAZOP - N° 1 do sistema de gás combustível parte 2.

Fonte: MAIA, C.S. BORBA, T.A., 2012.

| Hazard and Operability Study (HAZOP)                               |         |  |   |  |                       |
|--|---------|--|---|--|-----------------------|
| SISTEMA DE GAS COMBUSTIVEL   |         |  |   |  |                       |
| NO 2 : Da PV-40 ate a linha C-03, passando pelo V -01 ,P-03 e P-04 |         |  |   |  |                       |
| Desvio   | CENÁRIO | Possíveis causas   | Possíveis Efeitos   | Salvaguardas   | Ações e Recomendações |
| Pressão Baixa  | 13      | - Falha do controle da PV-40 (falha fechada);  | - Falta de gás nos consumidores;<br>- Troca de combustível de gás para diesel;  | - PIT / PSL-003, fechando a VLV-100;<br>- PIT / PSL-004, fechando a VLV-100; |                       |
|  | 14      | - Ruptura de tubo do trocador P-04   | -Gás combustível para o sistema de água quente;<br>- Aumento de pressão nesse sistema;<br>- Possíveis danos a bomba de água | - PIT / PSH-005 fechando SDV-101 e VLV-100;<br>-PSV-104 ;                    |                       |
|  | 15      | - Ruptura de linha   | -Fogo e explosão  | - PIT / PSL-003;<br>- PIT / PSL-004;<br>-Detetores de fogo e gás ;           |                       |
| Pressão alta   | 16      | - Ruptura de tubo do trocador P-03   | -Possível ruptura de linhas e equipamento   | - PIT / PSH-003, fechando a VLV-100;<br>-PSV-102                             |                       |
|  | 17      | - Falha do controle da PV-40 (falha aberta);<br>- Falha do controle da FV-101 (falha fechada); | -Possível ruptura de linhas e equipamento   | - PIT / PSH-003, fechando a VLV-100;<br>-PSV-102                             |                       |
| Temperatura baixa  | 18      | - Mal funcionamento da TV-101 (falha fechada);   | - Gás combustível for a de especificação para turbina   | - Proteção contra temperatura baixa na entrada da turbina                    |                       |
| Temperatura alta   | 19      | - Mal funcionamento da TV-101 (falha aberta);  | - Gás combustível for a de especificação para turbina   | - Proteção contra temperatura alta na entrada da turbina                     |                       |
| Sem vazão  | 20      | - Ver pressão baixa;   |   |  |                       |
| Menos vazão  | 21      | - Ver pressão baixa;   |   |  |                       |
| Mais vazão   | 22      | - Ver pressão alta;  |   |  |                       |
| Vazão Reversa  | 23      | - Não aplicado;  |   |  |                       |
| Nível baixo no V-01  | 24      | - Mal funcionamento da LV-100 (falha aberta);  | -Possível saída de gás pelo fundo do vaso (na linha de liquido)   | - LIT / LSL-001, fechando a SDV-102;   |                       |
|  | 25      | -Ruptura de linha  | Fogo e explosão   | - LIT / LSL-001, fechando a SDV-102;<br>-Detetores de fogo e gás ;           |                       |
| Nível alto no V-01   | 26      | - Mal funcionamento da LV-100 (falha fechada);<br>- Fechamento indevido da SDV-102             | -Arraste de liquido para os consumidores  | - LIT / LSL-001, fechando a VLV-100;   |                       |



## 5.2 – LOPA do Sistema de Gás Combustível

A análise de LOPA do sistema de gás combustível em estudo foi aplicada de acordo com a “Metodologia Baseada na Norma IEC61511-1, 2003”, descrita anteriormente neste estudo.

Para realizar a integração entre LOPA e HAZOP, foi utilizada a “Metodologia Aker”, também previamente descrita.

A metodologia LOPA foi aplicada aos nós 1 e 2, gerando as Tabelas 5.3 e 5.4.

Através da metodologia adotada, determinou-se o SIL (Nível de Integridade de Segurança) para cada SIF presente no fluxograma. Foi possível, também, sugerir avaliações mais profundas a alguns aspectos de segurança do processo. Esses aspectos serão discutidos ao longo do próximo capítulo.

Foram avaliados para o nó 1, os cenários 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, enquanto para o nó 2 foram avaliados os cenários 13, 14, 15, 16, 17, 18, 19, 24, 25, 26. Esta numeração é correspondente às numerações das Tabelas 5.1 e 5.2.

Tabela 5.3 –LOPA – Nó 1 do sistema de gás combustível.

| Nó 1              |  | Causa Inicializadora                 |            |   | Consequência   |            |                      |                       |                     |                      | Salvaguardas não SIF                      |  |            |     |                             |           | Recomendações SIF |                                |                        |   |  |
|-------------------|--|--------------------------------------|------------|---|--|------------|----------------------|-----------------------|---------------------|----------------------|---|--|------------|-----|-----------------------------|-----------|-------------------|--------------------------------|------------------------|---|--|
| Desvio            | Número do Cenário  | Descrição                            | ICF        | EEL   | Descrição  | Severidade | Frequência tolerável | Fatores Modificadores |                     |                      | RRF requerido                             | Descrição  | Tipo (P/A) | IPL | RRF (1/PPD <sub>avg</sub> ) | RRF Total | Risco Residual    | F<sup>2</sup>F<sup>2</sup>tol? | RRF requerido para SIF | Nº Recomendação   | Descrição  |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      | Probabilidade Ignição | Presença de Pessoas | Outros (especificar) |   |  |            |     |                             |           |                   |                                |                        |   |  |
| Pressão Baixa     | 1  | Falha das válvulas VLV-100 e VLV-101 | 0,01       | 1   | Parada do Sistema de Gás Combustível   | 3          | 0,001                | 1                     | 1                   | 1                    | 10  | Comutação de turbina para diesel   | A          | Não | 1                           | 1         | 0,11              | NÃO                            | 110                    | 1   | SIF PIT/PSL 002 com SIL 2  |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   | Resposta do operador a alarme  | A          | Não | 1                           |           |                   |                                |                        |   |  |
|                   | 1  | Falha do controlador da PV-100       | 0,1        | 1   | Parada do Sistema de Gás Combustível   | 3          | 0,001                | 1                     | 1                   | 1                    | 100                                       | Comutação de turbina para diesel   | A          | Não | 1                           | 1         |                   |                                |                        |   |  |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   | Resposta do operador a alarme  | A          | Não | 1                           |           |                   |                                |                        |   |  |
|                   | 2  | Ruptura de tubo trocador P-01        | 0,0003     | 1   | Contaminação de linha de água, vazamento de gás, incêndio.   | 4          | 0,0001               | 0,27                  | 1                   | 1                    | 1   | PSV 100  | A          | Sim | 100                         | 1000      | 0,00000081        | SIM                            | <10                    | 2   | SIF PIT/PSH 001 com SIL 0, controle básico de processo               |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   | Resposta de operador a alarme de detecção de gás no vaso de expansão de água quente. | A          | Sim | 10                          |           |                   |                                |                        |   |  |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     | 1                           |           |                   |                                |                        |   |  |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     | 1                           |           |                   |                                |                        |   |  |
|                   | 3  | Ruptura de tubo trocador P-03        | 0,0003     | 1   | Alta pressão vaso de Gás Combustível, gás blow by, parada para manutenção, gás para flare, não há rompimento linha | 3          | 0,001                | 1                     | 1                   | 1                    | 0,3000                                    | PSV 102  | A          | Sim | 100                         | 100       | 0,000003          | SIM                            | <10                    | 3   | SIF PIT/PSH 003 com SIL 0, controle básico de processo               |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     | 1                           |           |                   |                                |                        |   |  |
|                   | 4  | Ruptura de linha                     | 0,002      | 1   | Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos  | 5          | 0,00001              | 0,27                  | 1                   | 1                    | 54,0000                                   | Resposta de operador a alarme de incêndio  | A          | Não | 1                           | 1         | 0,00054           | NÃO                            | 54,0                   | 4   | Neste cenário, SIF PIT/PSL 002 com SIL 1. Devido ao cenário 1, SIL 2 |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     | 1                           |           |                   |                                |                        |   |  |
| Pressão Alta      | 5  | Mal funcionamento da PV-100          | 0,01       | 1   | Ruptura de linhas e equipamentos, vazamento de gás, incêndio, explosão, 1 a 10 mortos                              | 5          | 0,00001              | 0,27                  | 1                   | 1                    | 270,0000                                  | PSV-101  | A          | Sim | 100                         | 100,00    | 2,81095E-05       | NÃO                            | <10                    | 5   | Neste cenário, SIF PIT/PSH 002 com SIL 0. Devido ao cenário 1, SIL 2 |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   | Resposta de operador a alarme de incêndio  | A          | Não | 1                           |           |                   |                                |                        |   |  |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     | 1                           |           |                   |                                |                        |   |  |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     | 1                           |           |                   |                                |                        |   |  |
| 6                 | Fechamento indevido de válvulas manuais durante paradas operacionais | 0,01                                 | 0,04109589 | Ruptura de linhas e equipamentos, vazamento de gás, incêndio, explosão, 1 a 10 mortos | 5  | 0,00001    | 0,27                 | 1                     | 1                   | 11,0959              | PSV-101                                   | A  | Sim        | 100 | 100,00                      |           |                   |                                |                        |   |  |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      | Resposta de operador a alarme de incêndio | A  | Não        | 1   |                             |           |                   |                                |                        |   |  |
| Temperatura Baixa | 7  | Mal funcionamento da TV-100          | 0,01       | 0,0003  | Fratura frágil após expansão para 40kgf, ruptura da linha, incêndio, explosão, 1 a 10 Mortos                       | 5          | 0,00001              | 0,3                   | 1                   | 1                    | 0,0900                                    |  |            |     | 1,00                        | 0,0000009 | SIM               | <10                            | 6                      | Apenas com o BCPS (SIL 0), minimizamos o nosso risco. O HAZOP recomendou a  |  |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     |                             |           |                   |                                |                        |   | 1  |
| Temperatura Alta  | 8  | Mal funcionamento da TV-100          | 0,01       | 1   | Não especificação do gás, desvio para flare, curto período   | 2          | 0,01                 | 1                     | 1                   | 1                    | 1,0000                                    |  |            |     | 1,00                        | 0,01      | SIM               | <10                            | 7                      | Conforme recomendado pelo HAZOP, a instalação de alarme reduziria em até 10 vezes a frequência de eventos indesejados |  |
|                   |  |                                      |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     |                             |           |                   |                                |                        |   | 1  |
| Sem Vazão         | 9  | ver Pressão Baixa                    |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     |                             |           |                   |                                |                        |   |  |
| Menos Vazão       | 10   | ver Pressão Baixa                    |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     |                             |           |                   |                                |                        |   |  |
| Mais Vazão        | 11   | ver Pressão Baixa                    |            |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |  |            |     |                             |           |                   |                                |                        |   |  |
| Vazão Reversa     | 12   | Falha na VLV 101                     | 0,01       | 1   | Parada do Sistema de Gás Combustível, sem gás para turbinas  | 2          | 0,01                 | 1                     | 1                   | 1                    | 1,0000                                    | Resposta de operador a alarme de pressão   | A          | Não | 1                           | 1,00      | 0,01              | SIM                            | <10                    | 8   | BCPS, SIL 0  |

Tabela 5.4 –LOPA – Nó 1 do sistema de gás combustível.

| Nó 2                |                                       | Causa iniciadora   |        |   | Consequência   |            |                      |                       |                     |                      |   | Salvaguardas não SIF                              |            |     |                             |           |                |           | Recomendações SIF      |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|---------------------|---------------------------------------|--|--------|---|--|------------|----------------------|-----------------------|---------------------|----------------------|---|---|------------|-----|-----------------------------|-----------|----------------|-----------|------------------------|---|---|-----|---|----|------------------------|--|--|
| Desvio              | Número do Conário                     | Descrição  | ICF    | EEL   | Descrição  | Severidade | Frequência tolerável | Fatores Modificadores |                     |                      | RRF requerido                             | Descrição   | Tipo (P/A) | IPL | RRF (1/PFD <sub>avg</sub> ) | RRF Total | Risco Residual | F<F' tol? | RRF requerido para SIF | Nº Recomendação   | Descrição   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      | Probabilidade Ignição | Presença de Pessoas | Outros (especificar) |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
| Pressão Baixa       | 13                                    | Falha de controle da PV-40 (Falha Fechada)                                 | 0,01   | 1   | Parada do Sistema de Gás Combustível   | 3          | 0,001                | 1                     | 1                   | 1                    | 10  | Comutação de turbina para diesel                  | A          | Não | 1                           | 10        | 0,001          | SIM       | <10                    | 9   | PIT/PSL 003 com SIL 0. Atribuir SIL 1 devido ao cenário 15. |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   | Resposta de operador a alarme                     | A          | Sim | 10                          |           |                |           |                        | 10  | <10   | 10  | PIT/PSL 004 com SIL 0. Atribuir SIL 1 devido ao cenário 15. |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     | 1                           |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     | 14                                    | Ruptura do trocador P-04   | 0,0003 | 1   | Contaminação de linha de água, vazamento de gás, incêndio.   | 4          | 0,0001               | 0,27                  | 1                   | 1                    | 1   | PSV-104   | A          | Sim | 100                         | 100       | 0,0000081      | SIM       | <10                    | 11  | PIT/PSH 005 com SIL 0, controle básico de processos         |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   | Deteção de gás do vaso de expansão de água quente | A          | Não | 1                           |           |                |           |                        | 100   | <10   | 100 |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     | 1                           |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     | 15                                    | Ruptura de linha   | 0,002  | 1   | Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos  | 5          | 0,00001              | 0,27                  | 1                   | 1                    | 54,0000                                   | Resposta de operador a alarme de incêndio         | A          | Não | 1                           | 1         | 0,00054        | NÃO       | 54,0                   | 12  | PIT/PSL 003 com SIL 1.                                      |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     | 1                           |           |                |           |                        |   |   |     |   | 13 | PIT/PSL 004 com SIL 1. |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     | 1                           |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
| Pressão Alta        | 16                                    | Ruptura do trocador P-03   | 0,0003 | 1   | Alta pressão vaso de Gás Combustível, gás blow by, parada para manutenção, gás para flare, não há rompimento linha | 3          | 0,001                | 1                     | 1                   | 1                    | 0,3000                                    | PSV-102   | A          | Sim | 100                         | 100       | 0,000003       | SIM       | <10                    | 14  | PIT/PSH 003 com SIL 0. Atribuir SIL 1 devido ao cenário 15. |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     | 1                           |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     | 1                           |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
| 17                  | Falha (fechada) de controle da FV-101 | 0,01   | 1      | Ruptura de linha, Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos | 5  | 0,00001    | 0,27                 | 1                     | 1                   | 270,0000             | PSV-102                                   | A   | Sim        | 100 | 100                         | 0,000027  | NÃO            | <10       | 15                     | PIT/PSH 003 com SIL 0. Atribuir SIL 1 devido ao cenário 15. |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            | 1   |                             |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            | 1   |                             |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
| Temperatura Baixa   | 18                                    | Mal funcionamento da TV-101 (falha fechada)                                | 0,1    | 1   | Gás fora de especificação, parada de manutenção emergencial, queima de gás imediata em flare                       | 2          | 0,01                 | 1                     | 1                   | 1                    | 10,0000                                   |   |            |     | 1                           | 0,1       | NÃO            | 10,0      |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           | 1                      |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           | 1                      |   |   |     |   |    |                        |  |  |
| Temperatura Alta    | 19                                    | Mal funcionamento da TV-101 (falha aberta)                                 | 0,1    | 1   | Danos à linha e/ou turbina. Parada emergencial para manutenção.  | 2          | 0,01                 | 1                     | 1                   | 1                    | 10,0000                                   |   |            |     | 1                           | 0,1       | NÃO            | 10,0      |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           | 1                      |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           | 1                      |   |   |     |   |    |                        |  |  |
| Sem Vazão           | 20                                    | ver Pressão Baixa  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   | 1   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   | 1   |     |   |    |                        |  |  |
| Menos Vazão         | 21                                    | ver Pressão Baixa  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   | 1   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   | 1   |     |   |    |                        |  |  |
| Mais Vazão          | 22                                    | ver Pressão Alta   |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   | 1   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   | 1   |     |   |    |                        |  |  |
| Vazão Reversa       | 23                                    | Não aplicado   |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   | 1   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           |                        |   | 1   |     |   |    |                        |  |  |
| Nível Baixo no V-01 | 24                                    | Mal funcionamento LV-100 (falha aberta)                                    | 0,1    | 1   | Gas blow by, parada para manutenção, gás para flare, não há rompimento linha                                       | 2          | 0,01                 | 1                     | 1                   | 1                    | 10,0000                                   |   |            |     | 1                           | 0,1       | NÃO            | 10,0      | 16                     | LIT/LSL-001 com SIL 1.                                      |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           | 1                      |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           | 1                      |   |   |     |   |    |                        |  |  |
| 25                  | Ruptura de linha                      | 0,002  | 1      | Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos                   | 5  | 0,00001    | 0,27                 | 1                     | 1                   | 54,0000              | Resposta de operador a alarme de incêndio | A   | Não        | 1   | 1                           | 0,00054   | NÃO            | 54,0      | 17                     | LIT/LSL-001 com SIL 1.                                      |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            | 1   |                             |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            | 1   |                             |           |                |           |                        |   |   |     |   |    |                        |  |  |
| Nível Alto no V-01  | 26                                    | Mal funcionamento LV-100 (falha fechada) ou fechamento indevido da SDV-102 | 0,11   | 1   | Arraste de líquido para turbina, parada emergencial.   | 2          | 0,01                 | 1                     | 1                   | 1                    | 11,0000                                   |   |            |     | 1                           | 0,11      | NÃO            | 11,0      | 18                     | LIT/LSH-001 com SIL 1.                                      |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           | 1                      |   |   |     |   |    |                        |  |  |
|                     |                                       |  |        |   |  |            |                      |                       |                     |                      |   |   |            |     |                             |           |                |           | 1                      |   |   |     |   |    |                        |  |  |

## Capítulo 6 – Resultados e Discussões

Ao aplicar a metodologia LOPA para o sistema de gás combustível, foi possível realizar uma abordagem crítica dos aspectos de segurança relativos ao processo.

### 6.1 – Discussão dos Cenários Referentes ao Nó 1

#### 6.1.1 – Cenário 1

O cenário 1 é verificado junto ao desvio de pressão baixa no sistema, causado por falha nas válvulas VLV-100 e VLV-101 e/ou falha do controlador da PV-100. É considerado um cenário crítico, visto a crescente restrição que a ANP (Agência Nacional do Petróleo) impõe a queima de gás natural no Brasil, além de prejuízos econômicos e de imagem.

A salvaguarda (não SIF) “Comutação de turbina para diesel” não pode ser considerada uma IPL. Esta não é capaz de mitigar ou prevenir o evento independentemente, pois necessita de um tempo consideravelmente longo para iniciar sua operação. Além disso, esta não se encontra interna ao processo em estudo.

A salvaguarda (não SIF) “Resposta do operador ao alarme” não pode ser considerada IPL. Esta salvaguarda não possui a especificidade necessária para ser considerada IPL. O alarme também pode ser acionado pelo evento de impacto do cenário 4. Assim, não há como o operador apresentar resposta imediata ao alarme capaz de prevenir ou mitigar o evento de impacto.

A salvaguarda (SIF) “PIT/PSL 002” é considerada IPL. É considerada capaz de realizar um *shutdown* seguro da planta, mitigando o evento final.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 110. Recomenda-se que a SIF “PIT/PSL 002” apresente SIL 2.

#### 6.1.2 – Cenário 2

O cenário 2 é verificado junto ao desvio de pressão baixa no sistema, causado por ruptura do trocador P-01. A criticidade do cenário é atribuída ao risco de incêndio e possíveis feridos.

A probabilidade de ignição foi estimada através do produto 0,3 (fluidos de fácil ignição) e 0,9 (muitas fontes de ignição).

A salvaguarda (não SIF) PSV-100 é considerada IPL. Em caso de ruptura do trocador P-01, a PSV é capaz de aliviar a pressão gerada pela entrada de gás natural na linha de água, desviando o GN para um local seguro. É atribuído RRF 100 à salvaguarda.

A salvaguarda (não SIF) “Resposta de operador ao alarme de detecção de gás no vaso de expansão de água quente” é considerada IPL. O alarme é exclusivo para este cenário. Como exemplo de procedimento, o operador pode fechar a válvula VLV-102 e abrir a válvula VLV-102, utilizando sistema de partida para manter a operação do processo temporariamente ou realizar o *shutdown* seguro do sistema. É atribuído RRF 10 à salvaguarda.

A salvaguarda (SIF) “PIT/PSH 001” é considerada IPL. Ao ocorrer aumentos de pressão nocivos à segurança do processo na linha C-13, a salvaguarda é capaz de realizar *shutdown* na planta.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  muito inferior ao  $F^{TOL}$ . O RRF requerido para esta SIF está na ordem de  $10^{-4}$ . Recomenda-se SIL 0 para a SIF “PIT/PSH 001”.

### 6.1.3 – Cenário 3

O cenário 3 é verificado junto ao desvio de pressão baixa no sistema, causado por ruptura do trocador P-03. A criticidade do cenário é atribuída ao risco de passagem de gás na corrente de condensado (gás *blow by*) e consequente parada para manutenção.

A salvaguarda (não SIF) “PSV 102” é considerada IPL. A salvaguarda é capaz de aliviar a pressão no vaso V-01, mitigando e prevenindo a ocorrência do evento indesejado. É atribuído RRF 100 à salvaguarda.

A salvaguarda (SIF) “PIT/PSH 003” é considerada IPL. O aumento de pressão no vaso V-01 é verificado e o intertravamento promove um *shutdown* seguro na planta.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  muito inferior ao  $F^{TOL}$ . Recomenda-se SIL 0 para a SIF “PIT/PSH 001”.

### 6.1.4 – Cenário 4

O cenário 4 é verificado junto ao desvio de pressão baixa no sistema, causado por ruptura de linha. A criticidade do cenário é atribuída ao risco de explosão com vítimas.

O fator modificador “Probabilidade de ignição” foi estimado em 0,27 (fluido de fácil ignição, muitas fontes de ignição). Não foi considerado o fator modificador de presença de pessoas, pois se trata de um evento extensivo por toda a unidade.

A salvaguarda (não SIF) “Resposta de operador ao alarme de incêndio” não é considerada IPL. Por se tratar de um vazamento em tubulação, que pode ocorrer em diversos pontos da tubulação, não há um procedimento único padrão para mitigar o evento indesejado.

A salvaguarda (SIF) “PIT/PSL 002” é considerada IPL. A queda de pressão na linha originada pelo vazamento aciona o *shutdown* da planta, mitigando o evento final indesejado.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 110. Recomenda-se que a SIF “PIT/PSL 002” apresente SIL 1 para este cenário. Todavia, o cenário 1 recomenda SIL 2 para esta salvaguarda. Deve-se respeitar a recomendação mais restritiva, ou seja, a do cenário 1.

### 6.1.5 – Cenário 5

O cenário 5 é verificado junto ao desvio de pressão alta no sistema, causado por mal funcionamento na válvula PV-100. A criticidade do cenário é atribuída ao risco de explosão com vítimas.

A salvaguarda (não SIF) “Resposta de operador ao alarme de incêndio” não é considerada IPL. Por se tratar de um vazamento em tubulação, que pode ocorrer em diversos pontos, não há um procedimento único padrão para mitigar o evento indesejado.

A salvaguarda (não SIF) “PSV-101” é considerada IPL. Em caso de pressão alta na linha, a corrente de gás natural é aliviada para local seguro. É atribuído RRF 100 à salvaguarda.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 2,81. Recomenda-se que a SIF “PIT/PSL 002” apresente SIL 0 para este cenário. Todavia, o

cenário 1 recomenda SIL 2 para esta salvaguarda. Deve-se respeitar a recomendação mais restritiva, ou seja, a do cenário 1.

### **6.1.6 – Cenário 6**

O cenário 6 é verificado junto ao desvio de pressão alta no sistema, causado pelo fechamento indevido de válvulas manuais durante paradas operacionais. Neste cenário, verifica-se a presença de uma EEL (Probabilidade de Condição Habilitadora). Estimou-se que ocorrem paradas operacionais durante 15 dias, em um ano. Assim, obteve-se uma EEL estimado em “0.0411”, equivalente a razão entre 15 dias e 365 dias. A probabilidade de ignição foi estimada através do produto 0,3 (fluidos de fácil ignição) e 0,9 (muitas fontes de ignição). A criticidade do cenário é atribuída ao risco de explosão com vítimas.

A salvaguarda (não SIF) é considerada IPL. Esta válvula é capaz de aliviar a pressão causada pelo fechamento indevido de válvulas manuais durante as paradas operacionais. É importante destacar que uma PSV deve ser a última salvaguarda a qual o sistema deve recorrer, mas caso seja necessário ela é capaz de mitigar um evento perigoso sem depender de outras salvaguardas, por isto considerada um IPL.

A salvaguarda (não SIF) “Resposta de operador a alarme de incêndio” não pode ser considerada IPL. Considerou-se que o operador não possuiria tempo hábil para executar o procedimento padrão quando a planta encontra-se em estado de manutenção.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É recomendado SIF “PIT/PSH 002” com SIL 0. Todavia, o cenário 1 recomenda SIL 2 para esta salvaguarda. Deve-se respeitar a recomendação mais restritiva, ou seja, a do cenário 1.

### **6.1.7 – Cenário 7**

O cenário 7 é verificado junto ao desvio de temperatura baixa, causado por mal funcionamento da TV-100. Sua criticidade se deve a probabilidade de fratura frágil após a redução de pressão para 40 kgf, ocasionando ruptura de linha, possível incêndio, explosão e vítimas.

A ICF (Probabilidade de Causa Inicial) foi obtida através do produto “Probabilidade de Falha na TV-100” e “Probabilidade de Fratura Frágil na linha C-16”.

Não foram verificadas salvaguardas não SIF para o cenário 7.

Assim, o cenário 7 apresenta  $F^C$  inferior ao  $F^{TOL}$ . Mesmo assim, é recomendado que exista SIF que apresente SIL 0, controle básico de processos.

## **6.2 – Discussão dos Cenários Referentes ao Nó 2**

### **6.2.1 – Cenário 13**

O cenário 13 é verificado junto ao desvio de pressão baixa no sistema, causado pela falta de controle da válvula PV-40 (Falha Fechada). A criticidade do cenário é devido à possibilidade de parada da geração elétrica por falta de gás para as turbinas.

A salvaguarda (não SIF) “Comutação de turbina para o diesel” não é considerada um IPL, pois não se encontra interna ao sistema em estudo.

A salvaguarda (não SIF) “Resposta de operador a alarme” é considerada neste cenário uma IPL, pois a resposta de um operador a um sinal sonoro, alarme, quando ocorre a perda de controle da válvula é capaz prevenir a ocorrência de uma parada da geração elétrica.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  igual ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 1,0. Recomenda-se que a SIF “PIT/PSL 003” apresente SIL 0 para este cenário porém, como o cenário 15, que ainda será apresentado, atribui SIL 1 para esta salvaguarda, deve-se respeitar a recomendação mais restritiva, ou seja, o cenário 15 com SIL 1.

Recomenda-se também que a SIF “PIT/PSL 004” apresente SIL 0, mas pelo mesmo motivo anterior atribui-se SIL 1 devido ao cenário 15.

Ambas SIFs atuam fechando a válvula de alimentação VLV-100, promovendo um *shutdown* seguro da planta.

### 6.2.2 – Cenário 14

O cenário 14 é verificado junto ao desvio de pressão baixa no sistema, causado pelo rompimento de tubo do trocador P-04. A criticidade do cenário é devido a possível contaminação da linha de água; vazamento de gás; e conseqüente incêndio.

A probabilidade de ignição foi estimada através do produto 0,3 (fluidos de fácil ignição) e 0,9 (muitas fontes de ignição), gerando um valor de probabilidade de ignição de 0,27.

A salvaguarda (não SIF) “PSV-104” é considerada um IPL. Esta válvula de alívio de pressão localizada na saída de água do aquecedor final, tem como objetivo evitar o rompimento das linhas de água quente, que causaria liberação de gás para atmosfera ou para outros trocadores do circuito de água de aquecimento. É importante destacar que a PSV deve ser a última salvaguarda a qual o sistema deve recorrer, mas caso seja necessário ela é capaz de mitigar um evento perigoso sem depender de outras salvaguardas, por isto considerada um IPL.

A salvaguarda (não SIF) “Detecção de gás do vaso de expansão de água quente” não pode ser considerada um IPL, pois está fora do sistema em estudo.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  inferior ao  $F^{TOL}$ . É recomendada a presença de SIF com SIL 0. Recomenda-se que a SIF “PIT/PSH 005” apresente SIL 0, controle básico de processos. Esta SIF atua fechando a SDV-101 e a VLV-100 e também através do *shutdown* seguro da planta.

### 6.2.3 – Cenário 15

O cenário 15 é verificado junto ao desvio de pressão baixa no sistema causado por ruptura de linha. A criticidade do cenário é atribuída ao risco de incêndio e explosão com estimativa de 1 a 10 mortos.

A salvaguarda (não SIF) “Resposta de operador a alarme de incêndio” não é considerada um IPL, pois o alarme neste cenário não será suficiente para mitigar o evento perigoso.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 54. Recomenda-se que a SIF “PIT/PSL 003” apresente SIL 1 e que a SIF “PIT/PSL 004” também apresente SIL igual a 1.

Ambas SIFs deste cenário atuam fechando a válvula de alimentação VLV-100, promovendo um *shutdown* seguro da planta.

#### 6.2.4 – Cenário 16

O cenário 16 é verificado junto ao desvio de pressão alta no sistema causado por ruptura do trocador P-03. A criticidade do cenário é devido à alta pressão no vaso de gás combustível; ao gás *blow by*; a parada para manutenção; e ao envio de gás para *flare*. Não há rompimento da linha.

A salvaguarda (não SIF) “PSV-102” é considerada um IPL. Esta válvula de alívio localizada no Vaso V-01, assim como as outras válvulas de alívio presentes no sistema esta deve ser sempre a última salvaguarda a qual o sistema deve recorrer. Porém, está é capaz de mitigar um evento perigoso sem depender de outras salvaguardas, sendo considerada um IPL.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  inferior ao  $F^{TOL}$ . É recomendada a presença de SIF com SIL 0. Recomenda-se que a SIF “PIT/PSH 003” apresente SIL 0, porém como o cenário 15 atribui SIL 1 para esta salvaguarda, deve-se respeitar a recomendação mais restritiva, ou seja, o cenário 15 com SIL 1.

A SIF neste cenário atua fechando a válvula de alimentação VLV-100, promovendo um *shutdown* seguro da planta.

#### 6.2.5 – Cenário 17

O cenário 17 é verificado junto ao desvio de pressão baixa no sistema causado por falha (fechada) de controle da FV-101. A criticidade do evento é atribuída ao risco de ruptura de linha; incêndio e explosão com estimativa de 1 a 10 mortos.

A probabilidade de ignição foi estimada através do produto 0,3 (fluidos de fácil ignição) e 0,9 (muitas fontes de ignição), gerando um valor de probabilidade de ignição de 0,27.

A salvaguarda (não SIF) “PSV-102” é considerada um IPL. Esta válvula de alívio localizada no Vaso V-01, assim como as outras válvulas de alívio presentes no sistema devem ser sempre a última salvaguarda a qual o sistema deve recorrer, mas caso seja necessário ela é capaz de mitigar um evento perigoso sem depender de outras salvaguardas, por isto considerada um IPL.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 2,7. Recomenda-se que a SIF “PIT/PSH 003” apresente SIL 0, porém como o cenário 15 atribui SIL 1 para esta salvaguarda, deve-se respeitar a recomendação mais restritiva, ou seja, o cenário 15 com SIL 1.

A SIF neste cenário atua fechando a válvula de alimentação VLV-100, promovendo um *shutdown* seguro da planta.

#### 6.2.6 – Cenário 18

O cenário 18 é verificado junto ao desvio de temperatura baixa no sistema, causado por mal funcionamento da TV-101 (falha fechada). A criticidade do evento é devido a possibilidade de gerar gás fora de especificação; promover parada para manutenção emergencial; e de queima de gás imediata em *flare*.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 10. Recomenda-se instalação de alarme de baixa temperatura entre a saída do vaso V-01, com resposta de operador ao alarme eficiente. Esta medida seria eficiente para mitigar o



evento final. Para esta medida, é necessário presença de um dispositivo "gêmeo" TV-101, instalado em paralelo ao original.

### **6.2.7 – Cenário 19**

O cenário 19 é verificado junto ao desvio de temperatura alta no sistema, causado por mal funcionamento da TV-101 (falha aberta). A criticidade do evento está na possibilidade de gerar danos à linha e/ou turbina e também na parada emergencial para manutenção.

Para este cenário não foram especificadas salvaguardas não SIF.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 10. Recomenda-se a instalação de proteção contra altas temperaturas na entrada da turbina.

### **6.2.8 – Cenário 24**

O cenário 24 é verificado junto ao desvio de nível baixo no vaso V-01 causado por mal funcionamento LV-100 (falha aberta). A criticidade está na possibilidade de formação de gás *blow by*; parada para manutenção; e de envio de gás para *flare*. Não há rompimento de linha.

Para este cenário não foram especificadas salvaguardas não SIF.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 10. Recomenda-se que a SIF "LIT/LSL-001" apresente SIL 1, atuando em fechar a saída de condensado do vaso (SDV-102) e aumentando nível deste vaso.

### **6.2.9 – Cenário 25**

O cenário 25 é verificado junto ao desvio de nível baixo no vaso V-01 causado por ruptura de linha. A criticidade do cenário é atribuída ao risco de incêndio e explosão com estimativa de 1 a 10 mortos.

A probabilidade de ignição foi estimada através do produto 0,3 (fluidos de fácil ignição) e 0,9 (muitas fontes de ignição), gerando um valor de probabilidade de ignição de 0,27.

A salvaguarda (não SIF) "Resposta de operador a alarme de incêndio" não é considerada um IPL, pois o alarme neste cenário não será suficiente para mitigar o evento perigoso.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 54. Recomenda-se que a SIF "LIT/LSL-001" apresente SIL 1, atuando em fechar a saída de condensado do vaso (SDV-102) e aumentando nível deste vaso.

### **6.2.10 – Cenário 26**

O cenário 26 é verificado junto ao desvio de nível alto no vaso V-01 causado por mal funcionamento VLV-100 (falha fechada) ou fechamento indevido da saída de condensado do vaso V-01 (SDV-102). A criticidade é devido à possibilidade de arraste de líquido para consumidores e de parada emergencial.

Para este cenário não foram especificadas salvaguardas não SIF.

Assim, o cenário apresenta  $F^C$  superior ao  $F^{TOL}$ . É necessária a presença de SIF com RRF superior a 11. Recomenda-se que a SIF "LIT/LSL-001" apresente SIL 1, atuando em fechar a VLV-100 e, também, realizando *shutdown* seguro da planta.

### **6.3 – Elaboração e Documentação de Especificação das SIFs**

Segundo o item 3.6.3 (Documentação do SIL Requerido para o SIF), são documentadas as especificações SIL para as SIFs do Sistema de gás Combustível. Utilizou-se o modelo da Tabela 3.7.

Descreve-se e documentam-se as SIFs que foram mencionadas previamente durante a discussão dos cenários (itens 6.1 e 6.2):

- PIT/PSH-001 (Tabela 6.1);
- PIT/PSH-002 (Anexo – Figura A1);
- PIT/PSL-002 (Anexo – Figura A2);
- PIT/PSH-003 (Anexo – Figura A3);
- PIT/PSL-003 (Anexo – Figura A4);
- PIT/PSL-004 (Anexo – Figura A5);
- PIT/PSH-005 (Anexo – Figura A6);
- LIT/LSH-001 (Anexo – Figura A7);
- LIT/LSL-001 (Anexo – Figura A8).

No corpo deste trabalho será apresentada somente a documentação e especificação referente à SIF PIT/PSH-001, sendo as outras documentações encontradas no Anexo do mesmo.

**Tabela 6.1 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSH-001**

**TAG**

PIT/PSH-001

**Descrição da SIF**

Intertravamentode pressão alta na linha de saída de água do pré-aquecedor P-01 (C-13) fechando a válvula de bloqueio SDV-100, na linha de envio de água ao pré-aquecedor (E-05), e realizando *shutdown* da planta (fechamento da VLV-100 e VLV-101). O objetivo é identificar e proteger a planta da contaminação do sistema de água quente com gás, o que ocorreria em caso de rompimento dos tubos do trocador.

**Evento perigoso a ser evitado**

Contaminação das linhas de água C-13 e C-15, vazamento de gás, incêndio.

**Causas de demanda**

Ruptura de tubo trocador P-01.

**Consequência de falha na demanda**

Em caso de ocorrência da causa de demanda, a falha na demanda do SIF tornaria possível a ocorrência do perigoso a ser evitado.

**Consequência de “trip espúrio”**

Parada do Sistema de Gás Combustível.

**Especificação Funcional**

| TAG     | Descrição Iniciadores   | Modo Atuação | Modo Detecção |
|---------|---|--------------|---------------|
| PIT_001 | Em caso de aumento de pressão do sistema de gás combustível, envia sinal para o PLC central | Ativa        | HH            |
| TAG     | Descrição Elementos Finais  | Modo Atuação | Estado Seguro |
| VLV-100 | Válvula é fechada para <i>shutdown</i> seguro da planta ao receber sinal do PLC central     | Ativa        | Aberto        |
| SDV-100 | Válvula é fechada para <i>shutdown</i> seguro da planta ao receber sinal do PLC central     | Ativa        | Aberto        |

**Descrição da relação funcional entre Iniciadores e Elementos Finais**

Sinal de pressão alta na linha de água acarreta fechamento em SDV-100 e VLV-100.

**Descrição do Estado Seguro a ser administrado**

Linha C-13 operando em 17,2 bar e 124 °C.  
Linha C-15 operando em 17,4 °C.

**Especificação de SIL: Aplicação de LOPA**

| Cenário | Causa Iniciadora              | Evento de Impacto  | IPLs (Não SIF)   | RRF requerido | SIL recomendado |
|---------|-------------------------------|--|--|---------------|-----------------|
| 2       | Ruptura de tubo trocador P-01 | Contaminação de linha de água, vazamento de gás, incêndio. | PSV 100<br>Resposta de operador a alarme de detecção de gás no vaso de expansão de água quente | <10           | SIL 0           |

**SIL requerido para a SIF e observações**

SIL 0. Deve verificar-se a necessidade de um sistema de intertravamento. LOPA sugere a necessidade de apenas um sistema básico de controle de processo.

## Capítulo 7 – Conclusão

A partir do desenvolvimento deste estudo ficou clara a importância da realização concomitante das metodologias HAZOP-LOPA, de forma a contribuir e facilitar a avaliação dos riscos e eventuais mitigações necessárias. Ao realizar os dois processos de maneira integrada, mais fácil se torna o acoplamento entre os resultados dos dois métodos. Aumentando consequentemente a eficiência das ferramentas.

Destaca-se ainda que a principal contribuição da metodologia LOPA para um processo já em operação é adicionar um viés quantitativo a análise de HAZOP, caracterizando suas salvaguardas e funções instrumentadas como suficientes ou não. A partir dos resultados, caso as salvaguardas já existentes não sejam suficientes, a metodologia é capaz de determinar o que deve ser alterado a fim de se mitigar as eventuais falhas.

No caso de um processo ainda em fase de projeto, a principal contribuição da metodologia LOPA está na percepção do Nível de Integridade de Segurança antes de considerar a implementação da SIF. Quando se é obtido um SIL alto (maior ou igual a 3) para uma Função Instrumentada de Segurança (SIF), é recomendado reavaliar as salvaguardas (não SIF) em questão, assim como reavaliar o próprio design do processo.

Ao longo do estudo de caso verificou-se a importância de profissionais experientes durante a execução da metodologia, conclusão semelhante aquela observada por Maia e Borda (2012). Identificação de possíveis falhas no estudo, restrições operacionais e probabilidades mais verossímeis são algumas das contribuições que somente os profissionais da área poderiam oferecer. Destaca-se também a importância de uma análise crítica de um profissional experiente no processo para estimar as Frequências de Causa Inicial e as Probabilidades de Falha na Demanda. Neste trabalho foram utilizadas estimativas a partir de uma tabela padronizada e, portanto, passíveis de melhorias a partir de uma avaliação particular do processo. Outra possível oportunidade de melhoria é a caracterização das salvaguardas como sendo “IPL” ou não. Por mais que sejam conhecidos os requisitos mínimos de IPL, algumas salvaguardas necessitam de uma análise mais profunda e específica para o processo em questão, que especialistas na área são capazes de identificar.

Finalmente, através da Metodologia da Norma IEC-61511-3 (2003), da *International Electrotechnical Commission*– IEC, foi possível definir o Nível de Integridade de Segurança (SIL) para cada Função Instrumentada de Segurança (SIF) presente no sistema analisado. Ao verificar que nenhum SIF apresentou SIL igual ou superior a 3, não se fez necessária a reavaliação ou adição de salvaguardas ao processo.

Deste modo, ao longo da execução da metodologia foi possível, para o Sistema de Gás Combustível *Offshore*, responder ao seguinte questionamento: “Qual deve ser o Nível de Integridade de Segurança (SIL) necessário para que cada Função Instrumentada de Segurança (SIF) atenda aos requisitos mínimos de segurança?” Sendo assim possível o desenvolvimento da documentação e especificação para todas as SIFs estabelecidas.

## Referências Bibliográficas

AGUIAR, L. A. *Metodologias de análise de riscos APP & HAZOP*. Rio de Janeiro. Disponível em: <<http://www.saneamento.poli.ufrj.br> >, 2010.

KLETZ, T. *Lessons From Disaster - How Organizations Have no Memory and Accidents Recur*. London: Institution of Chemical Engineers. 1993.

PATÉ-CORNELL, M.E. *Learning from the Piper Alpha Accident: A Postmortem Analysis of Technical and Organizational Factors*. 1993.

API 14C - *Recommended Practice for Analysis, Design, Installation, and Testing of Basic Surface Safety Systems for Offshore Production Platforms*.

ARENDRT, J. Steven et al. *Managing safety: do's and dont's to 'OSHA- proof' your process hazard analyses*. *Chemical Engineering*. p. 90-100, mar. 1993.

CCPS, *Layer of Protection Analysis, Simplified Process Risk Assessment*. American Institute of Chemical Engineers, Center for Chemical Process Safety, New York, 2001.

CHAME, L. M. *Confiabilidade de sistemas instrumentados de segurança: análise custo-benefício de alternativas para o atendimento ao SIL requerido em instalações industriais*. 2007. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2007.

CROWL, D. A., LOUVAR, J. F. *Chemical process safety: fundamentals with applications*. USA: Prentice Hall, 2002.

DOWELL, A. (1998). *Layer of protection analysis for determining safety integrity level*. *ISA Transactions*, 37:155–165.

DUNJO, J., FTHENAKIS, V., VILCHEZ, Juan A., ARNALDOS, J. *Hazard and operability (HAZOP) analysis, A literature review*, *Journal of Hazardous Materials*, Vol. 173, 2010.

LASSEN, A.C. *Layer of protection analysis (LOPA) for determination of safety integrity level (SIL)*, The Norwegian University of Science and Technology, 2008.

MAIA, C.S. BORBA, T.A. *HAZOP de um sistema de gás combustível com apoio de simulação dinâmica*. Dissertação. (Graduação em Engenharia Química). Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2012.

NOLAN, Dennis P. *Application of HAZOP and What-if Safety Reviews to the Petroleum, Petrochemical and Chemical Industries*, 1<sup>st</sup> New Jersey: Noyes Publications, 1994.

PALLUZZI, R. P. *Pilot plant and laboratory safety*. USA: McGraw-Hill, 1994.

RENIERS, G.L.L., ALE, B.J.M., DULLAERT, W., FOUBERT, B. *Decision support systems for major accident prevention in the chemical process industry: A developers' survey*, *Journal of Hazardous Materials*, v.19, 2006.

SUMMERS, A. E. *Introduction to Layers of Protection Analysis*, *Journal of Hazardous Materials*, v. 104, pp. 163-168, 2003.

VAZ, J.C. *Síntese de controle e análise de cenários em plantas offshore de óleo e gás*. Dissertação. (Pós-Graduação em Tecnologia de Processo Químicos e Bioquímicos). Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2009.

## ANEXOS

**Tabela A1 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSH-002**

**TAG**

PIT/PSH-002

**Descrição da SIF**

Intertravamento de pressão alta na linha a jusante da PV-100, realizando *shutdown* na planta através do fechamento da VLV-100.

**Evento perigoso a ser evitado**

Ruptura de linhas e equipamentos, vazamento de gás, incêndio, explosão, 1 a 10 mortos.

**Causas de demanda**

Mau funcionamento da PV-100  
Fechamento indevido de válvulas manuais durante paradas operacionais

**Consequência de falha na demanda**

Em caso de ocorrência da causa de demanda, a falha na demanda do SIF tornaria possível a ocorrência do perigoso a ser evitado.

**Consequência de “trip espúrio”**

Em caso de acontecimento do evento de impacto, a falha na demanda do SIF ocasionaria aumento na severidade e extensão do evento de impacto.

**Especificação Funcional**

| TAG     | Descrição Iniciadores   | Modo Atuação | Modo Detecção |
|---------|---|--------------|---------------|
| PIT_002 | Em caso de aumento de pressão na linha C-18, envia sinal para o PLC central             | Ativa        | HH            |
| TAG     | Descrição Elementos Finais  | Modo Atuação | Estado Seguro |
| VLV-100 | Válvula é fechada para <i>shutdown</i> seguro da planta ao receber sinal do PLC central | Ativa        | Aberto        |

**Descrição da relação funcional entre Iniciadores e Elementos Finais**

Sinal de pressão alta na linha C-18 acarreta fechamento em VLV-100.

**Descrição do Estado Seguro a ser administrado**

PV-100 operando regularmente, sem aumento de pressão na linha C-18.  
C-18 operando a 98,1 Bar e 43,68 °C.

**Especificação de SIL: Aplicação de LOPA**

| Cenário | Causa Iniciadora   | Evento de Impacto  | IPLs (Não SIF) | RRF  | SIL recomendado |
|---------|--|--|----------------|------|-----------------|
| 5       | Mau funcionamento da PV-100  | Ruptura de linhas e equipamentos, vazamento de gás, incêndio, explosão, 1 a 10 mortos. | PSV-101        | 2,81 | SIL 0           |
| 6       | Fechamento indevido de válvulas manuais durante paradas operacionais | Ruptura de linhas e equipamentos, vazamento de gás, incêndio, explosão, 1 a 10 mortos. | PSV-101        | 2,81 | SIL 0           |

**SIL requerido para a SIF e observações**

SIL 2. O SIL recomendado para este processo seria 0. Todavia, este SIF encontra-se integrado a um SIF semelhante, porém de baixa pressão (PIT\_PSL\_PAL\_2). Assim devemos considerar o cenário mais restritivo entre os dois SIFs. O cenário 1 restringe a SIL 2.



**Tabela A2 - Documentação e Especificação da SIF PIT/PSL-002**

**TAG**

PIT/PSL-002

**Descrição da SIF**

Intertravamento de pressão baixa na linha a jusante da PV-100, realizando *shutdown* na planta através do fechamento da VLV-100. O objetivo do dispositivo é detectar vazamentos acentuados no sistema.

**Evento perigoso a ser evitado**

Parada do Sistema de Gás Combustível.  
Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos.

**Causas de demanda**

Falha na válvula VLV-100, VLV-101 ou controlador da PV-100.  
Ruptura de linha.

**Consequência de falha na demanda**

Em caso de ocorrência da causa de demanda, a falha na demanda do SIF tornaria possível a ocorrência do perigoso a ser evitado.

**Consequência de "trip espúrio"**

Parada do Sistema de Gás Combustível

**Especificação Funcional**

| TAG     | Descrição Iniciadores  | Modo Atuação | Modo Detecção |
|---------|--|--------------|---------------|
| PIT_002 | Em caso de redução de pressão na linha C-18, envia sinal para o PLC central.             | Ativa        | LL            |
| TAG     | Descrição Elementos Finais   | Modo Atuação | Estado Seguro |
| VLV-100 | Válvula é fechada para <i>shutdown</i> seguro da planta ao receber sinal do PLC central. | Ativa        | Aberto        |

**Descrição da relação funcional entre Iniciadores e Elementos Finais**

Sinal de pressão baixa na linha C-18 acarreta fechamento em VLV-100.

**Descrição do Estado Seguro a ser administrado**

PV-100 operando regularmente, sem redução de pressão na linha C-18.  
C-18 operando a 98,1 Bar e 43,68 °C.

**Especificação de SIL: Aplicação de LOPA**

| Cenário | Causa Iniciadora   | Evento de Impacto                    | IPLs (Não SIF) | RRF requerido | SIL recomendado |
|---------|--|--------------------------------------|----------------|---------------|-----------------|
| 1       | Falha das válvulas VLV-100 e VLV-101<br>Falha de controlador da PV-100 | Parada do Sistema de Gás Combustível | -              | 110           | SIL 2           |
| 4       | Ruptura de Linha   | Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos    | -              | 54            | SIL 1           |

**SIL requerido para a SIF e observações**

SIL 2

**Tabela A3 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSH-003**

TAG

PIT/PSH-003

**Descrição da SIF**

Intertravamento de alta pressão na linha a jusante da quebra de pressão para 40 kgf/cm<sup>2</sup>(linha C-19), realizando *shutdown* da planta através de fechamento da válvula VLV-100. É justificada pela mudança de pressão na linha. A linha C-19 não foi projetada para suportar a pressão da linha anterior (C-18). Protege, também, o vaso V-01 contra alta pressão.

**Evento perigoso a ser evitado**

Alta pressão vaso de Gás Combustível, gás *blowby*, parada para manutenção, gás para *flare*.  
Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos.

**Causas de demanda**

Ruptura do trocador P-03.  
Falha (fechada) de controle da FV-101.

**Consequência de falha na demanda**

Em caso de ocorrência da causa de demanda, a falha na demanda do SIF tornaria possível a ocorrência do perigoso a ser evitado.

**Consequência de “trip espúrio”**

Parada do sistema de gás combustível.

**Especificação Funcional**

| TAG     | Descrição Iniciadores  | Modo Atuação | Modo Detecção |
|---------|--|--------------|---------------|
| PIT_003 | Em caso de aumento de pressão na linha C-19, envia sinal para o PLC central.             | Ativa        | HH            |
| TAG     | Descrição Elementos Finais   | Modo Atuação | Estado Seguro |
| VLV-100 | Válvula é fechada para <i>shutdown</i> seguro da planta ao receber sinal do PLC central. | Ativa        | Aberto        |

**Descrição da relação funcional entre Iniciadores e Elementos Finais**

Sinal de pressão alta na linha C-19 acarreta fechamento em VLV-100.

**Descrição do Estado Seguro a ser administrado**

Trocador P-03 operando normalmente, sem vazamento.  
Linha C-05 (de P-03 a PV-40) operando a 28 °C e 98 bar.  
Linha C-19 (de PV-40 a V-01) operando a 5 °C e 39,2 bar.

**Especificação de SIL: Aplicação de LOPA**

| Cenário | Causa Iniciadora                      | Evento de Impacto   | IPLs (Não SIF) | RRF requerido | SIL recomendado |
|---------|---------------------------------------|---|----------------|---------------|-----------------|
| 16      | Ruptura do trocador P-03              | Alta pressão vaso de Gás Combustível, gás <i>blowby</i> , parada para manutenção, gás para <i>flare</i> , não há rompimento linha | PSV-102        | -             | SIL 0           |
| 17      | Falha (fechada) de controle da FV-101 | Ruptura de linha, Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos.  | PSV-102        | 2.7           | SIL 0           |

**SIL requerido para a SIF e observações**

SIL 1. O SIL recomendado para este processo seria 0. Todavia, este SIF encontra-se integrado a um SIF semelhante, porém de baixa pressão (PIT-PSL-PAL-3). Assim devemos considerar o cenário mais restritivo entre os dois SIFs. O cenário 15 restringe a SIL 1.

**Tabela A4 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSL-003**

TAG

PIT/PSL-003

**Descrição da SIF**

Intertravamento de baixa pressão na linha C-19, a jusante da quebra de pressão na linha para 40 kgf/cm<sup>2</sup>(linha C-19), realizando *shutdown* da planta através de fechamento da válvula VLV-100. O objetivo deste é a detecção de vazamentos acentuados no sistema.

**Evento perigoso a ser evitado**

Parada do Sistema de Gás Combustível  
Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos

**Causas de demanda**

Falha de controle da PV-40 (Falha Fechada).  
Ruptura de linha.

**Consequência de falha na demanda**

Em caso de ocorrência da causa de demanda, a falha na demanda do SIF tornaria possível a ocorrência do perigoso a ser evitado.

**Consequência de “trip espúrio”**

Parada do sistema de gás combustível.

**Especificação Funcional**

| TAG     | Descrição Iniciadores   | Modo Atuação | Modo Detecção |
|---------|---|--------------|---------------|
| PIT_003 | Em caso de redução de pressão na linha C-19, envia sinal para o PLC central             | Ativa        | LL            |
| TAG     | Descrição Elementos Finais  | Modo Atuação | Estado Seguro |
| VLV-100 | Válvula é fechada para <i>shutdown</i> seguro da planta ao receber sinal do PLC central | Ativa        | Aberto        |

**Descrição da relação funcional entre Iniciadores e Elementos Finais**

Sinal de pressão baixa na linha C-19 acarreta em fechamento em VLV-100.

**Descrição do Estado Seguro a ser administrado**

PV-40 operando normalmente.  
Linha C-05 (de P-03 a PV-40) operando a 28 °C e 98 bar.  
Linha C-19 (de PV-40 a V-01) operando a 5 °C e 39,2 bar.

**Especificação de SIL: Aplicação de LOPA**

| Cenário | Causa Iniciadora                           | Evento de Impacto                    | IPLs (Não SIF)                | RRF requerido | SIL recomendado |
|---------|--|--------------------------------------|-------------------------------|---------------|-----------------|
| 13      | Falha de controle da PV-40 (Falha Fechada) | Parada do Sistema de Gás Combustível | Resposta de operador a alarme | -             | SIL 0           |
| 15      | Ruptura de linha                           | Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos.   | -                             | 54            | SIL 1           |

**SIL requerido para a SIF e observações**

SIL 1

**Tabela A5 – Documentação e Especificação da SIF PIT/PSL-004**

TAG

PIT/PSL-004

**Descrição da SIF**

Intertravamento de pressão baixa na linha de saída do permutador gás-gás (C-20), realizando *shutdown* na planta através do fechamento da VLV-100 e VLV-101. Possui o objetivo de detectar vazamentos de gás do sistema.

**Evento perigoso a ser evitado**

Parada do Sistema de Gás Combustível  
Incêndio, Explosão, 1 a 10 Mortos

**Causas de demanda**

Falha de controle da PV-40 (Falha Fechada).  
Ruptura de linha.

**Consequência de falha na demanda**

Em caso de ocorrência da causa de demanda, a falha na demanda do SIF tornaria possível a ocorrência do perigoso a ser evitado.

**Consequência de “trip espúrio”**

Parada do sistema de gás combustível.

**Especificação Funcional**

| TAG     | Descrição Iniciadores   | Modo Atuação | Modo Detecção |
|---------|---|--------------|---------------|
| PIT_004 | Em caso de redução de pressão na linha C-20, envia sinal para o PLC central             | Ativa        | LL            |
| TAG     | Descrição Elementos Finais  | Modo Atuação | Estado Seguro |
| VLV-100 | Válvula é fechada para <i>shutdown</i> seguro da planta ao receber sinal do PLC central | Ativa        | Aberto        |

**Descrição da relação funcional entre Iniciadores e Elementos Finais**

Sinal de pressão baixa na linha C-20 acarreta em fechamento em VLV-100.

**Descrição do Estado Seguro a ser administrado**

PV-40 operando normalmente.  
Linha C-20 (de P-03 a P-04) operando a 31 °C e 39 bar.

**Especificação de SIL: Aplicação de LOPA**

| Cenário | Causa Iniciadora                           | Evento de Impacto  | IPLs (Não SIF)                | RRF Requerido | SIL recomendado |
|---------|--|--|-------------------------------|---------------|-----------------|
| 13      | Falha de controle da PV-40 (Falha Fechada) | Parada do Sistema de Gás Combustível                       | Resposta de operador a alarme | -             | SIL 0           |
| 15      | Ruptura de linha                           | Contaminação de linha de água, vazamento de gás, incêndio. | -                             | 54            | SIL 1           |

**SIL requerido para a SIF e observações**

SIL 1

**Tabela A6 - Documentação e Especificação da SIF PIT/PSH-005**

TAG

PIT/PSH-005

**Descrição da SIF**

Intertravamento de alta pressão na linha de saída de água do aquecedor P-04 (C-14), fechando a válvula de bloqueio SDV-101 (em E-06) e a VLV-101. O objetivo é proteger o sistema de água quente da contaminação com gás. Em caso de rompimento dos tubos do trocador.

**Evento perigoso a ser evitado**

Contaminação de linha de água, vazamento de gás, incêndio.

**Causas de demanda**

Ruptura do trocador P-04

**Consequência de falha na demanda**

Em caso de ocorrência da causa de demanda, a falha na demanda do SIF tornaria possível a ocorrência do perigoso a ser evitado.

**Consequência de "trip espúrio"**

Parada do Sistema de Gás Combustível.

**Especificação Funcional**

| TAG     | Descrição Iniciadores  | Modo Atuação | Modo Detecção |
|---------|--|--------------|---------------|
| PIT-005 | Em caso de aumento de pressão na linha C-14, envia sinal para o PLC central                        | Ativa        | HH            |
| TAG     | Descrição Elementos Finais   | Modo Atuação | Estado Seguro |
| SDV-101 | Válvula de bloqueio é fechada ao receber sinal do PLC para evitar danos ao sistema de água quente. | Ativa        | Aberto        |
| VLV-100 | Válvula é fechada para <i>shutdown</i> seguro da planta ao receber sinal do PLC central            | Ativa        | Aberto        |

**Descrição da relação funcional entre Iniciadores e Elementos Finais**

Sinal de pressão alta na linha C-14 acarreta em fechamento em VLV-100 e SDV-101.

**Descrição do Estado Seguro a ser administrado**

Linha C-22 operando a 50 °C e 39 bar.  
Linha C-14 operando a 121,4 °C e 121 bar.

**Especificação de SIL: Aplicação de LOPA**

| Cenário | Causa Iniciadora         | Evento de Impacto  | IPLs (Não SIF) | RRF requerido | SIL recomendado |
|---------|--------------------------|--|----------------|---------------|-----------------|
| 14      | Ruptura do trocador P-04 | Contaminação de linha de água, vazamento de gás, incêndio. | PSV-104        | -             | SIL 0           |

**SIL requerido para a SIF e observações**

SIL 0.

**Tabela A7 - Documentação e Especificação da SIF LIT/LSH-001**

TAG

LIT/LSH-001

**Descrição da SIF**

Intertravamento de nível alto no vaso V-01 realizando *shutdown* da planta, através de fechamento das válvulas VLV-100 e VLV-101. Possui o objetivo de evitar passagem de condensado para a linha de gás C-21 e consequente arraste de líquido para a turbina.

**Evento perigoso a ser evitado**

Arraste de líquido para turbina, parada emergencial do Sistema de Gás Combustível.

**Causas de demanda**

Mau funcionamento LV-100(falha fechada).  
Fechamento indevido da SDV-102.

**Consequência de falha na demanda**

Em caso de ocorrência da causa de demanda, a falha na demanda do SIF tornaria possível a ocorrência do perigoso a ser evitado.

**Consequência de "trip espúrio"**

Parada do Sistema de Gás Combustível.

**Especificação Funcional**

| TAG     | Descrição Inicializadores   | Modo Atuação | Modo Detecção |
|---------|---|--------------|---------------|
| LIT_001 | Em caso de aumento de nível no vaso V-01, envia sinal para o PLC central.               | Ativa        | HH            |
| TAG     | Descrição Elementos Finais  | Modo Atuação | Estado Seguro |
| VLV-100 | Válvula é fechada para <i>shutdown</i> seguro da planta ao receber sinal do PLC central | Ativa        | Aberto        |

**Descrição da relação funcional entre Inicializadores e Elementos Finais**

Sinal de nível alto em vaso V-01 acarreta em fechamento das válvulas VLV-100 e SDV-101.

**Descrição do Estado Seguro a ser administrado**

VLV-100 operando em nível normal.  
C-21 com gáscombustível operando a 4,6 °C e 39,2 °C.  
C-23 operando com condensado a 4,6 °C e 39,3 °C.

**Especificação de SIL: Aplicação de LOPA**

| Cenário | Causa Inicializadora   | Evento de Impacto                                    | IPLs (Não SIF) | RRF requerido | SIL recomendado |
|---------|--|--|----------------|---------------|-----------------|
| 26      | Mau funcionamento LV-100 (falha fechada)<br>Fechamento indevido da SDV-102 | Arraste de líquido para turbina, parada emergencial. | -              | 11            | SIL 1           |

**SIL requerido para a SIF e observações**

SIL 1

**Tabela A8 - Documentação e Especificação da SIF LIT/LSL-001**

*TAG*

LIT/LSL-001

*Descrição da SIF*

Intertravamento de nível baixo no Vaso V-01, fechando a saída do condensado do vaso através da válvula SDV-102. O objetivo do dispositivo é evitar a passagem de gás na corrente de condensado (gás *blowby*).

*Evento perigoso a ser evitado*

Gás *blowby*, parada para manutenção, gás para *flare*.

*Causas de demanda*

Mau funcionamento LV-100 (falha aberta).  
Ruptura de linha.

*Consequência de falha na demanda*

Em caso de ocorrência da causa de demanda, a falha na demanda do SIF tornaria possível a ocorrência do perigoso a ser evitado.

*Consequência de "trip espúrio"*

Parada operacional indesejada para manutenção.

*Especificação Funcional*

| TAG     | Descrição Iniciadores  | Modo Atuação | Modo Detecção |
|---------|--|--------------|---------------|
| LIT_001 | Em caso de redução de nível no vaso V-01, envia sinal para o PLC central                         | Ativa        | LL            |
| TAG     | Descrição Elementos Finais   | Modo Atuação | Estado Seguro |
| SDV-102 | Válvula de bloqueio é fechada ao receber sinal do PLC para evitar danos ao sistema de condensado | Ativa        | Aberto        |

*Descrição da relação funcional entre Iniciadores e Elementos Finais*

Sinal de nível baixo em vaso V-01 acarreta em fechamento da válvula SDV-102.

*Descrição do Estado Seguro a ser administrado*

VLV-100 operando em nível normal  
C-21 com gás combustível operando a 4,6 °C e 39,2 °C  
C-23 operando com condensado a 4,6 °C e 39,3 °C

*Especificação de SIL: Aplicação de LOPA*

| Cenário | Causa Iniciadora         | Evento de Impacto   | IPLs (Não SIF) | RRF requerido | SIL recomendado |
|---------|--------------------------|---|----------------|---------------|-----------------|
| 24      | Mau funcionamento LV-100 | <i>Gás blowby</i> , parada para manutenção, gás para <i>flare</i> , não há rompimento linha | -              | 10            | SIL 1           |

*SIL requerido para a SIF e observações*

SIL 1