UNIVERSIDADE DO VALE DO ITAJAÍ

MARIANA DA CRUZ MEYER

# ANÁLISE DE RISCO QUALITATIVA EM PROJETO INDUSTRIAL DE UNIDADE DE CO-GERAÇÃO DE VAPOR

ITAJAÍ
2005

# Livros Grátis

http://www.livrosgratis.com.br

Milhares de livros grátis para download.

MARIANA DA CRUZ MEYER

# ANÁLISE DE RISCO QUALITATIVA EM PROJETO INDUSTRIAL DE UNIDADE DE CO-GERAÇÃO DE VAPOR

Dissertação apresentada como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental, Curso de Pós-Graduação *Stricto Sensu* em Ciência e Tecnologia Ambiental, Centro de Ciências Tecnológicas da Terra e do Mar, Universidade do Vale do Itajaí

Orientador: Prof. Dr. Antonio Carlos Beaumord

ITAJAÍ
2005

**MARIANA DA CRUZ MEYER**

**ANÁLISE DE RISCO QUALITATIVA EM PROJETO INDUSTRIAL**

**DE UNIDADE DE CO-GERAÇÃO DE VAPOR**

Esta Dissertação foi julgada adequada para a obtenção do título de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental e aprovada pelo Programa de Mestrado Acadêmico em Ciência e Tecnologia Ambiental do Curso de Pós-Graduação *Stricto Sensu* em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade do Vale do Itajaí, Centro de Educação de Ciências Tecnológicas da Terra e do Mar.

Área de Concentração: Tecnologia e Gestão Ambiental

Itajaí, SC, outubro de 2005

_____

Prof. Dr. Paulo Ricardo Schwingel
Coordenador

_____

Prof. Dr. Antonio Carlos Beaumord
Orientador

_____

Prof. Dr. Georges Kaskantzis Neto
Universidade Federal do Paraná – Convidado Externo

_____

Prof. Dr. Alexandre Lerípio
UNIVALI – Convidado Interno

_____

Prof. Dr. Claudemir Radestski
UNIVALI – Convidado Interno

**AGRADECIMENTOS**

Ao Professor Antonio Carlos Beaumord, pela orientação, pela compreensão e incentivo oferecidos durante o desenvolvimento desta dissertação.

Ao Professor Paulo Ricardo Schwingel pela confiança e auxilio durante toda a jornada. Ao secretário do Mestrado Evandro, pelo auxilio, pela amizade e paciência.

Aos Professores membros da Banca, Georges Kaskantzis Neto, Claudemir Radestski e Alexandre Lerípio pelas contribuições e sugestões que proporcionaram a melhoria deste trabalho.

Ao meu pai Antonio Cruz, pelo apoio e amor de sempre, pela sua determinação e conhecimento técnico e com quem aprendi muito.

Ao meu irmão Gustavo, minha fonte de inspiração, agradeço pelo seu amor, pelo seu companheirismo, pela garra e por sempre estar ao meu lado.

A minha querida mãe Silvia agradeço pelo seu amor infinito, pelo carinho, pelos ensinamentos e por tudo o que sou nesta vida.

A todos os amigos, de todos os tempos, agradeço pela paciência nas horas ausentes, pelo incentivo e carinho.

**SUMÁRIO**

LISTA DE TABELAS .....VI
LISTA DE FIGURAS .....VII
RESUMO .....VIII
ABSTRACT.....IX

1 INTRODUÇÃO.....11
1.1 Introdução .....11
1.2 Objetivo Geral .....15
1.3 Objetivos Específicos.....16

2 ANÁLISE DE RISCO.....17
2.1 Risco e seus conceitos.....17
2.2 Análise de Risco .....20
2.3 Gestão de Risco e a Indústria.....23

3 TÉCNICAS DE ANÁLISE DE RISCO.....29
3.1 Técnicas.....30
3.2 Classificação de Risco .....38
3.3 Técnica HazOp .....40

4 ANÁLISE DE CONSEQÜÊNCIA.....45
4.1 Caracterização dos cenários acidentais.....47

5 METODOLOGIA .....52
5.1 Estrutura do trabalho.....63
5.2 Memorial descritivo do processo da unidade .....64

6 RESULTADOS E DISCUSSÃO .....71
6.1 Descrição dos cenários acidentais.....72
6.2 Recomendações proposta para projeto industrial.....86
6.3 Análise de conseqüência – estudos de casos.....87
6.4 Discussão dos resultados .....91

7 CONCLUSÕES.....97

8 REFERÊNCIAS.....99

ANEXOS .....104
ANEXO A – Planilhas HazOp.....104
ANEXO B – Fichas de Informação de Segurança de Produtos Químicos .....104
ANEXO C – Fluxograma de processo.....104

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Acidentes químicos ampliados em nível global.....pg 13
Tabela 2. Natureza dos resultados de técnicas de Análise de Riscos.....pg 29
Tabela 3. Categorias de freqüência dos cenários usadas em APR.....pg 38
Tabela 4. Categorias de severidade das conseqüências dos cenários.....pg 39
Tabela 5. Matriz de classificação de risco.....pg 39
Tabela 6. Palavras-guia e seus significados.....pg 43
Tabela 7. Modelo de planilha de nós-de-estudo.....pg 54
Tabela 8. Modelo de planilha dos desvios da intenção de operação.....pg 54
Tabela 9. Modelo de planilha das causas e conseqüências.....pg 55
Tabela 10. Classes de Estabilidade de Pasquill.....pg 58
Tabela 11. Valores típicos de comprimento de rugosidade.....pg 59
Tabela 12. Dados de entrada para as simulações.....pg 60
Tabela 13. Efeitos da Radiação Térmica.....pg 61
Tabela 14. Efeitos da Sobrepressão.....pg 62
Tabela 15. Características do Processo de Co-Geração de vapor.....pg 66
Tabela 16. Condições de Operação do Precipitador Eletrostático.....pg 68
Tabela 17. Cenários de vazamento de óleo diesel em área de tancagem.....pg 88
Tabela 18. Cenários de vazamento de óleo diesel em linhas de transferência.....pg 89
Tabela 19. Cenários de vazamento de petróleo em linhas de transferência.....pg 90

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Procedimento Global de uma Análise de Riscos.....pg 22
Figura 2. Princípios básicos do processo de Gerenciamento de Risco.....pg 25
Figura 3. Diagrama esquemático do processo de Gerenciamento de Riscos.....pg 28

## RESUMO

Ao longo das últimas décadas, muitas indústrias têm se envolvido em acidentes cujos reflexos econômicos, humanos e ambientais muitas vezes ultrapassam os limites de suas instalações. Vários fatores como a utilização de tecnologias mais avançadas e complexas, a geração de novos processos e produtos, o aumento da capacidade de armazenamento e o transporte de produtos perigosos fazem com que as plantas de processo químico apresentem um elevado grau de risco na atividade industrial. O surgimento dos acidentes ampliados fez com que aumentasse a pressão sobre as empresas no sentido de reduzirem seus riscos. Na realização de uma Análise de Riscos em plantas industriais os objetivos buscados são a prevenção, a previsão de falhas e acidentes, a minimização das conseqüências e o suporte na elaboração de planos de emergência. Para que estes resultados sejam alcançados, necessita-se adotar uma metodologia sistemática e estruturada de identificação e avaliação que é alcançada através da utilização das técnicas de Análise de Riscos. A utilização da técnica HazOp conduz a um estudo eficiente, detalhado e completo sobre as variáveis envolvidas no processo, sendo possível identificar sistematicamente os cenários de falhas que podem envolver múltiplos eventos independentes, podendo levar a situações de operação indesejáveis. O resultado do HazOp auxilia nas recomendações para melhorias das instalações industriais ou para estudos complementares.



**Palavras-chaves:** Risco, Análise de Risco, acidentes industriais**.**

## ABSTRACT

Over the last decades, a lot of industries have been involved in accidents where the economics, human and environmental reflexes exceed the installations limits. Many factors as the utilization of advanced and complex technologies, the creation of a new process and products, the increase on the storage capacity and transport of a danger products make chemistry process plants presents a high risk level in the industry activity. This large numbers of accidents demands over the companies to reduce their risks. In risk assessment carrying out on the industry plants the objectives are prevention, the failure and accidents forecast, the minimization of consequences and the support for emergency plans. The results will be reached if a systematic and structured methodology was adopt for identifying and evaluated risks using risk analysis techniques. The utilization of HazOp technique lead an efficient, detailed and complete study about the variables implicated in the process, and is possible identifying failures scenarios that involve a lot of multiples independent events, may be reaching a not desired operation situation. The result of HazOp technique aid the recommendation to get better industry installation or to complements studies.



**Key-words**: Risk, Risk Analysis, industries accidents.

# 1. INTRODUÇÃO

## 1.1. Introdução

A origem da indústria, em especial a indústria química, surgiu da necessidade de complementação das atividades básicas ligadas à preservação da vida humana. Em seu sentido mais amplo a química está presente em todas as facetas da vida do homem.

Desde o homem primitivo que utilizava o fogo, a metalurgia, o curtimento de couro, a fabricação de tecidos, a obtenção de remédios e a elaboração de alimentos até o homem atual, todas estas vantagens materiais e sociais obtidas através do uso de novas tecnologias sempre foram acompanhadas pelo surgimento de riscos. Nenhuma sociedade ou organização criada pelo homem conseguiu se sustentar sem riscos. Sob o ponto de vista individual ou social, toda decisão ou ação carrega algum risco associado a perdas pessoais, patrimoniais ou ambientais (WONGTSCHOWSKI, 1999).

As profundas alterações tecnológicas surgiram em meados do século XVIII com o aparecimento das máquinas de tear e das máquinas à vapor, marcando assim o início da Revolução Industrial. O desenvolvimento destas novas tecnologias de produção deu início, em meados do século XIX, ao surgimento dos processos de industrialização que trouxeram consigo o aparecimento de acidentes industriais (FREITAS *et al*, 2000).

Com a utilização da tecnologia de máquinas com acionamento a vapor, os Estados Unidos registraram somente no ano de 1836, a ocorrência de 14 acidentes (explosões) gerando um passivo de 496 óbitos. Na Inglaterra, durante o período de 1817 a 1838, os registros mostram a ocorrência de 23 acidentes com explosões, ocasionando 77 vítimas fatais.

Esta diferença do número de vítimas em relação ao número de acidentes se deve, em parte, ao fato das máquinas de vapor inglesas operarem com baixa pressão, gerando assim menores probabilidades de acidentes e com menores conseqüências. Os primeiros indícios de ações de prevenção de acidentes remontam a Europa, mais especificamente a Inglaterra, em meados do século XIX. A questão do emprego de novas tecnologias no processo de produção industrial e de seus acidentes já surgia como um problema público (FREITAS *et al*, 2000).

O pequeno porte das indústrias químicas nesta primeira fase da industrialização e o relativo afastamento entre as indústrias e os centros urbanos contribuiu para que a questão ambiental fosse sendo adiada. Nos anos subseqüentes, o número e o porte das indústrias aumentaram muito. O grande desenvolvimento e o sucesso da indústria química moderna originaram-se no êxito da realização de duas tarefas: a de descobrir novos produtos e materiais através de ensaios de laboratório e a de extrapolar estes ensaios para produções em escala industrial (WONGTSCHOWSKI, 1999).

Durante a Segunda Guerra Mundial, o aumento da demanda por novos materiais e produtos químicos acompanhado pela mudança da base de carvão para a utilização do petróleo, conduziram ao desenvolvimento e à expansão do complexo químico industrial. Estes fatos eram relevantes pois, os acidentes de pequeno porte, poderiam ter a sua extensão e sua gravidade restritas a área e ao tempo dos eventos mas, os acidentes químicos e nucleares de grande porte, possuíam extensão e gravidade ampliados ao local dos eventos.

O crescimento global nas atividades de produção, de armazenamento e de transporte de substâncias químicas nas décadas de 50 e 60 provocou um aumento no número de trabalhadores nas indústrias químicas. Conseqüentemente, os centros urbanos também se desenvolveram e se concentraram no entorno de áreas industriais.

Paralelamente a estes fatos, observava-se um aumento na freqüência e na gravidade dos acidentes químicos ocorridos nessas atividades. Nos anos 60, uma planta industrial de craqueamento de nafta, que produzia 50 mil toneladas/ano de etileno era considerada de grande porte. Em meados dos anos 80, plantas para a produção de etileno e propileno ultrapassaram a escala de 1 milhão de toneladas/ano.

No que se refere ao transporte e ao armazenamento de produtos, a capacidade dos petroleiros no pós-guerra cresceu de 40 mil toneladas para 500 mil toneladas e a capacidade de armazenamento de gás aumentou de 10 mil para 120 mil/150 mil $m^3$. No mesmo período, verifica-se que a comercialização mundial de produtos químicos orgânicos passou de 7 milhões de toneladas em 1950 para 63 milhões em 1970, 250 milhões em 1985 e 300 milhões em 1990 (FREITAS *et al*, 2000).

A conscientização mundial de que havia uma questão ambiental a ser respondida pelas indústrias químicas surgiu somente na segunda metade do século XX e mais propriamente nas últimas três décadas, sendo a redução da distância dos centros urbanos aos pólos industriais um dos fatores que mais contribuíram para este processo. A partir da década de 70 e 80, eventos marcantes vieram reforçar a questão ambiental.

A contaminação por cádmio do Rio Jinstsu na Baía de Toyama e a poluição por mercúrio da Baía de Minamata, ambas no Japão; o vazamento acidental de dioxinas em Seveso, Itália em 1976; o incêndio na fábrica da Sandoz na Basiléia, Suíça em 1986, que acabou contaminando o Rio Reno com uma série de produtos tóxicos e finalmente o pior deles, em Bophal Índia em 1984, onde um vazamento de isocianato de metila matou 2500 pessoas e feriu aproximadamente 200.000. Estes desastres ecológicos serviram para realçar a dramaticidade da questão ambiental e da segurança (FREITAS *et al*, 2000).

Com a ocorrência destes graves acidentes industriais (Tabela 1), que tiveram uma grande repercussão em virtude do número de mortos e feridos, começaram a surgir movimentos de protesto de parcelas da população, autoridades governamentais e de setores da própria indústria de processo de alto grau de risco.

Tabela 1 – Acidentes químicos ampliados em nível global.

| Data | País | Tipo de acidente | Substâncias | Mortes |
|---|---|---|---|---|
| 1968 | Japão | Contaminação da água | Cádmio | 100 |
| 1974 | Inglaterra | Vazamento e explosão | Ciclohexano | 28 |
| 1976 | Itália | Vazamento e intoxicação | Dioxina | - |
| 1978 | Espanha | Transporte rodoviário | Propileno | 216 |
| 1978 | México | Explosão | Butano | 100 |
| 1979 | URSS | Vazamento | Produtos diversos | 300 |
| 1981 | Venezuela | Explosão | Hidrocarbonetos | 145 |
| 1984 | Brasil | Explosão de oleoduto | Petróleo | 508 |
| 1984 | México | Explosão de reservatório | GLP | 550 |
| 1984 | Índia | Vazamento de dioxina | Isocianato de metila | 2500 |
| 1986 | URSS | Vazamento nuclear | Material radioativo | - |
| 2000 | Brasil | Vazamento na Baia da Guanabara | Petróleo (1,3 milhões de litros) | - |
| 2001 | Brasil | Vazamento no Rio Barigui | petróleo | - |
| 2001 | Brasil | Explosão da P-36 | petróleo | 11 |

Fonte: FREITAS *et al*, 2000.

Dentro da Comunidade Européia cada país possuía previamente sua própria legislação para gerenciar a segurança industrial. As dimensões e a gravidade desses acidentes demonstraram a necessidade de se implantar uma nova legislação que melhor atendesse as necessidades ambientais e de segurança das unidades industriais.

A mais bem conhecida ação em decorrência do acidente de Seveso foi o impulso gerado para a criação de um novo sistema regulamentador denominado “Diretiva de Seveso” adotado pela Comunidade Européia em junho de 1982. Nesta nova estrutura regulamentadora os Estados-Membros seriam responsáveis por assegurar que as suas instituições internas obedeçam às novas diretrizes objetivando um gerenciamento de risco adequado com vistas às questões de segurança e de meio ambiente das instalações industriais.

Na mesma década, os governos e entidades governamentais começam a emitir um grande número de normas sobre o combate à poluição do ar, das águas, do solo, sobre o manuseio, transporte e armazenagem de produtos tóxicos, recuperação de áreas contaminadas e responsabilidade sobre danos causados ao meio ambiente (FREITAS *et al*, 2000).

Com a evolução das políticas prevencionistas, passou-se a analisar mais criteriosamente os riscos industriais e os métodos para reduzí-los. A filosofia de prevenção de perdas foi utilizada como ferramenta para a tomada de decisões técnicas e gerenciais, tanto ao nível de prevenção de acidentes do trabalho, como de acidentes catastróficos envolvendo as instalações, o meio ambiente e o público em geral.

Neste contexto, os Estudos de Análise de Riscos (EAR) e os Programas de Gerenciamento de Riscos (PGR) converteram-se em ferramentas de grande importância para a prevenção de acidentes. Estes acidentes podem afetar direta ou indiretamente o ambiente e a segurança industrial ou outras atividades nas quais manipulam-se substâncias perigosas.

Os estudos de AR propiciam os subsídios necessários para o conhecimento detalhado das falhas que podem conduzir a um acidente, bem como suas conseqüências, possibilitando a implantação de medidas para a redução de riscos e a elaboração de planos de emergência para a resposta aos acidentes.

O estudo deste trabalho foi realizado em uma Unidade Industrial de Co-geração de Vapor em fase de projeto que operará com equipamentos de alta pressão e produtos perigosos e inflamáveis, dentre eles, óleo diesel e óleo combustível 1A. A unidade produzirá energia elétrica a partir de turbinas operadas com vapor superaquecido.

Os cenários acidentais possíveis de ocorrência na Unidade Industrial estão relacionados a vazamentos de produtos seguidos ou não de incêndio e/ou explosão, ocasionando assim danos ao patrimônio, à população interna e externa, à unidade e ao meio ambiente no seu entorno. Este estudo poderá ser aplicado também para outros setores da indústria que apresentem características operacionais como armazenamento de produtos inflamáveis e geração de vapor.

## 1.2. Objetivo Geral

O objetivo deste trabalho consiste na realização de uma Análise de Riscos em uma Unidade Industrial de Co-Geração de Vapor em fase de projeto. Nesta análise foram avaliadas as substâncias químicas existentes na unidade, os equipamentos e o processo industrial através da aplicação da técnica HazOp (qualitativa).

Esta técnica forneceu elementos concretos para a identificação das possíveis seqüências de eventos que possam levar à ocorrência de acidentes. Medidas corretivas foram também sugeridas pelos analistas durante a aplicação da técnica nas reuniões técnicas e deverão ser adotadas pela Unidade Industrial para minimização ou eliminação dos riscos.

## 1.3. Objetivos Específicos

Como objetivos específicos têm-se:

- Identificação das causas e conseqüências de possíveis acidentes, tais como vazamento de produto, incêndio e ou explosão;
- Identificação e priorização dos cenários de acidentes potenciais de vazamento de produto, incêndio e ou explosão;
- Elaboração de recomendações com o objetivo de minimizar a possibilidade de ocorrência de um evento indesejável ou mitigar as possíveis conseqüências resultantes de acidentes (vazamento de produto, incêndio e ou explosão) que possam vir a ocorrer na unidade Industrial.
- Avaliação de estudos de casos relacionados aos possíveis cenários acidentais encontrados na unidade industrial de Co-Geração de vapor;
- Comparação dos resultados dos estudos de casos com os cenários de vazamento de produto, incêndio e ou explosão encontrados na planta industria para estimar as dimensões dos danos e auxiliar o processo de elaboração de um Plano de Emergência.

# 2. ANÁLISE DE RISCO - CONTEXTUALIZAÇÃO

## 2.1. Risco e seus conceitos

As aplicações de risco são muito antigas e, provavelmente, surgiram ao redor de 3200 a.C. no vale dos rios Tigre-Eufrates, quando um grupo chamado Asipu serviu como consultor para traduzir os sinais dos deuses para pessoas que trabalhavam com riscos, incertezas, ou dificuldade de decisões (MOLAK, 1997).

A origem da moderna Análise de Risco quantitativa está muito ligada às idéias religiosas. A partir do século 4 a.C. numerosas obras foram escritas discutindo a probabilidade de vida após a morte (COVELLO e MUMPOWER, 1985).

Correr riscos sempre fez parte da história antiga e a necessidade de avaliação dos mesmos alcançou o ocidente há cerca de setecentos a oitocentos anos. A avaliação do risco estava muito vinculada à estimativa de tempo de vida e ao longo dos anos passou a ser empregado de forma mais ampla no controle de perigos em áreas como doenças epidêmicas, poluição e acidentes de transporte.

Bernstein (1997), no livro *Desafio aos Deuses*, conta que a palavra risco é uma derivação italiana antiga para *risicare*. Seu significado resume-se a uma expressão do pensamento que muito tem a ver com a evolução social, científica e tecnológica do Homem: *ousar*. Sob esta raiz, o risco vem ser uma “opção” da humanidade e não um “destino” divinamente traçado.

A palavra *risq*, em árabe, significa algo que lhe foi dado por Deus e do qual você tirará proveito, possuindo um significado de algo inesperado e favorável ao indivíduo. Em latin, *riscum* conota algo também inesperado, mas possuindo sentido desfavorável ao indivíduo.

Em grego, uma derivação do árabe *risq*, esta palavra relata a probabilidade de um resultado sem imposições positivas ou negativas. O francês *risque* tem significado negativo, mas ocasionalmente possui conotações positivas, enquanto que, em inglês, *risk* possui associações negativas bem definidas (WHARTON, 1992).

Portanto, a palavra risco pode significar desde um resultado inesperado de uma ação ou decisão, seja esta positiva ou negativa, até, sob um ponto de vista mais científico, um resultado não desejado e a probabilidade de ocorrência do mesmo. No trabalho abordar-se-á o risco como a incerteza de ocorrência de um evento indesejado dentro de um sistema industrial.

Neste sentido, são diversas as definições encontradas que buscam um significado mais completo para a palavra risco. São vários os conceitos, mas um ponto comum entre eles é a inclusão da noção de probabilidade. Para Conway (1982), risco é definido como a medida da probabilidade e da severidade de efeitos adversos. Inhaber (1982) o define como a probabilidade de ocorrer acidentes e doenças, resultando em ferimentos ou mortes.

Risco é uma ou mais condições de uma variável que possui o potencial suficiente para degradar um sistema, seja interrompendo e/ou ocasionando o desvio das metas de maneira total ou parcial, e/ou aumentando os esforços programados em termos de pessoal, equipamentos, instalações, materiais, recursos financeiros, etc (BASTIAS, 1977).

Jackson e Carter (1992) concordam com o fato que o conceito de risco está associado a uma falha de um sistema, sendo a possibilidade de um sistema falhar usualmente entendida em termos de probabilidade. No entanto, preferem trabalhar com a possibilidade de falha de um sistema ao invés da probabilidade, alegando que a visão probabilística somente preocupa-se com a ocorrência de um evento dentro de uma população, enquanto que, ao analisar a possibilidade de falha, passa a preocupar-se com um evento em particular.

Observam-se duas tendências claras na definição de risco, uma que aborda o risco objetivamente e outra subjetivamente. Sob o ponto de vista objetivo, o risco assinala a probabilidade de perdas dentro de um determinado período específico de atividade de um sistema, e pode ser expresso como a probabilidade de ocorrência de acidentes e/ou danos a pessoas, ao patrimônio, ou prejuízos financeiros e pode ser facilmente quantificado através de medidas estatísticas. Sob a visão subjetiva, o risco está relacionado à possibilidade de ocorrência de um evento não desejado e depende de uma avaliação individual sobre a situação, sendo assim, pouco quantificável (DE CICCO, 1994).

O grau do risco é função do efeito adverso que pode resultar de uma ação particular. Risco não é sinônimo de perigo. Descer uma escada, por exemplo, representa um risco real de acidentes, porém é um exagero considerar este ato perigoso.

Como é impossível eliminar o risco, o melhor a fazer é tentar estabelecer uma comparação entre o risco e os benefícios. Um número muito maior de pessoas morreria de frio se o governo banisse o uso de aquecedores a gás, por causa do risco de incêndios ou explosões. Nesse caso, o benefício ultrapassa o risco largamente e a decisão, desse modo, torna-se mais fácil.

Nas últimas duas décadas a palavra risco vem sendo amplamente utilizada na literatura com objetivos distintos tais como: risco de negócio, social, econômico, segurança, investimento, empresarial e risco ambiental. O Risco Ambiental é aquele que ocorre no meio ambiente, seja ambiente interno (no caso de uma indústria) ou externo (KAPLAN e GARRICK, 1981).

Ele também pode ser classificado de acordo com o tipo de cenário acidental (incêndio, explosão, descarga contínua), exposição (instantânea, crônica), probabilidade de ocorrência, severidade, reversibilidade, duração e a ubiqüidade de seus efeitos (SORS, 1982).

No contexto da gestão governamental, o risco ambiental pode ser também classificado como: saúde pública, perda de recursos naturais, desastres naturais e introdução de novos produtos. Nas atividades industriais, podem-se encontrar ainda dois tipos de riscos:

- Risco com características crônicas – aquele que apresenta uma ação contínua por longo período. Por exemplo, os efeitos sobre os recursos hídricos, a vegetação, o solo e a saúde.
- Risco Agudo – decorrente de emissões de energia ou matéria em grandes concentrações, em um curto espaço de tempo.

Riscos tecnológicos ambientais (RTA's) são todos os problemas relativos aos contaminantes ambientais e que estão, de uma maneira ou de outra, associados ao crescente processo de industrialização. Este tipo de risco vem ocorrendo desde o final do século passado, em que ao lado do incremento das pesquisas, do desenvolvimento e da difusão de novas tecnologias, os processos de produção e seus produtos ocasionam um aumento no risco de acidentes, causando danos aos ecossistemas e à saúde do homem (BERGER, 1982).

## 2.2. Análise de Risco

A Análise de Risco constitui um importante instrumento para a identificação de riscos em uma unidade produtora ou em uma determinada atividade. A Análise consiste no exame sistemático de uma instalação industrial (projeto novo ou unidade existente) de sorte a se identificar os riscos presentes no sistema e formar opinião sobre ocorrências potencialmente perigosas e suas possíveis conseqüências.

A análise é usada normalmente para a identificação de riscos nas diferentes unidades de produção, permitindo a elaboração de mapas de risco do meio

interno e externo. Enquanto o risco é calculado utilizando-se modelos para a toxicidade, emissões líquidas ou gasosas, dispersão, incêndios e explosões, os efeitos são calculados em razão da distância do ponto de ocorrência (FERRÃO, 1998).

O uso de métodos de análises matemáticas do risco fornece subsídios objetivos e racionais para auxiliar na tomada de decisões. Uma maneira de expressar o risco matematicamente é por intermédio do uso da probabilidade, que mostra a proporção dos casos nos quais um evento pode ocorrer.

Ela está sempre entre os números zero e um. Um evento impossível de acontecer tem probabilidade igual a zero, ao passo que um evento certo de acontecer tem probabilidade igual a um. Todos os outros casos se situam entre esses dois números.

O risco envolve cadeias de causas e efeitos, nos quais séries de eventos individuais se combinam para produzir um desastre. Para se calcular o risco combinado é importante estimar as probabilidades dos eventos individuais (FERRÃO, 1998).

No início do processo da análise dos riscos, devem-se utilizar técnicas apropriadas e simples com a finalidade de identificar os riscos para em seguida, aplicar técnicas mais sofisticadas para avaliar a redução ou eliminação dos riscos. O procedimento básico para uma análise de risco inclui:

- Identificação das falhas potenciais;
- Cálculo da quantidade de material emitido quando ocorre uma falha;
- Estimativa do impacto de cada emissão nos equipamentos da indústria, nas pessoas, no meio ambiente e na propriedade (ABDALLAH, 1997).

Este procedimento pode ser aplicado para toda uma indústria ou para parte dela. Já o estudo de Avaliação de Risco é recomendado para as grandes instalações em geral e para as indústrias químicas e de energia que lidam com materiais tóxicos e reativos. Eles são classificados pela Organização Mundial de Saúde (OMS) como produtos de toxicidade aguda e também apresentam alta probabilidade de risco de incêndios e explosões (BRILHANTE e CALDAS, 1999).

Após a realização dos estudos de riscos, aplicam-se os resultados num processo de gerenciamento de riscos propondo ações de mitigação dos riscos. A redução dos mesmos muitas vezes envolve mudanças expressivas no projeto da unidade produtiva.

Assim, uma análise de risco seria mais efetiva se realizada durante a fase de projeto da unidade, quando mudanças no próprio projeto, no *layout* e modificações na indústria poderiam ser feitas com facilidade e a baixo custo.

O procedimento global para o desenvolvimento de uma análise de riscos pode ser visualizado na figura 1.

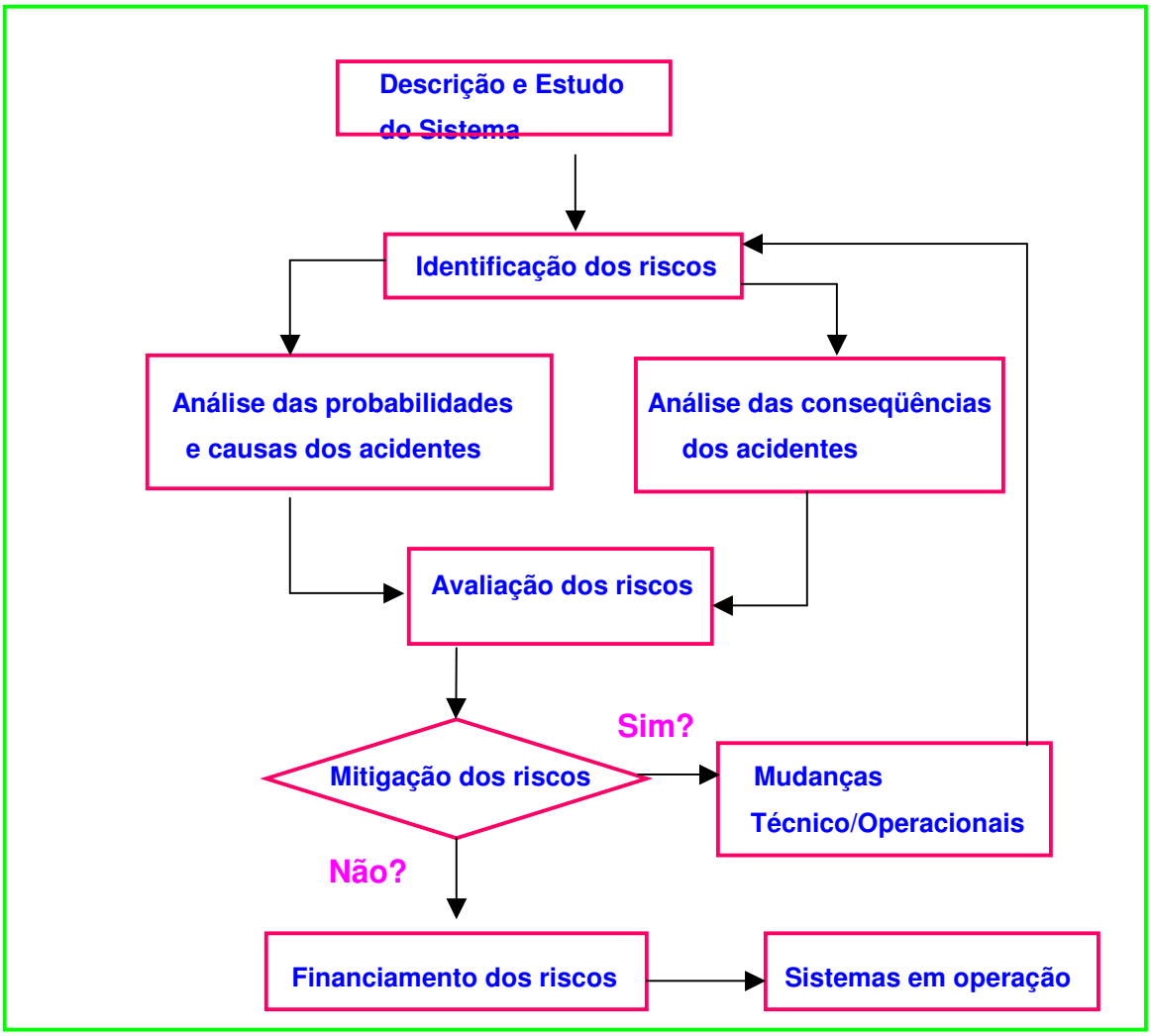


Figura 1. Procedimento Global de uma Análise de Riscos. (Souza, 1995).

De qualquer maneira, mesmo uma análise de risco efetuada em uma unidade já existente e em operação ainda mostra uma enorme gama de oportunidades para reduzir as conseqüências dos riscos de acidentes (PRITCHARD, 1997).

## 2.3. Gestão de Risco e a Indústria

Ao longo das últimas décadas, muitas indústrias em todo mundo têm se envolvido em acidentes cujos reflexos econômicos, humanos e ambientais muitas vezes ultrapassam os limites de suas instalações.

Devido à natureza intrínseca das substâncias e dos produtos que manuseiam, as plantas de processo químico estão sujeitas a uma gama de riscos que podem não raramente, produzir danos irreparáveis aos equipamentos, bem como ocasionar graves lesões ou até mesmo a morte aos trabalhadores e às comunidades adjacentes.

A utilização de tecnologias mais avançadas e complexas, o maior número de matérias-primas e insumos utilizados pelas indústrias, a geração de novos processos e produtos e o aumento das capacidades de armazenamento e de transporte de produtos perigosos contribuíram para o aumento do risco de acidentes industriais. E desta forma, o aumento do risco de acidentes de grande severidade fez com que aumentasse a pressão sobre as empresas no sentido de reduzirem seus riscos.

As empresas devem esclarecer às comunidades sobre as características dos mesmos e difundir as medidas a serem adotadas em caso de emergência para a contenção eficiente dos riscos. Neste sentido, o gerenciamento de riscos surgiu como instrumento de mitigação e administração de riscos presentes no meio industrial, oferecendo filosofias e ferramental técnico.

A gestão visa otimizar o uso da tecnologia, a qual sofre avanços acelerados e, não raramente, incompatíveis com os padrões mínimos de segurança que devem estar presentes dentro de atividades industriais. O gerenciamento de riscos dentro de uma empresa representa a possibilidade de se atribuir segurança e confiabilidade aos processos e procedimentos, constituintes do seu ambiente operacional. Ele permite a integração de dois pólos que, até então, se relacionavam indiretamente: a segurança do trabalho e a segurança patrimonial.

A origem da gerência de riscos se confunde com a própria evolução do prevencionismo. Dentro da gerência de riscos estão aglutinados todos os aspectos apresentados pelas diversas filosofias prevencionistas que surgiram ao longo dos tempos, sob uma ótica gerencial e objetiva.

Nos Estados Unidos e em países europeus, a gerência de riscos (*Risk Management*) surgiu há aproximadamente 40 anos, logo após a Segunda Guerra Mundial, e vem sendo sustentada e aprimorada pela ação conjunta de empresários, trabalhadores e organizações governamentais.

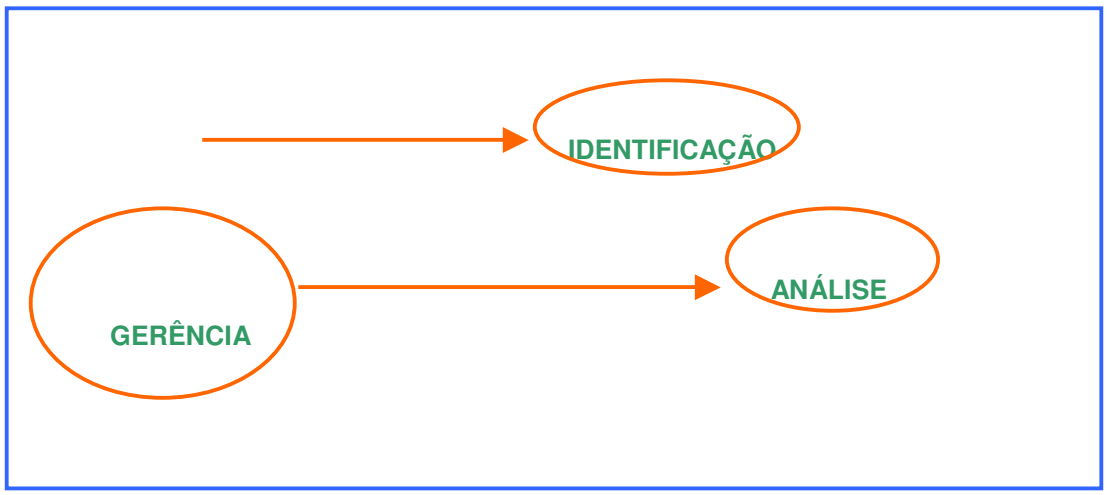
No Brasil, a gerência de riscos foi introduzida pelas filiais de empresas multinacionais com o objetivo de reduzir os custos relativos ao pagamento de seguros e, ao mesmo tempo, aumentar a proteção do patrimônio e dos trabalhadores. Porém, somente no final da década de 80 e início da década de 90 é que o gerenciamento de riscos começou a ser divulgado e utilizado de forma mais ampla por um número maior de empresas (SOUZA, 1995).

Gestão do risco trata-se de um processo que inclui seleção e implementação da ação regulatória mais apropriada, tomando por base os resultados do processo de avaliação de risco, do controle tecnológico disponível, da análise de custo-benefício, do risco aceitável, do número aceitável de casos, da análise política e dos fatores sociais e políticos (HALLENBECK, 1986).

O gerenciamento de riscos consiste no levantamento, avaliação e domínio dos riscos da empresa, fundamentados em princípios econômicos. Também salienta que o domínio dos riscos é tarefa essencial da direção da empresa, sendo o objetivo primário do gerenciamento de riscos garantir a satisfação das metas almejadas pela empresa, minimizando a possibilidade de ocorrência de eventos perturbadores que prejudiquem o funcionamento normal da mesma (SELL, 1995).

De Cicco e Fantazzini (1994) definem gerência de risco como a ciência, a arte e a função que visam proteger os recursos humanos, materiais e financeiros de uma empresa através da eliminação ou redução de seus riscos financiando os riscos remanescentes conforme seja economicamente mais viável. Portanto, o gerenciamento de riscos busca a diminuição de erros e falhas e o estabelecimento de planos de ação de emergência para a mitigação de acidentes, não se restringindo apenas à administração dos gastos com seguros, como muitas vezes é entendido.

A gerência de riscos, *a priori*, baseia-se na identificação, análise, avaliação e tratamento dos riscos puros dentro de uma empresa, com o objetivo de minimizar a possibilidade e a probabilidade de ocorrência de incidentes e acidentes, melhorando a segurança e reduzindo os gastos com seguros (Figura 2).



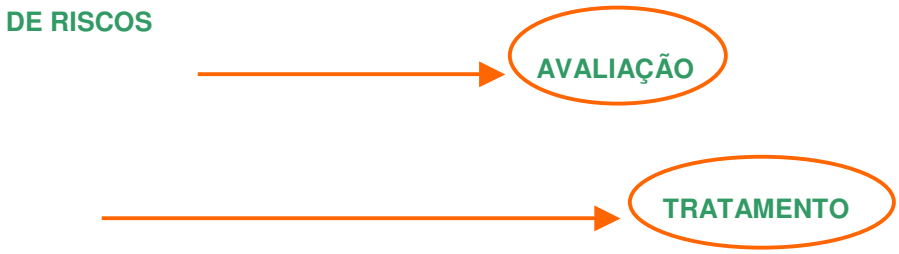



Figura 2. Princípios básicos do processo de Gerenciamento de Risco.

O estabelecimento de etapas ou fases dentro de um processo de gerenciamento de riscos não é bem claro devido à profunda ligação existente entre cada ponto do procedimento e, portanto não existe unanimidade neste sentido. Sell (1995) divide o processo de gerenciamento de riscos em quatro fases: a análise de riscos, na qual se procura reconhecer e avaliar os potenciais de perturbação dos riscos; a identificação das alternativas de ação, onde ocorre a decisão de evitar, reduzir, transferir ou assumir os riscos identificados; a elaboração da política de riscos; e, por fim, a execução e o controle das medidas de segurança adotadas.

De Cicco e Fantazzini (1994) preferem dividir o Gerenciamento de Riscos em três etapas: a identificação e a análise de riscos, a avaliação de riscos e o financiamento de riscos. Na fase de identificação e análise dos riscos se utilizam as técnicas de análise de risco.

Considera-se que as técnicas são como caixas de ferramentas e, portanto, não existem ferramentas boas ou ruins, mas sim ferramentas usadas de maneira adequada ou não. É na fase de avaliação dos riscos que deve ser avaliado se a situação é aceitável ou não através dos cálculos de risco social e individual. A avaliação de risco é um processo que inclui conjuntamente a análise do risco e a análise de segurança, em que a primeira é uma avaliação quantitativa das conseqüências das decisões, e a segunda, a avaliação do nível do risco aceitável para a sociedade (CANTER, 1989).

A avaliação de risco é uma caracterização sistêmica e científica do potencial adverso dos efeitos das exposições humanas a agentes ou atividades perigosas. Importante instrumento de política ambiental, o processo de avaliação de risco começou a ser usado mais freqüentemente a partir dos anos 80 e é empregado em uma gama muito variada de problemas.

Seu campo de aplicação abrange desde os efeitos da poluição ambiental em seres humanos e nos ecossistemas até as decisões financeiras. Os diferentes enfoques utilizados para se efetuar uma avaliação de risco vão desde o estudo de uma propriedade química, física ou biológica de um determinado material ou atividade, até o cálculo numérico de índices e a apresentação de informações sobre probabilidade de ocorrência e conseqüências de eventos catastróficos (ANSELL e WHARTON, 1992).

Conway (1982) define Avaliação de Risco Ambiental (ARA) como o processo da avaliação conjunta de dados científicos, sociais, econômicos e de fatores políticos que precisam ser considerados para a tomada de decisão sobre, por exemplo, a proibição, o controle ou a gestão de produtos ou atividades no meio ambiente. A decisão final envolve a medição científica do risco e o julgamento social, no qual os benefícios dos produtos ou atividades são comparados ao risco.

Na fase de financiamento dos riscos procura-se eliminar ou controlar os riscos. A melhor solução sempre é eliminar os riscos. Um exemplo de eliminação de risco ocorreu nos anos 70, onde o tratamento de água de resfriamento das unidades industriais era feito à base de cromo e o descarte de efluentes líquidos, contendo cromo, carreava uma severa carga de contaminantes.

Nos anos 80, o cromo foi substituído por produtos à base de fosfato e o risco de descarte de efluentes, fora de especificação em cromo, foi eliminado. Mas em

muitas atividades os riscos não podem ser eliminados e medidas devem ser adotadas para evitar que um risco venha a se transformar em um problema (LAGE, 2000).

A Figura 3 estabelece um procedimento básico para o desenvolvimento de processos de gerenciamento de riscos. A identificação, a análise e a avaliação dos riscos informam as potencialidades das perdas e danos passíveis de ocorrência no sistema e após esta etapa, o processo de gerenciamento é complementado pelo tratamento dos riscos.

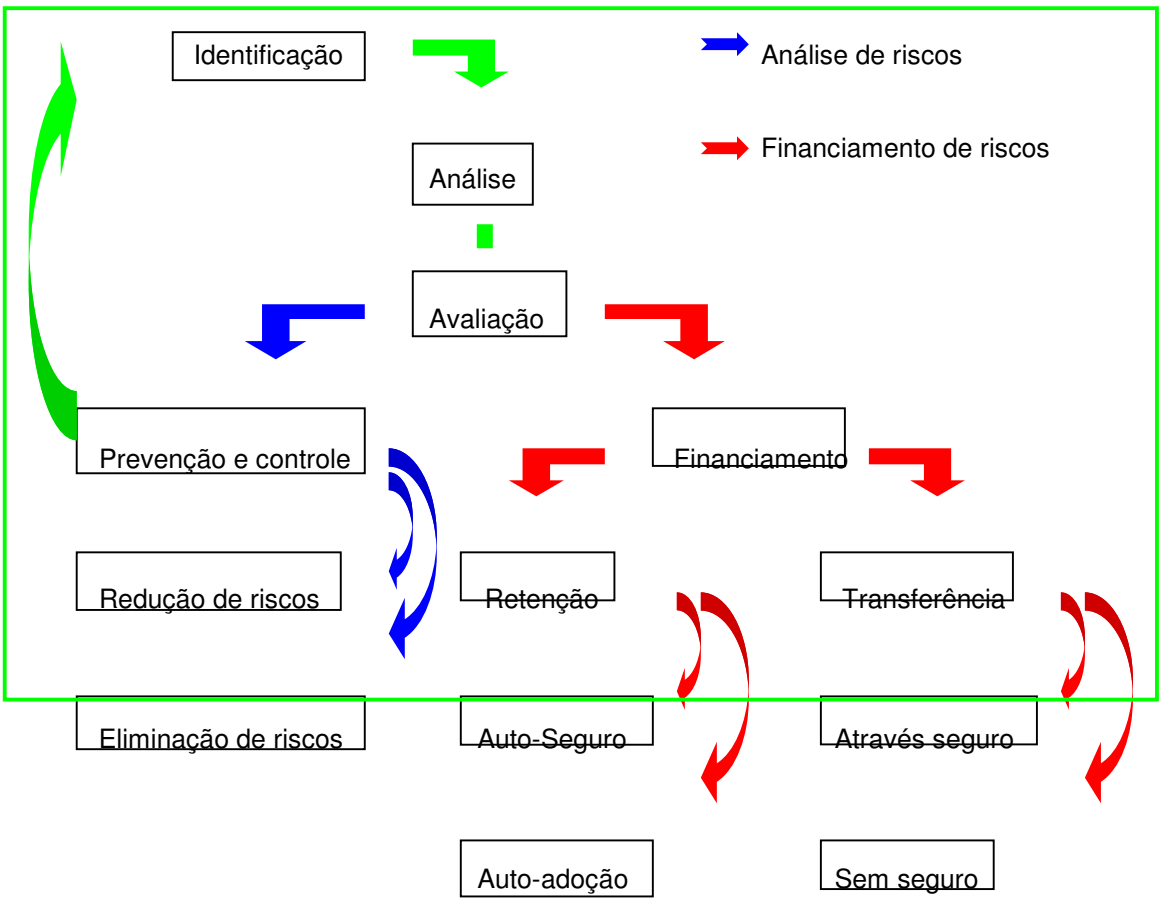



Figura 3. Diagrama esquemático do processo de Gerenciamento de Riscos. (Souza, 1995).

No tratamento dos riscos, deve-se escolher uma das seguintes alternativas: a eliminação, a redução, a retenção ou a transferência dos riscos identificados. As decisões de eliminação ou redução dos riscos do processo realimentam a etapa de análise de riscos, e as alternativas de retenção e transferência de riscos constituem a etapa de financiamento de riscos (DE CICCO e FANTAZZINI, 1994).

Até recentemente os procedimentos dos estudos de risco resultavam em uma abordagem fragmentada do risco, baseada em ações conflituosas que ignoravam a interdependência dos componentes ambientais, e investigava os riscos associados com químicos individuais ao invés de misturas de químicos. Apesar de muitos anos de gerenciamento do risco ambiental e de acidentes, não existia até então um procedimento geral que fosse uniformemente aplicado e aceito. A integração efetiva da gestão do risco ao gerenciamento ambiental requer uma estrutura que engaje um grande leque de interessados e que estude a interdependência e os efeitos cumulativos dos vários problemas.

# 3. TÉCNICAS DE ANÁLISE DE RISCO

Durante a realização de uma análise de riscos em plantas industriais os objetivos buscados são a prevenção, a previsão de falhas e de acidentes, a minimização das conseqüências e o apoio na elaboração de planos de emergência. Para que estes resultados sejam alcançados, necessita-se adotar uma metodologia sistemática e estruturada de identificação e avaliação de riscos, que é alcançada através da utilização das técnicas de análise de riscos.

As técnicas de Análise de Riscos podem ser qualitativas e ou quantitativas, ou ambas, conforme o objetivo a que se propõem e, principalmente, conforme a natureza dos seus resultados. Podem-se observar alguns exemplos analisando a tabela 2.

Tabela 2. Natureza dos resultados de técnicas de Análise de Riscos.

| TÉCNICA | ANÁLISE E RESULTADOS |
|---|---|
| Checklist | Qualitativa |
| Análise Preliminar de Riscos (APR) | Qualitativa |
| “What-if” | Qualitativa |
| Técnica de Incidentes Críticos (TIC) | Qualitativa |
| Estudo de Operabilidade e Riscos (HazOp) | Qualitativa |
| Análise de Modos de falha e Efeitos (AMFE) | Qualitativa e Quantitativa |
| Análise de Árvore de Falhas (AAF) | Qualitativa e Quantitativa |
| Análise de Árvore de Eventos (AAE) | Qualitativa e Quantitativa |

A seguir, são apresentadas descrições sumarizadas sobre as técnicas de análise de riscos mais utilizadas:

## 3.1. Técnicas

### 3.1.1. Lista de Riscos *(Checklist)*:

A técnica de *checklist* é entre todas as formas, a mais simples para avaliar os riscos. O *checklist* pode identificar e reconhecer os riscos e proteger a unidade industrial tomando por base os padrões aceitos para o projeto. A técnica pode ser aplicada para equipamentos, procedimentos ou materiais, e consiste de uma série de questões, específicas para cada tipo de processo, aplicadas para uma situação de interesse.

Um *checklist* também pode ser usado se o projeto proposto já possui um histórico operacional substancial de maneira que as áreas que apresentem problemas potenciais sejam relativamente conhecidas. O desenvolvimento do *checklist* necessita de um profissional que conheça o processo, a sua história e seus riscos

inerentes, ainda que, para a aplicação do checklist, não se exija pessoal qualificado.

Os *checklist* são adaptados para os processos onde a maioria dos riscos já foram identificados, eliminados e reduzidos. Eles utilizam como base a experiência operacional e se a tecnologia é desenvolvida ou parcialmente testada, sugere-se o emprego de outra técnica de análise de riscos (SARKIS, 2002).

### 3.1.2. Análise Preliminar de Riscos - APR *(Preliminary Hazard Analysis* - PHA):

A APR é uma técnica de análise de riscos satisfatória que pode ser realizada por um ou dois indivíduos com experiência em riscos. Aplica-se o método quando novas tecnologias são usadas que ainda carecem de maiores informações sobre seus riscos. Esta técnica é geralmente efetuada nas etapas preliminares do projeto.

A APR lista os materiais perigosos, componentes de equipamentos e condições de operações de processo. Para cada risco, identificam-se as possíveis causas suas conseqüências e as medidas corretivas que deverão ser adotadas.
Estes dados obtidos são listados em uma tabela específica. A análise desta tabela apresenta os resultados na forma de uma lista de recomendações para redução ou eliminação dos perigos, porém a lista dos processos requer uma análise mais completa (SARKIS, 2002).

### 3.1.3. Análise *"what if":*

*"What if"* pode identificar os riscos e suas conseqüências e ajudar a desenvolver alternativas para a redução do potencial de risco. Uma análise *"what if"* usualmente começa pelo início do processo e formula uma série de questões relativas aos processos descontrolados ou em funcionamento inadequado. Dois são os exemplos de questionamento: o que aconteceria se o operador falhasse em dar partida o sistema de ventilação? O que aconteceria se o compressor de ar falhasse? (SPECHT, 2002).

Geralmente, as questões iniciais são desenvolvidas como resultado de uma análise prévia do APR. Questões adicionais baseadas nos resultados da análise inicial "*what if*" podem ser adicionadas.

A estrutura da análise *"what if*" é livre, permitindo a sua adaptação para cada área de interesse. Cabe acrescentar que a análise pode ser aplicada não somente para processos e equipamentos, mas também para procedimentos e interações de operadores.

Muitas vezes, as conseqüências de uma resposta para uma questão particular são determinantes, e discussões sobre o risco podem sugerir modificações de processos no sentido de reduzir ou eliminar os riscos potenciais. A efetividade deste tipo de análise depende apenas das respostas às questões, sendo influenciadas pela experiência de quem responde.

### 3.1.4. Revisão de Segurança (*Safety Review)*:

As revisões de segurança são formalizadas em investigações *in loco* que, tipicamente, são conduzidas na planta durante as operações de produção. Elas podem completar outras técnicas de análise de risco que são efetuadas fora do local da planta ou mesmo antes da planta entrar em operação. As pesquisas de risco são conduzidas para identificar as condições da planta e os procedimentos, que podem apresentar desvios em relação aos padrões do projeto (SOUZA, 1995).

O comitê de pesquisa de risco inclui operadores, gerentes, equipe de manutenção, equipe de higienistas industriais e o time da área de segurança, que vivenciam a situação diária da fábrica. A pesquisa gera recomendações para a implantação das melhorias do sistema de segurança na forma de relatório escrito,

Estas recomendações são utilizadas em análises subseqüentes para documentar as mudanças nas condições operacionais da unidade industrial.

Uma pesquisa típica de segurança geralmente é conduzida por dois a cinco profissionais. A pesquisa pode incluir *checklist* ou análise simplificada *"what if"* para cada operação em particular, como parte de uma pesquisa global, e pode se concentrar na adequação de procedimentos e nas alterações de alguns equipamentos ou de substâncias que representem risco potencial ou mesmo à inclusão de equipamentos novos.

Embora a manutenção preventiva de equipamentos, muitas vezes, possa identificar os problemas, a pesquisa de risco possibilita tornar mais detalhada a visão para a identificação de áreas que apresentem problemas.

### 3.1.5. Árvore de decisão:

É uma ferramenta de grande praticidade de uso e aplicabilidade por pessoas do nível operacional. Está baseada em questionamentos e respostas para cada etapa do processo. Entretanto, trata-se de uma ferramenta estática que não permite, por si só, a reavaliação dos resultados provenientes das decisões tomadas.

### 3.1.6. Técnica de Incidentes Críticos – TIC:

Este é um procedimento relativamente novo dentro da análise de riscos, resultado de estudos no Programa de Psicologia de Avaliação da Força Aérea dos Estados Unidos. Esta técnica busca identificar os riscos de um sistema através da análise do histórico de incidentes críticos ocorridos, os quais são levantados por

intermédio de entrevistas com as pessoas que possuem experiência sobre o processo em análise (BROWN, 1998).

### 3.1.7. Análise de Modos de Falha e Efeitos - AMFE *(Failure Modes and Effects Analysis* - FMEA):

A AMFE, método de análise de risco relativamente rigoroso e direto conhecido também como de falha, de efeito e de análise crítica, considera integral e individualmente cada componente do processo e/ou sistemas mecânicos e descreve as funções de cada um deles e todos os potenciais de modos de falha (KOLLURU *et al*, 1996).

O método se preocupa essencialmente com componentes mecânicos e determina a causa destas falhas e os efeitos. Devido a este fator, problemas relacionados a processos químicos, os quais envolvem substâncias reativas, podem ser negligenciados e, portanto, não devem ser analisados apenas pela AMFE.

Falhas que tenham efeito significativo podem ser identificadas por outras análises. É possível que as causas das falhas sejam provenientes de inúmeros fatores, incluindo falhas de sistemas, falhas humanas ou a combinação de ambas (BROWN, 1998).

Segundo Palady (1997), a AMFE é uma ferramenta proativa, implicando na eliminação de problemas potenciais antes que eles sejam realmente criados em um protótipo.

### 3.1.8. Análise de Árvore de Falha - AAF *(Fault Tree Analysis* - FTA):

A AAF é um método sistemático para determinar e exibir a causa de um grande evento indesejável. O método inicia com o “topo” (ou final) do evento e desenvolve uma árvore lógica, mostrando as causas de evento através do uso de operadores lógicos “e” e “ou” (SARKIS, 2002).

A análise da árvore de falha identifica pequenos grupos de eventos iniciadores, resultando no evento principal disposto no topo da árvore. Estes grupos de eventos são chamados de "conjuntos de pontos mínimos" *(minimal cut set*s). Se cada evento, em um conjunto de pontos mínimos, ocorre, o topo do evento irá ocorrer.

A partir destes conjuntos de pontos mínimos, desenvolvem-se as recomendações para minimizar a probabilidade do evento iniciador, reduzindo a probabilidade de ocorrência do evento principal (KOLLURU *et al*, 1996).

Uma extensão adicional da AAF é a Análise Probabilística de Riscos. Com a árvore de falha totalmente desenvolvida, são atribuídas probabilidades para a ocorrência de cada evento nos conjuntos de pontos mínimos para determinar a probabilidade do evento topo. Entretanto, a incerteza na PRA leva a uma dificuldade na determinação da probabilidade dos eventos.

A probabilidade resulta dos dados da taxa de falhas dos equipamentos, mas, infelizmente, estes dados não são muito confiáveis em alguns casos, e, em outros, inexistentes. Se os equipamentos são usados em uma configuração não testada ou foram recentemente desenvolvidos, poucos dados sobre suas falhas podem estar disponíveis. Por esta razão as PRA's geralmente apresentam um alto grau de incerteza. Entretanto, se dados confiáveis podem ser obtidos, a PRA pode provar ser um dos mais eficientes métodos para a determinação do risco total de uma planta ou processo.

A PRA é utilizada especialmente para o estabelecimento de prioridades, visando reduzir todas as probabilidades de falhas, devido ao fato de um evento de uma série poder ser o mais provável e, portanto, ser um ponto lógico para a intervenção imediata (KOLLURU *et al*, 1996).

### 3.1.9. Análise de Árvore de Evento - AAE *(Event Tree Analysis* - ETA):

A AAE é similar à AAF em alguns passos. Como na AAF, desenvolve-se um esboço da estrutura da análise de eventos com cenários de risco. Contudo, a AAF apresenta uma árvore lógica orientada verticalmente, enquanto que as árvores AAE são construídas horizontalmente.

A AAE inicia com um evento novo e move-se para frente, preferencialmente do início para o final do evento. Esse método permite a análise de cada etapa através de um cenário cronológico, enquanto considera a resposta do sistema de segurança e do pessoal de operação. Com isto, pode-se fazer uma boa antecipação de todas as contingências.

Se há probabilidade de um evento começar e a resposta do sistema for conhecida, é possível calcular a probabilidade da resposta final. Entretanto, as probabilidades de resposta do sistema e do evento inicial são geralmente desconhecidas (KOLLURU *et al*, 1996).

Uma árvore de evento completa descreve o processo em vários estados alternativos de falhas. Se todas as conseqüências e suas falhas forem discriminadas em um documento, para cada conseqüência pode ser dada uma codificação específica, indicando a falha que a originou.

Existem outras técnicas de análise que são menos utilizadas, mas que possuem grande importância em estudos de riscos. Elas são apresentadas a seguir:

### 3.1.10. Management Oversight and Risk Tree – MORT:

Esta técnica possui os mesmos fundamentos da AAF, ou seja, baseia-se no desenvolvimento de uma árvore lógica, porém aplicada à estrutura organizacional e gerencial da empresa.

### 3.1.11. Técnica para Predição do Erro Humano (*Technique for Human Error Predicting - THERP)*:

A técnica para predição do erro humano busca identificar as atividades humanas que possam gerar riscos dentro de um sistema, bem como estimar e analisar as falhas provenientes destes erros. Uma avaliação dos fatores que influencia na performance de operadores, técnicos e outros trabalhadores de plantas industriais também é objetivo desta técnica. Geralmente é utilizada como auxiliar à AAF para a estimativa de taxas de falhas relativas a erros humanos.

### 3.1.12. Análise por Simulação Numérica Aleatória (*Random Number Simulation Analysis - RNSA)*:

Esta técnica foi desenvolvida em 1974 e utiliza a AAF como fundamento, porém, ao invés de atribuir um valor probabilístico para o evento, trabalha com um intervalo de probabilidades no qual a falha possa ocorrer.

### 3.1.13. Índices de Risco Dow e Mond (*Relative Ranking – Dow and Mond Indices):*

Os índices Dow e Mond fornecem um meio fácil e direto para estimativa dos riscos de uma planta industrial. Este método baseia-se na atribuição de penalidades e créditos a determinados aspectos da planta. Assim, aos materiais ou às condições do processo que podem contribuir para uma falha são atribuídas penalidades, enquanto que aos aspectos relativos à segurança da planta, que podem mitigar os efeitos de uma falha, são atribuídos créditos. Desta forma, as penalidades e os créditos são combinados resultando no índice relativo ao grau de risco da planta analisada (BROWN, 1998).

A escolha da técnica que será utilizada em um procedimento de Análise de Riscos se baseia no grau de especificidade que se pretende atingir com o desenvolvimento da análise em questão, de tal forma que questões como os objetivos da análise, a gravidade dos riscos, a complexidade do processo, a natureza dos sistemas envolvidos, as informações e os dados necessários, o custo e o tempo gastos com a análise devem ser considerados.

Recomenda-se, primeiramente, o desenvolvimento de uma análise qualitativa, devido a estas técnicas apresentarem uma relativa facilidade de execução. Elas não necessitam da utilização de recursos adicionais como softwares e cálculos matemáticos. As técnicas quantitativas complementam e aprofundam a análise anterior (FARBER, 1991).

Salienta-se que, muitas vezes, uma técnica da análise detalhada e bem estruturada, como HazOp ou AMFE, deve ser usada como técnica básica para o desenvolvimento de uma análise de riscos de um processo (ARENDT, 1993). Em subsistemas do processo menos complexos ou onde os riscos sejam menores, deve-se fazer uso de técnicas "*what if*", enquanto que em subsistemas mais complexos e com riscos mais severos deve-se desenvolver uma análise mais detalhada e, portanto, técnicas como AAF devem ser utilizadas nestes casos.

Segundo o mesmo autor, o segredo está em selecionar as técnicas que melhor se adaptem às exigências da análise, utilizando uma técnica como base e complementando suas deficiências com outras técnicas de análise de maneira tal que se desenvolva um estudo eficiente, sem trabalhar demasiadamente o problema.

## 3.2. Classificação de Risco

A classificação do grau de risco dos cenários acidentais que são identificados pelas técnicas pode ser qualitativa ou quantitativa.

**Classificação Qualitativa:**

Para as instalações industriais mais simples, a análise qualitativa pode fornecer resultados satisfatórios. Os termos da equação de risco “freqüência” e “conseqüência” são estimados por meio de categorias de análise (tabelas 3 e 4).

Tabela 3 - Categorias de freqüência dos cenários usadas em APR.

| Categoria | Denominação | Descrição |
|---|---|---|
| A | Muito improvável | Cenários que dependam de falhas múltiplas de sistemas de proteção ou ruptura por falha mecânica de vasos de pressão. Conceitualmente possível mas, extremamente improvável de ocorrer durante a vida útil da instalação. |
| B | Improvável | Falhas múltiplas no sistema (humanas e/ou equipamentos) ou rupturas de equipamentos de grande porte. Não esperado ocorrer durante a vida útil da instalação. Sem registro de ocorrência prévia na instalação. |
| C | Ocasional | A ocorrência do cenário depende de uma única falha (humana ou equipamento).Pouco provável ocorrer durante a vida útil da instalação. |
| D | Provável | Esperado uma ocorrência durante a vida útil do sistema. |
| E | Frequente | Pelo menos uma ocorrência já registrada do cenário no próprio sistema. Esperando ocorrer várias vezes durante a vida útil da instalação. |

Fonte: FEPAM, 2000.

Tabela 4 – Categorias de severidade das conseqüências dos cenários.

| Categoria | Denominação | Descrição/Características |
|---|---|---|
| I | Desprezivel | Incidentes operacionais que podem causar indisposição ou mal-estar ao pessoal e danos insignificantes ao meio ambiente e equipamentos (facilmente reparáveis e de baixo custo). Sem impactos ambientais. |

| | | |
|---|---|---|
| **II** | **Marginal** | Com potencial para causar ferimentos leves ao pessoal, pequenos danos ao meio ambiente ou equipamentos/instrumentos. Redução significativa da produção. Impactos ambientais restritos ao local da instalação, controlável. |
| **III** | **Crítica** | Com potencial para causar ferimentos de gravidade moderada ao pessoal, danos severos ao meio ambiente ou equipamentos/instrumentos. Parada ordenada da unidade de produção. Impactos ambientais fora da instalação. |
| **IV** | **Catastrófica** | Com potencial para causar várias vítimas fatais. Danos irreparáveis às instalações e ao meio ambiente, levando à parada desordenada da unidade (reparação lenta ou impossível). |

Fonte: FEPAM, 2000.

As classificações para os dois termos são cruzadas em uma matriz de riscos (tabela 5) que fornece a classificação final da hipótese acidental.

Tabela 5 - Matriz de classificação de risco.

| **Severidade** | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| **Freqüência** | | **I** | **II** | **III** | **IV** |
| | **E** | **3** | **4** | **5** | **5** |
| | **D** | **2** | **3** | **4** | **5** |
| | **C** | **1** | **2** | **3** | **4** |
| | **B** | **1** | **1** | **2** | **3** |
| | **A** | **1** | **1** | **1** | **2** |
| Critério utilizado para freqüência:<br>A= muito improvável<br>B= improvável<br>C= ocasional<br>D= provável | | Critério utilizado para severidade:<br>I= desprezível<br>II= marginal<br>III= crítica | | Critério utilizado para risco:<br>1= desprezível<br>2= pequeno<br>3= moderado | |

Fonte: FEPAM, 2000.

**Classificação Quantitativa:**

Nas instalações mais complexas, como as unidades de processo contínuo, são realizados os cálculos das freqüências através das Análises Quantitativas Árvore de Falhas (AAF) ou a Análise por Árvore de Eventos (AAE). Estas técnicas dedutivas são usadas para calcular as probabilidades dos eventos iniciais ou finais, fornecendo assim resultados quantitativos. A freqüência final estimada para o acidente é calculada a partir dessas probabilidades elementares; já as conseqüências dos acidentes serão estimadas com base nos resultados das análises de vulnerabilidade e de conseqüências (PETROBRAS, 1991).

As análises de vulnerabilidade e de conseqüências fornecem informações aplicáveis, diretamente, ao planejamento de controle de emergências. Nelas, aparecerão, indicadas às áreas internas e externas nas quais os impactos do acidente se farão sentir. Estas áreas devem ser objetos de planejamento de medidas para proteção, a fim de impedir a ocorrência de efeitos negativos sobre os trabalhadores (espaço interno) e sobre a população vizinha (espaço externo).

## 3.3. Técnica HazOp - Estudo da Operabilidade e Riscos *(Hazard and Operability Studies*)

A utilização da técnica HazOp (qualitativa) para a realização de uma Análise de Riscos conduz a um estudo eficiente, detalhado e completo sobre as variáveis envolvidas no processo. Durante a aplicação do HazOp, é possível identificar sistematicamente os caminhos pelos quais os equipamentos que constituem o processo industrial podem falhar ou serem inadequadamente operados, ou seja, identificar cenários de falhas que envolvem múltiplos eventos independentes, o que levaria a situações de operação indesejadas.

Apesar de se tratar de uma técnica desenvolvida na década de 60 pela Indústria Química Inglesa, não existe ainda uma padronização quanto ao seu uso, quanto às formas de apresentação dos resultados obtidos e sobre como conduzir eficientemente o estudo (SOUZA, 1995).

O HazOp baseia-se na revisão da planta através de uma série de reuniões, durante as quais um grupo composto de diversos especialistas realiza um *brainstorming* sobre o fluxograma da planta em busca de riscos, seguindo uma estrutura pré-estabelecida. Os grupos de indivíduos, cada qual com suas qualificações específicas, incluindo operadores, pessoal de manutenção, engenheiros de projeto, engenheiros de processo, higienistas industriais, engenheiros de segurança, engenheiros químicos, e outros envolvidos com o processo, fazem parte deste método. A experiência HazOp, essencial para o líder, não é tão importante para o restante da equipe (KOLLURU *et al*, 1996).

Uma das grandes vantagens deste *brainstorming* é que ele estimula a criatividade e gera idéias, através da interação do grupo com os diversos conhecimentos dos seus integrantes. Desta forma os integrantes da equipe têm a oportunidade de pensar em todos os modos pelos quais um evento indesejado pode ocorrer ou um problema operacional possa surgir, oferecendo assim, um alto potencial para reavaliar pontos fracos existentes.

A maior desvantagem do HazOp refere-se ao período consumido e o número de participantes, maiores do que nos outros métodos. No entanto, para minimizar a possibilidade de que algo seja omitido, a reflexão é executada de maneira sistemática: cada circuito é analisado, linha por linha, para cada tipo de desvio passível de ocorrência nos parâmetros de funcionamento do processo (BROWN, 1998).

Estes desvios de processos são gerados por uma série de palavras guias combinadas aos parâmetros de processo, e posteriormente aplicados em pontos específicos (nós-de-estudo) dos fluxogramas do processo, cujas conseqüências são determinadas ao longo da análise com a probabilidade relativa de cada ocorrência. O resultado do HazOp auxilia nas recomendações para melhorias ou para complementações adicionais de estudos, baseando-se nas probabilidades e conseqüências dos desvios.

Projetos de equipamentos, manutenção e procedimentos operacionais e sistemas de gerenciamento são também avaliados. Devem-se inserir os resultados destas avaliações em uma tabela para documentação.

As investigações HazOp permitem identificar várias formas de desvios do projeto, algumas das quais podem ser julgadas como notáveis e apresentar conseqüências potencialmente perigosas. O HazOp atualmente tem sua maior aplicação em projetos de novas unidades industriais e em ampliações de unidades já existentes, principalmente devido a algumas imposições legais (PRITCHARD, 1997).

A técnica HazOp possui alguns termos específicos que serão utilizados no desenvolvimento da análise em questão. São eles:

- Nós-de-estudo: são os pontos do processo que serão analisados nos casos em que ocorram desvios.
- Desvios: são afastamentos das intenções de operação, ou seja, distúrbios provocados nas variáveis operacionais do sistema.
- Intenção de operação: define os parâmetros de funcionamento normal da planta, na ausência de desvios.
- Causas: são os motivos pelos quais os desvios ocorrem.
- Conseqüências: são os resultados decorrentes de um desvio da intenção de operação.
- Parâmetros do processo: são as variáveis físicas do processo (ex: vazão, temperatura, pressão) e os procedimentos operacionais.
- Palavras-guia: são palavras simples utilizadas para qualificar os desvios da intenção de operação e para guiar e estimular o grupo de estudo ao *brainstorming*.

Aplicando as palavras-guia aos parâmetros do processo em cada nó-de-estudo da planta, procura-se descobrir os desvios da intenção de operação passíveis de ocorrência (KOLLURU *et al*, 1996). A tabela 6 apresenta as palavras-guia mais utilizadas para a realização de um HazOp.

Tabela 6 - Palavras-guia e seus significados.

| **Palavras-Guia** | **Significados** |
|---|---|
| Não / Nenhum | Negação da intenção projetada. |
| Mais (mais alto) | Acréscimo quantitativo. |
| Menos (mais baixo) | Decréscimo quantitativo. |
| Parte de | Decréscimo qualitativo. |
| Além de | Acréscimo qualitativo. |
| Reverso / Ao contrário de | Oposto lógico da intenção. |
| Outro que não | Substituição completa. |

### 3.3.1. HazOp: como desenvolver a técnica

Para a realização de um estudo de riscos e operabilidade de um projeto industrial são necessários um planejamento prévio e a organização das atividades que serão desenvolvidas. O desenvolvimento da análise de riscos através da técnica HazOp será dividido em cinco etapas:

- **Definição dos objetivos do estudo** - a explicitação do escopo da análise deve ser a mais clara possível, de modo a definir o campo de atuação da equipe que desenvolverá o estudo.

- **Seleção o grupo de estudo** - no caso de plantas industriais em fase de projeto, a composição básica do grupo de estudo deve ser:
  - ❖ Líder da equipe: ele deve ter experiência em estudos de HazOp para que possa garantir que o grupo siga os procedimentos da técnica.

- Chefe do projeto: normalmente é o engenheiro responsável por manter os custos do projeto dentro do orçamento.
- Engenheiro de processos: geralmente é o engenheiro que elaborou o fluxograma do processo.
- Engenheiro de automação: terá um papel importante nos sistemas de controle e proteção bastante automatizados.
- Engenheiro eletricista: ele deverá fazer parte do estudo caso o projeto envolva aspectos importantes de continuidade de fornecimento de energia (processos contínuos).
- Operadores experientes de processo na planta industrial.

- **Preparo do material necessário ao estudo** – os dados necessários ao desenvolvimento do estudo consistem tipicamente de vários fluxogramas do processo, *layouts* da planta, especificações de equipamentos, diagramas de sistemas de controle, procedimentos operacionais, parâmetros de operação e programas de produção. Com o material separado, o líder da equipe deve planejar a seqüência de assuntos a serem tratados no decorrer das reuniões.

- **Execução do estudo** – a metodologia consiste primeiramente em dividir a planta em nós-de-estudo para a aplicação das palavras-guia a cada parâmetro de processo do nó-de-estudo escolhido, gerando desvios da intenção de operação. Quando um risco é identificado, o líder da equipe deve garantir que todos os membros do grupo compreendam as causas e as conseqüências deste risco, devendo haver um consenso sobre quais medidas devem ser adotadas para minimizar ou eliminar seus efeitos.

- **Registro dos resultados** – os desvios gerados pelos parâmetros do processo, bem como suas causas, suas conseqüências e ações necessárias, devem ser registrados. Este registro pode ser feito por qualquer membro da equipe e como é praticamente impossível registrar manualmente tudo o que é dito, é usual a gravação das seções, o que salva o conteúdo completo das discussões e o raciocínio por trás da sugestão adotada (SOUZA, 1995).

# 4. ANÁLISE DE CONSEQÜÊNCIAS

A análise de conseqüência busca a estimativa das áreas potencialmente sujeitas aos efeitos físicos danosos (sobrepressão, radiação térmica e nuvem de gases tóxicos) de liberações acidentais de substâncias perigosas ou de energia descontrolada. O principal objetivo desta análise é apresentar a extensão da área no entorno das instalações industriais que pode estar sujeita aos efeitos de possíveis acidentes, considerando as condições ambientais predominantes da região.

A metodologia de uma análise de conseqüência consiste na aplicação de modelos matemáticos com suporte de computação para quantificar os efeitos dos possíveis acidentes. Estes efeitos físicos possuem o potencial de ocasionar danos às pessoas, às instalações e ao meio ambiente e sua extensão é proporcional à intensidade do efeito físico causador do dano.

Os cálculos permitem dimensionar o alcance dos impactos dos acidentes no espaço da instalação industrial e de sua vizinhança. Os dados utilizados para o cálculo são:

- Características dos equipamentos,
- Parâmetros de operação,
- Condições do ambiente (dados meteorológicos, topografia) (DUARTE, 2002).

A partir desses dados é possível saber a que distância os efeitos do acidente se farão sentir, com que intensidade e em quanto tempo. Para a avaliação destas áreas vulneráveis, a primeira etapa é a “caracterização do cenário de acidente”, que consiste na apresentação de todas as condições físicas e hipóteses necessárias para a determinação dos efeitos físicos do acidente, tais como o produto vazado, a localização do vazamento na instalação e as suas condições físico-químicas no momento do vazamento.

Caracterizado o cenário, aplicam-se os modelos de cálculo, obtendo-se assim a delimitação das áreas que poderão ser atingidas por cada um dos efeitos físicos de interesse. Os modelos disponíveis para utilização nesse tipo de avaliação permitem estimar uma variada gama de eventos acidentais. Pode-se determinar a quantidade de produto que é liberada para o ambiente durante um certo tempo (denominada "taxa de emissão") e em seguida determinar a evolução espacial e a temporal desses efeitos (DUARTE, 2002).

Os cálculos são realizados em modelos de espalhamento de líquidos sobre superfícies de corpos d'água, de misturas e diluições, de dimensionamento de chama, de espalhamento de líquidos de baixa viscosidade sobre outro de alta viscosidade, de espalhamento de substâncias criogênicas sobre corpos d'água e evaporação das mesmas, de espalhamento e resfriamento de substâncias químicas de alta pressão de vapor, de mistura e diluição de substâncias químicas de elevada pressão de vapor (substâncias essas que são altamente solúveis em água) e de evaporação de líquidos de temperatura de ebulição abaixo da temperatura ambiente (DUARTE, 2002).

Nestas situações são utilizados vários modelos secundários que permitem avaliar a intensidade e o alcance espacial dos efeitos conforme as características do acidente. De modo geral, os submodelos permitem caracterizar os seguintes eventos: ignição, explosão, "*flash fire*", incêndio em poça e vazamento de gases tóxicos. O espaço definido pelos modelos sobre o qual, em algum grau, deve haver impacto do acidente, é denominado "espaço vulnerável" (DUARTE, 2002).

## 4.1. Caracterização dos Cenários Acidentais

### 4.1.1 Vazamento de produto inflamável seguido de Incêndio em Poça

Um incêndio em poça terá seu início através de um vazamento de produto dos tanques ou através do vazamento de produto das tubulações com posterior formação da poça. Sobre esta poça forma-se uma fase vapor que, misturada ao ar atmosférico, cria condições para o início do incêndio caso encontre uma fonte de ignição. O incêndio evolui rapidamente gerando uma grande carga térmica (este tipo de incêndio é retro-alimentado por sua dinâmica, pois o aumento na geração de calor aumenta a taxa de evaporação do combustível e com isso ocorre um aumento da dimensão da chama).

Dependendo da massa vazada (quantidade acima de 1000 kg), a nuvem evaporada adquire características particulares propícias para a ocorrência de uma explosão. Uma explosão pode ocorrer sem que a massa de combustível esteja confinada, é o que chamamos de explosão de nuvem não confinada – *UVCE* (DUARTE, 2002).

Quando o combustível está confinado, a quantidade para produzir uma explosão é bastante pequena (exemplo: 200ml de gasolina num recipiente de 5 litros com pequenos orifícios forma um ambiente explosivo, bastando a fonte de ignição) (DUARTE, 2002). Os fatores que influenciam a evolução do acidente são:

a) Características do produto:

- Quanto maior a temperatura do produto derramado, maior será a nuvem de vapor e mais rapidamente se formará.
- Para produtos leves, as nuvens são maiores que a área da poça.
- Quanto menor a viscosidade do produto, maior e mais rápido será o espalhamento (por ação da topografia) e a penetração em solos permeáveis.

b) Características do ambiente:

- Observar a topografia do terreno ao redor do local do vazamento.
- Quanto maior a temperatura do piso, maior será a nuvem e mais rapidamente será sua formação. Vazamentos a céu aberto, em dias secos de verão (piso pode chegar a 50 $^{o}$C), proporcionam a formação de uma maior área de risco.
- A permeabilidade dos terrenos influencia a formação da poça. Em solos permeáveis os produtos leves, como o óleo diesel que possui baixa viscosidade, tendem a infiltrar mais facilmente no solo, diminuindo drasticamente a superfície líquida livre.
- Em terrenos impermeáveis e pisos pavimentados com drenagem organizada, a infiltração é desprezível. A poça se desloca mais rapidamente e pode atingir as galerias pluviais, de esgotos e de outras obras subterrâneas. Nestes casos, o potencial de formação de ambiente explosivo é bastante elevado.
- As poças formadas em galerias e bacias de contenção dos tanques podem parecer em princípio, menos preocupantes do que aquelas formadas em áreas abertas. Porém deve-se levar em conta que estes locais geralmente possuem outros tanques e linhas de transferência de produtos e um incêndio em poça tenderia a provocar falhas dos equipamentos envolvidos pelo fogo.
- Em um incêndio de hidrocarbonetos leves e óleos combustíveis de baixa viscosidade o período para que ocorram as falhas é de poucos minutos. Assim as partes mais sensíveis dos equipamentos tais como isolamentos térmicos, válvulas e juntas das bocas de visita podem falhar provocando uma ampliação no número de focos e no volume de produto vazado.
- Para produtos mais pesados e de maior viscosidade como é o caso de óleo combustível 1A, mesmo que o vazamento seja em terrenos permeáveis, sua infiltração é pequena, fazendo com que a lâmina de líquido derramado seja mais espessa e tenha potencial de alimentar a combustão por um intervalo de tempo maior e de produzir chamas gradualmente mais altas.

- Para produtos pesados como óleo combustível, o vento pode alimentar a reação de combustão e espalhar a poça em chamas, dividindo-a em manchas incandescentes, podendo ampliar o número de focos (DUARTE, 2002).

4.1.2 Incêndio e ou Explosão em Tanques de Armazenamento de Combustível:

**O cenário de explosão no tanque de armazenamento inicia com a formação de uma fase-vapor que preenche o espaço livre acima do nível de produto líquido inflamável ou combustível. A formação desta fase-vapor varia conforme os parâmetros normais de operação e as condições do ambiente.**

**A concentração da fase gasosa depende da pressão de vapor dos componentes do produto e da temperatura de armazenamento do produto. Para substâncias de baixa viscosidade como o óleo diesel, a fase vapor será formada em maior quantidade devido a sua alta pressão de vapor. Para produtos mais viscosos, a fase vapor formada é menor devido a sua baixa pressão de vapor.**

Nos tanques de teto fixo, que armazenam produtos líquidos inflamáveis, as causas de ignição mais comuns são apresentadas a seguir:

- Descarga elétrica atmosférica;
- Eletricidade estática (associada a falhas de projeto e de manutenção);
- Falhas de equipamentos elétricos ligados aos tanques (medidores de níveis, serpentina de aquecimento);
- Serviços de manutenção não controlados devidamente;
- Modificações de características sem projeto adequado;
- Erros humanos na operação;
- Efeitos de acidentes em instalações e equipamentos próximos (DUARTE, 2002).

Quando a explosão desloca totalmente o teto do tanque, normalmente ocorre a formação de um incêndio de coroa plena e se o deslocamento do teto for parcial, outras explosões podem ocorrer antes que o incêndio tenha início. O

comportamento do tanque após a explosão inicial também está relacionado com a eficiência do sistema de solda entre o anel superior e o teto do tanque (DUARTE, 2002).

### 4.1.3 Ebulição e Transbordamento *(Boil over)*

Este tipo de acidente é, na verdade, uma ocorrência agravante dentro de um cenário de incêndio. Para que ocorra um "*boil over*" deve existir um incêndio em um tanque e pela dinâmica particular do cenário, é avaliado em separado. Durante um incêndio em tanque ocorre o adensamento das camadas superficiais do produto em questão, isto porque as frações mais leves do produto são liberadas (queimadas) de forma diferente dos outros compostos da mistura.

A camada líquida superficial torna-se mais densa e submerge progressivamente até o fundo do tanque onde ocorrerá a mistura com a água residual de fundo, provocando seu aquecimento e sua vaporização explosiva. Esta vaporização instantânea impulsiona o conteúdo do tanque para fora do mesmo, provocando o transbordamento e o espalhamento do produto em chamas para as áreas vizinhas. Este cenário deve evoluir para um incêndio em poça.

As condições abaixo, quando combinadas, podem levar à ocorrência deste cenário de acidente e são elas:

- Ocorrência de incêndio em tanque de óleo combustível leve onde o produto é estocado a uma temperatura inferior a 100 $^{o}$C;
- Ocorrência de incêndio em tanque de petróleo bruto;
- Lançamento de água para combate a incêndio em tanques sem planejamento prévio;
- Lançamento de espuma para combate a incêndio em tanques sem planejamento prévio;
- Presença de volume residual de água no fundo do tanque (falha na drenagem dos tanques) (DUARTE, 2002).

### 4.1.4 Jato de fogo *(Jet fire)*

Este cenário origina-se de um vazamento de combustível em linhas de transferências, em vasos, em bombas e outros equipamentos que operam sob média ou alta pressão e constitui-se em uma combustão contínua do produto. O produto é projetado para o ambiente com alta velocidade e alta taxa de emissão, provocando uma agitação mecânica no ar atmosférico e possibilitando a formação de mistura inflamável. Devido a estes fatores, aumentam as áreas de risco e a probabilidade deste jato encontrar uma fonte de ignição. Este cenário evoluirá também para um incêndio em poça (DUARTE, 2002).

### 4.1.5 Bolas de Fogo (*Fire ballI*) e Explosões de Nuvens de Vapor não Confinadas (*UVCE – Unconfined Vapour Cloud Explosion)*

O vazamento de produtos inflamáveis com liberação de grande quantidade de fase-vapor (alta concentração de produto na atmosfera) forma algumas áreas características do ponto de vista da segurança industrial. Quando a massa de vapor se mistura ao ar atmosférico e quase todo seu volume está em condições de sofrer ignição (queima completa), tem-se um fenômeno chamado de "bola de fogo" (*fire ball*) com grande liberação de energia térmica. Se a mistura formada não apresentar as condições de sofrer ignição completa, ocorrerá uma reação de queima incompleta em parte da massa vazada e haverá liberação de energia também na forma de onda de choque, devido à expansão molecular (*UVCE*).

Nas modelagens matemáticas, explosões de nuvens não confinadas ocorrem apenas em vazamentos de produtos com massas a partir de 1.000 Kg, aplicando-se este valor para GLP, gasolina e outras misturas de hidrocarbonetos leves. Pode haver formação de jatos de fogo nos pontos de vazamento ou incêndio em poça do produto restante após a ignição da nuvem (DUARTE, 2002).

# 5. METODOLOGIA

A metodologia utilizada neste trabalho baseia-se na aplicação de uma técnica qualitativa de Análise de Risco – HazOp num projeto industrial de uma Unidade de Co-Geração de Vapor. As técnicas de Análise de Riscos permitem abranger todas as possíveis causas de acidentes com danos à propriedade, ao ambiente, danos financeiros e danos ao trabalhador (FARBER, 1991).

O desenvolvimento da técnica, que apresenta características indutivas, seguiu as etapas de estudo do processo produtivo da unidade, de preparação do material para as reuniões, de realização das reuniões com os participantes e de elaboração das planilhas com os resultados obtidos. Na fase de estudo e de preparação do material, a área industrial foi dividida em subsistemas (nós-de-estudo) para análise, a saber:

- Subsistema/ Nó de estudo **1**: Tanque de Ácido Sulfúrico $H_2SO_4$ - 300 TQ-02;
- Subsistema/ Nó de estudo **2**: Tanque de Soda Cáustica NaOH – 300 TQ-01;
- Subsistema/ Nó de estudo **3**: Tanque de Neutralização – 400 TQ-01;
- Subsistema/ Nó de estudo **4**: Tanque de Óleo Diesel – 100 TQ-01;
- Subsistema/ Nó de estudo **5**: Tanques de Óleo Combustível 1 A – 100 TQ-04/05;
- Subsistema/ Nó de estudo **6**: Tanques de Óleo ultra-pesado Oriemulsion – 100 TQ-02/03;
- Subsistema/ Nó de estudo **7**: Tanques de Água Pré-tratada – 200 TQ-01 e Condensado – 200 TQ-02/03;
- Subsistema/ Nó de estudo **8**: Tanques de Água Desmineralizada – 200 TQ-04/05/06;

- Subsistema/ Nó de estudo **9**: Vasos de Troca Iônica 300 VAS-01/02/03/04/05/06/07;

- Subsistema/ Nó de estudo **10**: Caldeira 500 CAL-01 – Combustível;
- Subsistema/ Nó de estudo **10**: Caldeira 500 CAL-01 – Água Desmineralizada;
- Subsistema/ Nó de estudo **10**: Caldeira 500 CAL-01 – Gases de Combustão;
- Subsistema/ Nó de estudo **10**: Caldeira 500 CAL-01 – Vapor Superaquecido;
- Subsistema/ Nó de estudo **11**: Vaso de Purga 500 VAS-01;
- Subsistema/ Nó de estudo **12**: Precipitador Eletrostático 500 SEP-01;
- Subsistema/ Nó de estudo **13**: Lavadora de Gases 600 LAV-01/02 – Gases de Combustão;
- Subsistema/ Nó de estudo **13**: Lavadora de Gases 600 LAV-01/02 – Solução de Cal;
- Subsistema/ Nó de estudo **14**: Ciclone 700 CIL-01 e Bomba 700 BOM-01;
- Subsistema/ Nó de estudo **15**: Sistema de Preparo de Solução de Leite de Cal – Tanque 600 TQ-03 e Bombas 600 BOM-05/06;
- Subsistema/ Nó de estudo **16**: Tanques de Armazenamento de Leite de Cal 600 TQ-02 e Bombas 600 BOM-03/04;
- Subsistema/ Nó de estudo **17**: Tanque de Água para Saturação dos Gases 600 TQ-01 e Bombas 600 BOM-01/02;
- Subsistema/ Nó de estudo **18**: Desaerador 200 VAS-01 – Vapor;
- Subsistema/ Nó de estudo **18**: Desaerador 200 VAS-01 – Água;
- Subsistema/ Nó de estudo **18:** Desaerador 200 VAS-01 – Reagentes;
- Subsistema/ Nó de estudo **18:** Desaerador 200 VAS-01 – Água sem oxigênio;
- Subsistema/ Nó de estudo **19:** Turbina/Dessuperaquecedor 500 TUR-01;

A Técnica de Estudo de Perigos e Operabilidade – HazOp foi aplicada na Unidade Industrial de Co-geração de Vapor ainda na fase de projeto onde avaliou-se, em cada nó-de-estudo, os riscos existentes no processo.

Várias reuniões técnicas com duração média de quatro horas ocorreram ao longo do ano de 2004. A equipe multidisciplinar que participou das reuniões de HazOp foi a seguinte:

- Antonio Marcos Fagundes da Cruz – Engenheiro Processo / Mecânico;
- Acácio Borba - Engenheiro Químico;
- João Ricardo Lied Policarpo - Engenheiro Mecânico;
- Agostinho Vargas - Engenheiro Elétrico;
- Rivail Lima – Projetista e Instrumentista;
- Julio César Pereira da Silva – Projetista;
- Mariana da Cruz Meyer – Engenheira Química.

As planilhas HazOp utilizadas nas reuniões seguem os modelos abaixo:

Tabela 7 – Modelo de planilha de nós-de-estudo.

| Nó-de-estudo | Tipo | Condições e Parâmetros Processo | Desenhos utilizados |
|---|---|---|---|
| 1. Nó 1 - Linha de entrada do 300TQ-02 e tanque de Ácido Sulfúrico. | Linha e Tanque | Capacidade de armazenamento do tanque - 60 $m^3$ e temperatura 30$^o$C. | Fluxograma de Processo e diagrama de instrumentação. |
| | | | |
| | | | |

Tabela 8 – Modelo de planilha dos desvios da intenção de operação.

| Nó-de-estudo 1: Linha de entrada 300TQ-02 e tanque de Ácido Sulfúrico. | | |
|---|---|---|
| Desvios da operação | Palavras-Guia | Parâmetros |
| 1.1. Fluxo maior que a intenção de operação. | Maior | Fluxo (Vazão) |
| 1.2. Pressão menor que a intenção de operação. | Menor | Pressão |
| | | |

Tabela 9 – Modelo de planilha das causas e conseqüências.

| Nó-de-estudo 1: Linha de entrada 300TQ-02 e tanque de Ácido Sulfúrico. | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Desvio: 1.1. Fluxo maior que a intenção de operação. | | | | | | |
| Tipo de equipamentos: Linhas e tanque | | | | | | |
| Causas | Conseqüências | Matriz Risco | | | Salvaguardas | Recomendações |
| | | F | S | R | | |
| Válvula A aberta além do parâmetro. | Elevação do nível do tanque de armazenamento de ácido sulfúrico. | D | 3 | M | Não existem | Colocar controlador de nível no tanque que atue na válvula de entrada A. |
| | | | | | | |
| | | | | | | |

Todas as informações sobre os nós-de-estudo, os desvios da intenção de operação criados pela equipe, assim como as informações técnicas sobre as causas dos possíveis eventos indesejados, suas conseqüências, os itens de segurança existentes no projeto, as recomendações propostas e a classificação de risco (freqüência - F, severidade - S e risco - R) geradas durante as reuniões de HazOp foram armazenadas em planilhas. Todas as planilhas produzidas neste trabalho estão no anexo A.

A partir destas informações técnicas, foram descritos os cenários acidentais. O critério utilizado na seleção destes cenários (cenários factíveis) está relacionado com a avaliação preliminar da magnitude das conseqüências (severidade do dano

decorrente da falha identificada) onde, para cada uma das hipóteses acidentais em análise, levaram-se em consideração os seguintes aspectos principais:

- Periculosidade das substâncias envolvidas;
- Quantidades das substâncias envolvidas;
- Duração dos eventos (vazamentos, incêndios, explosões);
- Disponibilidade de sistemas de combate e/ou proteção;
- Características dos locais provavelmente afetados;
- Tipologia acidental.

Desta forma, devido às características dos produtos operados na unidade, observam-se que os principais riscos de acidentes estão associados a um vazamento do produto com a possibilidade de ocorrência de incêndio, formação de jato de fogo, poça de fogo e até mesmo o impacto de ondas de choque (níveis de sobrepressão) devido à ocorrência de explosões. Os efeitos da toxicidade dos produtos são menos significativos do que suas características de inflamabilidade, devido ao inventário existente na unidade industrial.

Por isso, os cenários acidentais selecionados para a discussão dos resultados envolvem hipóteses de vazamento de óleo diesel, óleo combustível 1A e emulsão de óleo em água (oriemulsion) seguido de incêndio e/ou explosão e podem causar danos diretos ao meio ambiente e ao público interno e externo à unidade. De forma a propiciar uma melhor percepção do potencial destrutivo de alguns acidentes industriais, neste trabalho apresentou-se os resultados de estudos de casos de alguns cenários acidentais nos quais, foram aplicados modelos matemáticos com a finalidade de avaliar a extensão das conseqüências ao homem e ao meio ambiente.

Nos cenários estudados de vazamento de produto inflamável (óleo diesel) em área de tancagem e vazamento de produto inflamável (óleo diesel e petróleo) em linhas de transferência de produtos escolhidos, a partir de suas hipóteses acidentais, foram realizadas simulações utilizando o software PHAST Professional 6.0 - Process Hazard Analysis Software Tools. Este programa, desenvolvido pela DNV Technica, é um pacote completo para Análise de Conseqüências e Análise

de Riscos, onde são obtidas as conseqüências para cada uma das hipóteses acidentais consideradas em uma planta industrial, isto é, as distâncias atingidas pelo efeito da radiação térmica e da sobrepressão nas imediações do acidente.

O PHAST Professional permite o gerenciamento de seu banco de dados de materiais, através da adição de novos materiais puros e misturas, de forma que pode simular quase a totalidade das substâncias perigosas mais utilizadas. Este fato deve-se à facilidade em se alterar as propriedades físicas, químicas e termodinâmicas das substâncias.

O software apresenta ainda a grande flexibilidade de alteração dos parâmetros de simulação tais como temperatura ambiente, umidade, rugosidade do terreno, níveis de radiação e sobrepressão desejados, temperatura do solo e velocidade do vento, permitindo assim obter resultados mais confiáveis em relação ao acidente simulado.

O programa trabalha com os seguintes modelos de análise:

- Espalhamento e vaporização de poça: Um vazamento que contenha uma fase líquida pode formar uma poça. Este modelo calcula a formação da poça, seu crescimento e também as taxas de evaporação, que ajudarão na formação de uma nuvem de gás.
- Modelo de dispersão: Este modelo fornece as características da formação de uma nuvem de gás na atmosfera e sua dispersão em razão do tempo, concentração e distância, resultando em vários perfis de concentração a partir do ponto central de ocorrência do vazamento.
- Efeitos de inflamabilidade: São realizados diversos tipos de simulações para o caso de incêndios e explosões, onde são calculados os níveis de radiação emitidos, os níveis de sobrepressão para uma explosão, bem como o seu comportamento em função do tempo de duração do evento e distâncias atingidas.

A avaliação dos efeitos físicos nestes cenários de acidentes depende principalmente das condições meteorológicas reinantes na região onde está localizada a planta industrial. Para a realização de simulações é necessário assumir alguns pressupostos para os dados de entrada do programa, tais como:

1. **Condições meteorológicas**: para o estudo das conseqüências é necessário conhecer as condições de estabilidade atmosférica, rugosidade do terreno, vento, umidade e temperatura ambiente, entre outros.

1.1. Estabilidade: Para avaliação da dispersão de gases na atmosfera, é comum o uso de classes de estabilidade Pasquill, apresentadas na tabela 10.

Tabela 10 - Classes de Estabilidade de Pasquill

| Classe | Descrição |
|---|---|
| **A** | Muito instável |
| **B** | Instável |
| **C** | Ligeiramente instável |
| **D** | Neutra |
| **E** | Estável |
| **F** | Muito estável |

Fonte: Cetesb, 1999.

A seleção de uma ou mais classes para representar as condições atmosféricas de uma região deve ser feita com base na quantidade de turbulência presente na atmosfera e no gradiente vertical de temperatura, ou, na falta de dados precisos de uma estação meteorológica, com base nas velocidades de ventos, quantidade de insolação e grau de cobertura de nuvens.

Uma região onde, as condições correspondem à classe A “muito instável”, apresenta condições muito boas para a dispersão de gases ou vapores liberados onde a concentração tende a cair rapidamente com a distância da fonte, medida na direção do vento. No outro extremo, classe F, tem-se uma fraca tendência à dispersão. As piores condições de dispersão tendem a ocorrer durante a noite com calmaria. Entre estes dois extremos tem-se as classes B, C, D e E que correspondem a condições intermediárias.

1.2. Rugosidade: A rugosidade do solo está relacionada com a conformação da superfície do solo ou do tipo de cobertura do mesmo (vegetação, construções,

etc.). O parâmetro rugosidade influencia o coeficiente de dispersão vertical, quanto maior for a rugosidade, maior será a geração de turbulência e maior a dispersão dos gases na atmosfera.

Na tabela 11 observam-se os valores de rugosidade e as suas descrições. O valor do parâmetro de rugosidade do solo de 0,3 m, utilizado nas simulações, corresponde a um valor intermediário entre estes diferentes tipos de cobertura do solo.

Tabela 11 - Valores típicos de comprimento de rugosidade

| **Tipo de região** | **Descrição** | **Comprimento de rugosidade** |
|---|---|---|
| - | Superfície marítima | 0,06 |
| Terreno plano | Vegetação rasteira com poucas árvores | 0,07 |
| Área rural | Terras para agricultura | 0,09 |
| Área cultivada | Região com vegetação alta e poucas construções espalhadas | 0,11 |
| Área residencial | Região com casas baixas, sítios industriais, sem muito obstáculo | 0,17 |
| Área urbana | Cidade com prédios altos, área industrial, com muito obstáculo | 0,33 |

Fonte: Cetesb, 1999.

1.3. Vento: O vento é um dos principais fatores meteorológicos a ser analisado. As principais características estudadas são a direção, velocidade na superfície e acima do solo, persistência e turbulência. A direção do vento e sua persistência são especificadas de acordo com a rosa dos ventos e sua velocidade varia com a altura do solo sendo determinada através do gradiente de pressão, encontrado nas linhas isobarométricas. Quanto mais próximo do solo, menor é a velocidade devido aos efeitos de formação de camada limite devido ao atrito com o solo.

Dados de entrada utilizados nas simulações:

Os valores apresentados na tabela 12 abaixo foram utilizados nas simulações. Os dados climáticos representam valores médios para o Estado de Santa Catarina e foram fornecidos pelo CLIMERH - Centro Integrado de Meteorologia e Recursos Hídricos de Santa Catarina da EPAGRI - Empresa de Pesquisa Agropecuária e Difusão de Tecnologia de Santa Catarina S.A..

Tabela 12 – Dados de entrada para as simulações

| | |
|---|---|
| Temperatura média do ar ($^oC$) | 19,5 |
| Temperatura média do solo ($^oC$) | 24,5 |
| Direção de vento | NE e SW (12,5%) |
| Umidade relativa | 70% a 80% |
| Velocidade média de vento | 2 a 4 m/s |
| Classe de estabilidade de vento | C e D |
| Rugosidade do terreno | 0,17 |

1.4. Diâmetro do orifício: As dimensões das seções de ruptura foram estimadas mediante uma oportuna subdivisão das classes de ruptura. Esta subdivisão leva em conta os seguintes fatos:

- Os orifícios com diâmetros equivalentes superiores a 20% do diâmetro nominal do duto (devido a qualquer tipo de causa), têm maior probabilidade de se propagarem, podendo provocar uma ruptura total do duto.
- As rupturas com diâmetro equivalente de pequena dimensão são as que mais ocorrem, pois nem sempre são detectadas a partir da indicação em instrumentos de pressão e vazão, no entanto são facilmente perceptíveis pelo pessoal de manutenção e/ou inspeção.

2. **Área de poça**: Esta informação é necessária para vazamentos envolvendo substâncias líquidas à temperatura ambiente e representa a área ocupada pelo produto vazado. Quanto maior for essa área, maior será a troca térmica do produto com o solo e com o ambiente, propiciando uma maior taxa de evaporação de poça e conseqüentemente, uma nuvem de vapor na atmosfera mais concentrada atingindo maiores distâncias.

3. **Valores de referência para incêndios**: Para os estudos de incêndios em poça envolvendo substâncias líquidas, é necessário estabelecer níveis de radiação térmica. O valor de radiação térmica de 37,5 kW/m$^2$ gerada pelas chamas representa dano à vida com probabilidade de 50% de fatalidade da população afetada por um reduzido tempo de exposição (8 segundos).
O valor de radiação térmica de 12,5 kW/m$^2$ representa danos à vida com probabilidade de 1 % de fatalidade da população afetada por exposição de 15 segundos. Estes valores (tabela 13) são recomendados pelo Órgão Ambiental do Estado de São Paulo - CETESB (Manual de Orientação de Estudo de Análise de Risco, 1999).

Tabela 13 – Efeitos da Radiação Térmica.

| **Intensidade da Radiação (Kw/m$^2$)** | **Efeitos Observados** |
|---|---|
| **37,5** | Energia suficiente para causar danos aos equipamentos e queimaduras letais com 100 %fatalidade da população afetada |
| **25** | Energia mínima para ignitar a madeira em exposições prolongadas e 50% fatalidade da população afetada. |
| **12,5** | Energia mínima para ignitar a madeira diretamente, derreter tubulações de plástico e provocar queimaduras com 1% de fatalidade da população afetada. |
| **9,5** | Limite de dor alcançado depois de 8 s; queimaduras de segundo grau em 20 s. |
| **4,0** | Suficiente para causar dores em pessoas se não houver resposta em 20 s, queimaduras de segundo grau são possíveis. |
| **1,6** | Não causa desconforto para exposições prolongadas. |
| **1,0** | Calor do sol ao meio-dia |

Fonte: Cetesb, 1999.

4. **Valores de referência para Explosões**: Em caso de ocorrência de explosão não confinada, será gerado no ambiente uma elevação da pressão, conhecida por sobrepressão, sendo essa a responsável pelos danos ao homem e às estruturas. Para danos às estruturas, foram definidos como referência valores de sobrepressão de 0,3 bar que causam danos graves às edificações podendo resultar então no colapso da edificação e conseqüentemente, fatalidade ao homem (dano à vida com probabilidade de fatalidade de 50% da população afetada).

Os valores de sobrepressão de 0,1 bar são suficientes para causar ruptura de vidros e, portanto, podem causar ferimentos graves ao homem (danos à saúde com probabilidade de fatalidade de 1% da população afetada). Estes valores (tabela 14) são recomendados pelo Órgão Ambiental do Estado de São Paulo - CETESB (Manual de Orientação de Estudo de Análise de Risco, 1999).

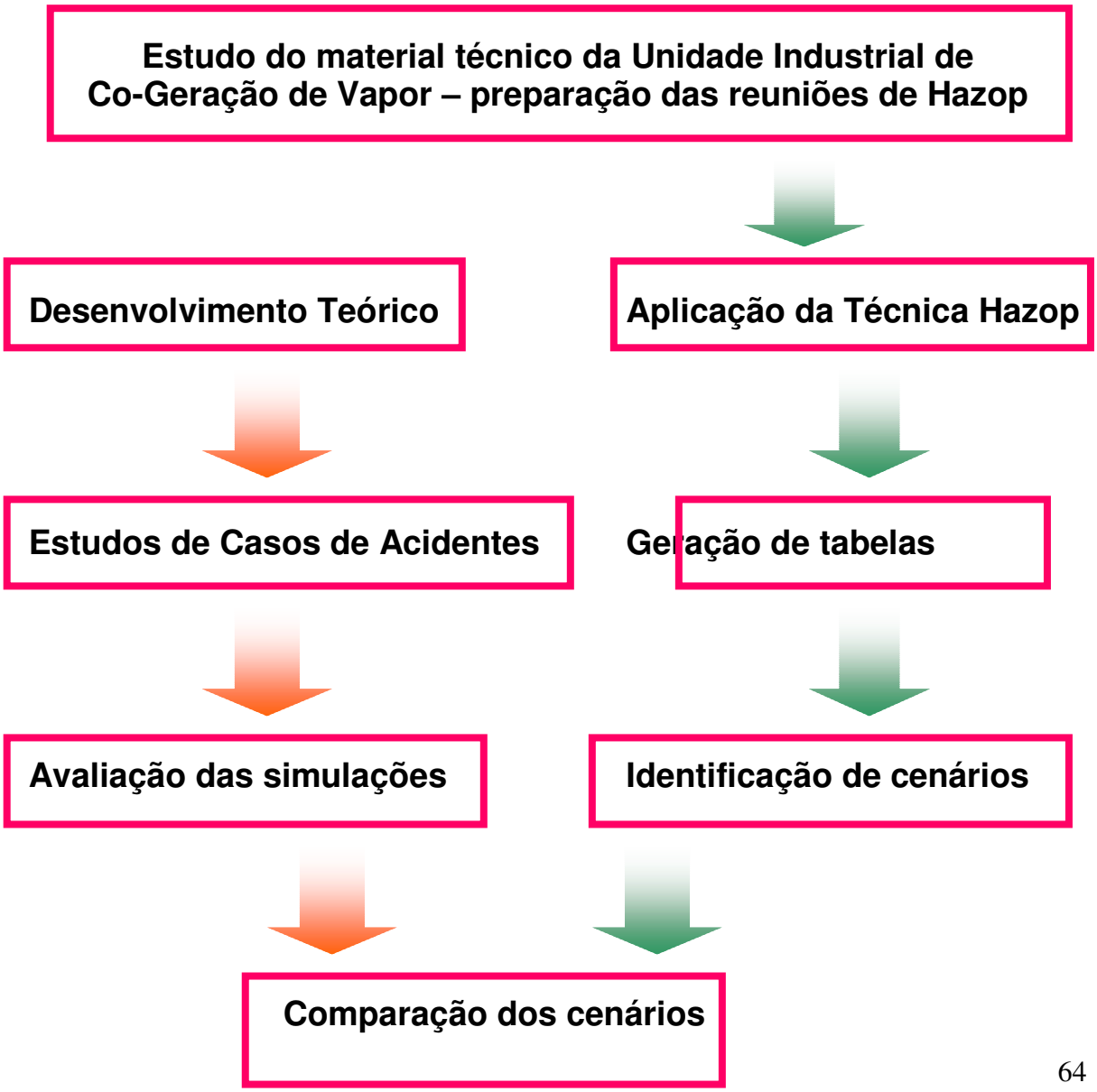
Tabela 14 – Efeitos da Sobrepressão.

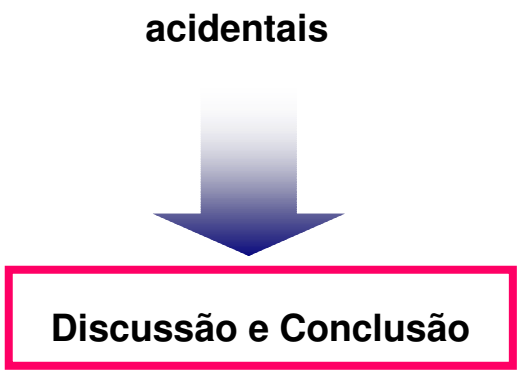
| Sobrepressão (bar) | Efeitos Observados |
|---|---|
| **Maior 2,0** | 99% de fatalidade da população afetada por hemorragia pulmonar. |
| **0,7** | 100% de destruição de máquinas pesadas. |
| **0,48** | 100% de destruição de edificações de alvenaria. |
| **0,17** | 50% de destruição de edificações de alvenaria. |
| **0,03** | 100% de vidros quebrados. |

Fonte: Duarte, 2002.

Os cenários de vazamento de produto resultantes da aplicação da técnica HazOp na Unidade Industrial de Co-Geração de Vapor foram comparados aos cenários de vazamento de produto encontrados nas simulações (Estudos de casos) e esta comparação é apresentada na capítulo 6 – Resultados e Discussão.

## 5.1. Estrutura do Trabalho






## 5.2. Memorial Descritivo do Processo da Unidade

**Sistema de Co-geração de vapor**

A implementação de uma planta de co-geração de vapor é usada para gerar parte da demanda de energia elétrica em unidades industriais. Esta unidade de co-geração de vapor está dimensionada para uma produção de 250 t/h de vapor de alta pressão num ciclo de geração de energia baseado em turbina de contra-pressão. O fluxograma de processo desta unidade de co-geração de vapor encontra-se no anexo C.

**Características do Sistema de Co-geração:**

Parque de Tanques de Combustíveis

O parque de tanques foi dimensionado para receber os seguintes produtos:

a) Óleo diesel - o tanque de óleo diesel tem uma capacidade de 150 $m^3$ e o produto destina-se à queima quando da partida da caldeira (partida a frio). Uma estação de bombas transfere o óleo diesel com pressão necessária (8 $Kgf/cm^2$) para os queimadores de partida da caldeira que operam até a temperatura da fornalha alcançar o valor de 150 a 200 $^oC$.

b) Óleo combustível HFO 1A - nos dois tanques com capacidade unitária de 2500 $m^3$, são armazenados o produto destinado à queima na caldeira para início da produção de vapor. Ele dará o aquecimento de todo o sistema de óleo pesado, permitindo a entrada em operação do óleo ultra-pesado. Uma estação de bombas transfere o óleo combustível com pressão necessária (15 $Kgf/cm^2$) para queima nos queimadores de óleo pesado. Estes tanques possuem o sistema de aquecimento do óleo através de serpentinas de vapor.

c) Óleo combustível ultra-pesado – Oriemulsion - os tanques em número de dois, com capacidade unitária de 10.000 $m^3$ destinam-se ao armazenamento do óleo para queima na caldeira. Este óleo ultra-pesado apresenta-se emulsionado com um teor de água de 29% em peso.
Uma estação de bombeamento transfere o Oriemulsion com pressão necessária (15 $Kgf/cm^2$) para queima nos queimadores de óleo pesado. Estes tanques possuem além da serpentina de aquecimento, um aquecedor de sucção a vapor, de forma a elevar sua temperatura para reduzir a viscosidade no bombeamento. No parque de tanques cada tanque de combustível terá a sua própria bacia de contenção com capacidade de armazenar o volume completo de um tanque.

Parque de Tanques de Água para Geração de Vapor

a) Água pré-tratada - o tanque possui capacidade de 350 $m^3$ destina-se ao armazenamento de água que já sofreu um primeiro tratamento numa unidade menor de desmineralização, porém não atende ainda as especificações de água para a caldeira. Uma estação de bombeamento transfere a água pré-tratada para a nova unidade de desmineralização para a remoção final dos sais remanescentes.

b) Água desmineralizada - os tanques em número de dois, com capacidade unitária de 350 $m^3$ destinam-se a armazenar a água desmineralizada proveniente da unidade de desmineralização e este produto destina-se à alimentação da caldeira.

c) Condensado - os tanques em número de três, com capacidade unitária de 350 $m^3$ destinam-se a receber o condensado proveniente do processo. Este condensado é posteriormente tratado na unidade de polimento de condensado para tratamento quando então é enviado para os tanques de água desmineralizada para ser usado como água de alimentação de caldeira.

Unidade de Desmineralização

A unidade possui uma capacidade de produção de 60 $m^3$ sendo duas cadeias de vasos (uma cadeia de reserva) de resinas catiônicas e aniônicas para tratamento final da água pré-tratada. A regeneração das resinas é feita respectivamente, pela injeção de ácido sulfúrico e soda cáustica. Ambos os regenerantes após a saturação, serão encaminhados a uma bacia para neutralização completa.

Unidade de Polimento de Condensado

A unidade possui uma capacidade de 270 $m^3$ com três permutadores com leito catiônico e aniônico para polimento do condensado de processo, que retorna para a geração de vapor como água de alimentação de caldeira. Semelhantemente as resinas da unidade de desmineralização, as do polimento de condensado também são regeneradas com ácido sulfúrico e soda cáustica.

Caldeira de Vapor **-** Características da caldeira aquatubular:

- Capacidade máxima contínua - 250 t/h;
- Temperatura do vapor superaquecido - 485 $^oC$;
- Pressão de Vapor - 87 bar abs;
- Temperatura de água de alimentação - 122 $^oC$;
- Superfície de aquecimento: Fornalha - 510 $m^2$
  Superaquecedores – 1.835 $m^2$
  Economizador – 1.189 $m^2$
  Pré-aquecedor de ar – 3.405 $m^2$
  Economizador – 2.843 $m^2$
- Pressão de projeto - 100,00 bar abs;

Unidade Turbina de Vapor – Gerador

A concepção do conjunto turbina – gerador é baseada em uma turbina de contrapressão expandindo vapor de alta pressão até 15,8 bar abs na saída do vapor exausto conforme características apresentadas na tabela 15 abaixo:

Tabela 15 – Características do Processo de Co-Geração de vapor.

| | **Taxa Continua** | **Taxa Maxima** |
|---|---|---|
| Consumo de vapor | 250 t/h | 275 t/h |
| Pressão de vapor | 87 bar abs | 87 bar abs |
| Temperatura do vapor | 485 ºC | 485 ºC |
| Pressão do Exausto | 15,8 bar abs | 15,8 bar abs |
| Potência de Saída - Gerador | 26 MW | - |

Características mecânicas da turbina a vapor:

- Válvula de parada de emergência comandada hidraulicamente;
- Controlador de velocidade eletro hidráulico;
- Sistema de monitoração de vibração;
- Sistema de lubrificação centralizado;
- Estação de “by pass” de vapor para turbina com válvula redutora de pressão;
- Sistema de dessuperaquecimento para o vapor de “by pass” da turbina;
- Sistema de dessuperaquecimento do vapor de processo.

Características do gerador (13,8kV, trifásico AC, 60Hz, completo) com os seguintes sistemas auxiliares:

- Sistema de excitação
- Gerador de excitação
- Sistema digital de sincronização automático
- Motores auxiliares
- Equipamentos de monitoração e medições
- Quadro de força (AQF-57A1) 13,8kV para o gerador, para as ligações principais de 13,8kV (AQF-56A1) e para os transformadores auxiliares 13,8 / 4,16kV (TF57A-1A/B).

Sistema de Tratamento de Gás de Combustão

O sistema está dimensionado para operação contínua na máxima capacidade da caldeira, como também deve atender a uma carga parcial da caldeira de 30% de sua capacidade máxima sem restrições de performance.

A caldeira opera com óleo ultra-pesado ou Oriemulsion (emulsão de óleo combustível ultra-pesado com água) e devido ao seu teor de enxofre da ordem de 2.85% em peso e ao elevado teor de particulado foi projetado um sistema de limpeza para abatimento do material particulado e remoção dos compostos sulfurosos dos gases de combustão.

O tratamento dos gases residuais deve ser capaz de atender a vazão dos gases de combustão na capacidade máxima da caldeira e deve também atender picos de 110% por duas horas contínuas sem afetar a performance do processo.

As características do Precipitador Eletrostático para remoção do particulado estão na tabela 16 abaixo:

Tabela 16 - Condições de Operação do Precipitador Eletrostático

| **Características do Gás de Combustão** | **Taxa Continua** | **Taxa Maxima** |
|---|---|---|
| Carga térmica (Gcal/h HHV) | 191 | 210 |
| Vazão de Gás Úmido ($Nm^3/h$) | 250.000 | 275.000 |
| Vazão de Gás Seco ($Nm^3/h$) | 212.000 | 233.000 |
| Temperatura (ºC) | 165 | 170 |
| Composição (%vol):<br>$N_2$<br>$O_2$<br>$CO_2$<br>$SO_2$<br>$H_2O$ | <br>70,724<br>0,888<br>12,920<br>0,242<br>15,226 | <br>70,724<br>0,888<br>12,920<br>0,242<br>15,226 |

| | | |
|---|---|---|
| Material particulado:<br>Teor máximo de particulado seco (mg/Nm$^3$)<br>Fluxo de massa de pó total (k/h)<br>Material não queimado (kg C/h)<br>Óxidos de Vanádio (kg V/h)<br>Óxidos de Níquel (kg Ni/h)<br>Outros óxidos metálicos (kg Metal/h)<br>Densidade da cinza (kg/m$^3$) | 1000<br>212<br>184<br>9,04<br>2,12<br>0,85<br>80 | 1000<br>233<br>218<br>10<br>2,35<br>0,95<br>80 |

Nas condições previstas para operação da caldeira, o precipitador eletrostático deve atender a legislação ambiental brasileira CONAMA (Conselho Nacional de Meio Ambiente). A Resolução Nº 08 de 1990 define as emissões atmosféricas a partir das unidades térmicas. De acordo com a sua capacidade térmica a emissão de particulado ser atendida é de 120 g/Gcal.

No que diz respeito à emissão de metais pesados, a máxima emissão deverá ser equivalente à emissão de metais pesados que se obteria quando da queima de óleo combustível brasileiro nº 01. As máximas emissões de Vanádio e Níquel previstas são 1,4 kg V/h, e 0,54 kg Ni/h, respectivamente.

Características do Sistema de Dessulfurização de Gases

O Sistema de Dessulfurização de Gases está dividido em três fases principais: Estocagem e Preparação da Solução de Cal, Lavagem de Gases e Tratamento da Solução Usada de Cal.

a) Estocagem e Preparação da Solução de Cal:

A cal apagada ($Ca(OH)_2$) é recebida em “big bags” os quais são transportados por caminhões e posteriormente a cal é estocada em silos. O consumo previsto de cal será da ordem de 85 t/dia. A cal é alimentada no moinho de bolas onde é feita a injeção de água para a produção do leite de cal. A solução de leite de cal é estocada em tanques com aquecimento e injeção adicional de água para atingir uma concentração na solução de 18 a 20% de sólidos em suspensão. A solução é mantida homogênea através da utilização de agitadores montados no tanque. A

solução de leite de cal é estocada em tanque também provido de agitadores para manutenção da homogeneidade da solução

b) Lavagem de Gases:

Os gases de combustão são impulsionados através do sistema de lavagem de gases por um soprador instalado a montante do sistema de lavagem. O conceito básico do sistema de lavagem de gases consiste primeiramente numa zona de saturação onde a temperatura do gás de combustão é trazida a valores próximos da saturação por meio da injeção de água.

Além do vaso de saturação, o sistema possui um tanque de estocagem de água e um sistema de bombeamento para saturação dos gases. O gás de combustão saturado entra na zona de absorção onde é feito um intenso contato com a solução de cal.

A circulação da solução de leite de cal é feita por bombas dosadoras ligadas ao respectivo tanque de circulação. A vazão destas bombas é controlada por um medidor de pH instalado na zona de absorção.

Esses tanques recebem respectivamente as drenagens de água ácida ou de leite de cal das respectivas zonas. O tanque de lama de leite de cal é também alimentado por leite de cal novo de acordo com o pH da solução do tanque. O valor do pH é mantido em torno de 5.5. O excesso de lama de leite de cal é bombeado para um sistema de hidro-ciclone para obter uma solução com alto teor de lama, quando então é descarregado no tanque de lama usada quando será bombeado posteriormente para a unidade de tratamento de solução usada de leite de cal. Um novo soprador bombeia via chaminé o gás já dessulfurizado para a atmosfera.

c) Tratamento da Solução Usada de Cal:

O sistema de secagem consiste em filtros de vácuo rotativos conectados a bombas de vácuo. Este sistema é usado para a remoção da água remanescente. A torta obtida é colocada em caixas de armazenamento para transporte para a área de estocagem.

# 6. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os cenários acidentais que possuem potencial de causar danos ao meio ambiente e ao público interno e externo da unidade foram agrupados de acordo com as similaridades e estão listados abaixo:

- Vazamento de produto químico (ácido sulfúrico e soda cáustica) nos tanques e vasos;
- Vazamento de produto químico (ácido sulfúrico e soda cáustica) nas linhas de transferência (tubulação);
- Vazamento de Óleo Diesel no Tanque;
- Vazamento de Óleo Diesel nas linhas de transferência (tubulação);
- Incêndio e/ou Explosão derivados de vazamento de Óleo Diesel;
- Vazamento de Óleo Combustível 1A nos Tanques;
- Vazamento de Óleo Combustível 1A nas linhas de transferência (tubulação);
- Incêndio e/ou Explosão derivados de vazamento de Óleo Combustível 1A;
- Vazamento de Oriemulsion nos Tanques;

- Vazamento de Oriemulsion nas linhas de transferência (tubulação);
- Incêndio em Tanque de Oriemulsion;
- Explosão da Caldeira;
- Emissão dos Gases de Combustão ($SO_2$, $NO_2$) ao Meio Ambiente;
- Vazamento de Solução de Cal;

## 6.1. Descrição dos Cenários Acidentais

Os principais riscos de acidentes na Unidade Industrial de Co-Geração de Vapor estão associados a vazamentos de produtos químicos perigosos e combustíveis com formação de poça, seguida da possibilidade de ocorrência de incêndio em poça e formação de jato de fogo e até mesmo a geração de ondas de sobrepressão devido à ocorrência de explosões.

Devido a estes fatos, os cenários que envolvem vazamento de produtos perigosos, tais como ácido sulfúrico, soda cáustica, óleo diesel, óleo combustível e a emulsão de óleo ultra-pesado em água (oriemulsion) são apresentados abaixo em tabelas.

Estas tabelas possuem informações detalhadas sobre parâmetros do processo (temperatura de armazenamento, dimensões e capacidade dos tanques, pressão de operação das linhas de transferência), causas e conseqüências do acidente e dimensionamento do vazamento (pior cenário acidental). Os valores de tempos de detecção de vazamento (T1) e de parada de bombeio (T2) utilizados nos

cálculos de descarga de pior cenário foram estipulados com base na boa pratica industrial.

Para os cenários que não envolvam substâncias perigosas, estas informações estão detalhadas nas planilhas HazOp que seguem no anexo A deste trabalho.

**6.1.1. Vazamento de produto químico nos tanques de armazenagem (ácido sulfúrico e soda cáustica**):

| **Caracterização do Cenário 01 de Acidente** | |
|---|---|
| **Localização** | Tanques 300 TQ 01/02 – Ácido Sulfúrico e Soda Cáustica |
| **Dimensões/Parâmetros** | Volume máximo: 60 $m^3$ cada.<br>Altura: 5,5 m, Diâmetro: 3,7 m. |
| **Material** | Ácido Sulfúrico e Soda Cáustica (estado líquido) |
| **Causas do vazamento** | Transbordamento<br>Falhas em válvulas, juntas, flanges,<br>Ruptura no casco do tanque (corrosão)<br>Erro Operacional |
| **Conseqüências** | Contaminação ambiental<br>Intoxicação população interna<br>Perda de produto<br>Geração de resíduos<br>Acidente do trabalho |

| | |
|---|---|
| **Pior cenário** | Vazamento do volume total dos tanques (60 $m^3$) de ácido sulfúrico ou soda cáustica numa área de piso permeável e sem contenção do produto vazado. |
| **Considerações** | Ficha de Segurança do Produto – Anexo B |

**6.1.2. Vazamento de produto químico (ácido sulfúrico e soda cáustica) nas linhas de transferência:**

| **Caracterização do Cenário 02 de Acidente** | |
|---|---|
| **Localização** | Tubulação de transferência de Ácido Sulfúrico e Soda Cáustica (linhas de entrada e saída dos tanques 300 TQ-01/02) |
| **Dimensões/Parâmetros** | Diâmetro: 2 polegadas (5,08 cm).<br>Comprimento máximo da seção da linha entre válvulas de bloqueio: 100m<br>Vazão: 10 $m^3$/h |
| **Material** | Ácido Sulfúrico e Soda Cáustica (estado líquido) |
| **Causas do vazamento** | Ruptura parcial ou total da tubulação<br>Falha em válvulas, juntas e flanges da tubulação<br>Vazamento nas bombas<br>Erro Operacional<br>Corrosão |

| | |
|---|---|
| **Conseqüências** | Contaminação ambiental<br>Intoxicação população interna<br>Perda de produto<br>Geração de resíduos<br>Acidente do trabalho |
| **Pior cenário** | Ruptura total da linha de 2 polegadas de diâmetro com comprimento de 100 m de seção entre duas válvulas de bloqueio.<br>Os tempos de detecção do vazamento T1 e de parada de bombeamento T2 foram estimados em 5 minutos e 10 minutos.<br>O vazamento pode ocorrer numa área de piso permeável e sem contenção do produto vazado. O vazamento pode ser seguido por incêndio e/ou explosão. |
| **Considerações** | Volume residual vazado: $\pi$ x $r^2$ x comprimento = 0,203 $m^3$ ou 202,68 litros.<br>Volume vazado= $V_{residual}$ + (T1 + T2) x Vazão = 0,203 + (0,25) x<br>10 = 2,703 $m^3$<br>Ficha de Segurança do Produto – Anexo B |

**6.1.3. Vazamento de Óleo Diesel no tanque de armazenagem**:

| **Caracterização do Cenário 03 de Acidente** | |
|---|---|
| **Localização** | Tanque 100 TQ-01 – Óleo Diesel |
| **Dimensões/Parâmetros** | Volume máximo: 150 $m^3$.<br>Altura: 7,5 m, Diâmetro: 5,0 m.<br>Temperatura de armazenamento: ambiente |
| **Material** | Óleo Diesel (estado líquido) |
| **Causas do vazamento** | Transbordamento<br>Falhas em válvulas, juntas, flanges,<br>Ruptura no casco do tanque (corrosão)<br>Erro Operacional |

| | |
|---|---|
| **Conseqüências** | Contaminação ambiental<br>Intoxicação população interna<br>Perda de produto<br>Incêndio seguido ou não de explosão<br>Geração de resíduos<br>Acidente do trabalho<br>Incêndio seguido ou não de explosão |
| **Pior cenário** | Vazamento do volume total do tanque (150 $m^3$ ou 150.000 litros) de óleo diesel numa área de piso permeável e sem contenção do produto vazado. O vazamento pode ser seguido por incêndio e/ou explosão. |
| **Considerações** | Ficha de Segurança do Produto – Anexo B |

### 6.1.4. Vazamento de Óleo Diesel nas linhas de transferência:

| Caracterização do Cenário 04 de Acidente | |
|---|---|
| **Localização** | Tubulação de Transferência de Óleo Diesel (linha de entrada do tanque 100 TQ-01) |
| **Dimensões/Parâmetros** | Diâmetro: 6 polegadas (15,24 cm).<br>Comprimento máximo da seção da linha entre válvulas de bloqueio: 200m<br>Pressão de Operação: 8 Kgf/cm$^2$ e Temperatura: ambiente<br>Vazão: 50 m$^3$/h |
| **Material** | Óleo Diesel (estado líquido) |
| **Causas do vazamento** | Ruptura parcial ou total da tubulação<br>Falha em válvulas, juntas e flanges da tubulação<br>Vazamento nas bombas<br>Erro Operacional<br>Corrosão |
| **Conseqüências** | Contaminação ambiental<br>Intoxicação população interna<br>Perda de produto<br>Incêndio seguido ou não de explosão<br>Geração de resíduos<br>Acidente do trabalho |
| **Pior cenário** | Ruptura total da linha de 6 polegadas de diâmetro com comprimento de 200 m de seção entre duas válvulas de bloqueio. Os tempos de detecção do vazamento T1 e de parada de bombeamento T2 foram estimados em 5 minutos e 10 minutos.<br>O vazamento pode ocorrer numa área de piso permeável e sem contenção do produto vazado. O vazamento pode ser seguido por incêndio e/ou explosão. |
| **Considerações** | Volume residual vazado: $\pi$ x r$^2$ x comprimento = 3,648 m$^3$ ou 3.648,30 litros.<br>Volume vazado= $V_{residual}$ + (T1 + T2) x Vazão = 3,648 + (0,25) x 50 = 16,148 m$^3$<br>Ficha de Segurança do Produto – Anexo B |

### 6.1.5. Incêndio e ou Explosão:

**a. Incêndio em Poça de Óleo Diesel vazado ou Incêndio em Tanque de Armazenamento de Óleo Diesel seguidos ou não de explosão:**

| **Caracterização do Cenário 05 de Acidente** | |
|---|---|
| **Localização** | Tanque 100 TQ-01, área circunvizinha ao Tanque 100 TQ-01 e às tubulações de transferência de produto. |
| **Material** | Óleo Diesel (estado líquido) |
| **Causas do Incêndio** | Vazamento de óleo diesel com formação de poça;<br>Formação de uma fase vapor que misturada ao ar atmosférico, cria condições de ignição;<br>Presença de uma fonte de ignição nas imediações do vazamento. |
| **Cálculos da massa vazada:** | Densidade do óleo diesel à 20 $^{o}$C – 0,80 a 0,85 *Kg/l* ou *g/cm$^3$.*<br>0,825 Kg - 1 l<br>x - 1000 l onde x = 825 Kg (massa óleo diesel em 1 m$^3$ )<br>825 Kg - 1 m$^3$<br>x - 150 m$^3$ onde x = 123.750 Kg<br>Massa de óleo diesel armazenada no tanque 100TQ-01 = 123.750 Kg |
| **Conseqüências** | Liberação de radiação térmica<br>Contaminação ambiental<br>Intoxicação e danos graves à saúde da população interna e externa<br>Geração de resíduos<br>Danos patrimoniais |

**b. Jato de fogo nas linhas de transferência de Óleo Diesel:**

Este cenário consiste em uma combustão contínua de um vazamento de óleo diesel que está pressurizado na linha de transferência (8 $Kgf/cm^2$) e é projetado para o ambiente com elevada vazão. A distância alcançada depende da pressão da linha, das características do fluido, da geometria do vazamento e de seu posicionamento. Este cenário pode evoluir para um incêndio em poça.

**c. Ebulição e Transbordamento:**

Este cenário será um agravante dentro de um cenário de incêndio no tanque de óleo diesel e pode ocorrer se houver lançamento de água para combate ao incêndio sem planejamento prévio, lançamento mal planejado de espuma para combate ao incêndio ou presença de volume residual de água no fundo do tanque.

### 6.1.6. Vazamento de Óleo Combustível 1A nos tanques de armazenagem:

| Caracterização do Cenário 06 de Acidente | |
|---|---|
| **Localização** | Tanques 100 TQ-04/05 – Óleo Combustível 1A |
| **Dimensões/Parâmetros** | Volume máximo: 2500 $m^3$ cada.<br>Altura: 10,0 m, Diâmetro: 18,0 m.<br>Temperatura de armazenamento: 80 $^oC$. |
| **Material** | Óleo Combustível 1A (estado líquido) |
| **Causas do vazamento** | Transbordamento<br>Falhas em válvulas, juntas, flanges<br>Ruptura no casco do tanque (corrosão)<br>Erro Operacional |
| **Conseqüências** | Contaminação ambiental<br>Intoxicação população interna<br>Perda de produto<br>Incêndio seguido ou não de explosão<br>Geração de resíduos<br>Acidente do trabalho |
| **Pior cenário** | Vazamento do volume total do tanque (2.500 $m^3$ ou 2.500.000 litros) de óleo combustível 1A numa área de piso permeável e sem contenção do produto vazado. O vazamento pode ser seguido por incêndio e/ou explosão. |
| **Considerações** | Ficha de Segurança do Produto – Anexo B |

### 6.1.7. Vazamento de Óleo Combustível 1A nas linhas de transferência:

| Caracterização do Cenário 07 de Acidente | |
|---|---|
| **Localização** | Tubulação de Transferência de Óleo Combustível 1A (linhas de entrada dos tanques 100 TQ-04/05) |
| **Dimensões/Parâmetros** | Diâmetro: 10 polegadas (25,4 cm).<br>Comprimento máximo da seção da linha entre duas válvulas de bloqueio: 200m<br>Pressão de Operação: 15 Kgf/cm$^2$, Temperatura: 80 $^o$C.<br>Vazão: 250 m$^3$/h |
| **Material** | Óleo Combustível 1A (estado líquido) |
| **Causas do vazamento** | Ruptura parcial ou total da tubulação<br>Falha em válvulas, juntas e flanges da tubulação<br>Vazamento nas bombas<br>Erro Operacional<br>Corrosão |
| **Conseqüências** | Contaminação ambiental<br>Intoxicação da população interna<br>Perda de produto<br>Incêndio seguido ou não de explosão<br>Geração de resíduos<br>Acidente do trabalho |
| **Pior cenário** | Ruptura total da linha de 10 polegadas de diâmetro com comprimento de 200 m de seção entre duas válvulas de bloqueio. Os tempos de detecção do vazamento T1 e de parada de bombeamento T2 foram estimados em 5 minutos e 10 minutos.<br>O vazamento pode ocorrer numa área de piso permeável e sem contenção do produto vazado. O vazamento pode ser seguido por incêndio e/ou explosão. |
| **Considerações** | Volume residual vazado: $\pi$ x r$^2$ x comprimento = 10,1341 m$^3$ ou 10.134,17 litros.<br>Volume vazado= $V_{residual}$ + (T1 + T2) x Vazão = 10,1341 + (0,25) x 250 = 72,6341 m$^3$<br>Ficha de Segurança do Produto – Anexo B |

### 6.1.8. Incêndio e ou Explosão:

**a. Incêndio em Poça de Óleo Combustível 1A vazado ou Incêndio em Tanque de Armazenamento de Óleo Combustível 1A seguidos ou não de explosão:**

| **Caracterização do Cenário 08 de Acidente** | |
|---|---|
| **Localização** | Tanques 100 TQ-04/05, áreas circunvizinhas aos Tanques 100 TQ-04/05 e às tubulações de transferência de produto. |
| **Material** | Óleo Combustível 1A (estado líquido) à 80 $^{o}$C |
| **Causas do Incêndio** | Vazamento de óleo combustível com formação de poça;<br>Formação de uma fase vapor que misturada ao ar atmosférico, cria condições de ignição;<br>Presença de uma fonte de ignição nas imediações do vazamento. |
| **Cálculos da massa vazada:** | Densidade do óleo combustível à 16 $^{o}$C – 0,967 *Kg/l* ou *g/cm$^3$*.<br>0,967 Kg - 1 l<br>x - 1000 l onde x = 967 Kg (massa óleo combustível em 1 m$^3$)<br>967 Kg - 1 m$^3$<br>x - 2500 m$^3$ onde x = 2.417.500 Kg<br>Massa de óleo combustível 1A armazenada nos tanques 100 TQ-04/05 = 2.417.500 Kg. |
| **Conseqüências** | Liberação de radiação térmica<br>Contaminação ambiental<br>Intoxicação e danos graves à saúde da população interna e externa<br>Geração de resíduos<br>Danos patrimoniais |

**b. Jato de fogo nas linhas de transferência de Óleo Combustível 1A:**

Este cenário consiste em uma combustão contínua de um vazamento de óleo combustível 1A que está pressurizado na linha de transferência (15 $Kgf/cm^2$) e é projetado para o ambiente com elevada vazão. A distância alcançada depende da pressão da linha, das características do fluido, da geometria do vazamento e de seu posicionamento. Este cenário pode evoluir para um incêndio em poça.

**c. Ebulição e Transbordamento:**

Este cenário será um agravante dentro de um cenário de incêndio no tanque de óleo combustível 1A e pode ocorrer se houver lançamento de água de combate ao incêndio sem planejamento prévio, lançamento mal planejado de espuma para combate ao incêndio ou presença de volume residual de água no fundo do tanque.

### 6.1.9. Vazamento de Oriemulsion no tanque de armazenagem:

| Caracterização do Cenário 09 de Acidente | |
|---|---|
| **Localização** | Tanques 100 TQ-02/03 – Oriemulsion |
| **Dimensões/Parâmetros** | Volume máximo: 10.000 $m^3$ cada.<br>Altura: 15,0 m, Diâmetro: 30,0 m.<br>Temperatura de armazenamento: 80 $^oC$. |
| **Material** | Oriemulsion (emulsão de óleo ultra-pesado com água) |
| **Causas do vazamento** | Transbordamento<br>Falhas em válvulas, juntas, flanges,<br>Ruptura no casco do tanque (corrosão)<br>Erro Operacional |
| **Conseqüências** | Contaminação ambiental<br>Intoxicação população interna<br>Perda de produto<br>Incêndio no tanque<br>Geração de resíduos<br>Acidente do trabalho |
| **Pior cenário** | Vazamento do volume total do tanque (10.000 $m^3$ ou 10.000.000 litros) de oriemulsion numa área de piso permeável e sem contenção do produto vazado. |
| **Considerações** | |

### 6.1.10. Vazamento de Oriemulsion nas linhas de transferência:

| Caracterização do Cenário 10 de Acidente | |
|---|---|
| **Localização** | Tubulação de Transferência de Oriemulsion (linhas de entrada dos tanques 100 TQ-02/03) |
| **Dimensões/Parâmetros** | Diâmetro: 14 polegadas (35,56 cm).<br>Comprimento máximo da seção da linha entre duas válvulas de bloqueio: 200 m<br>Pressão de Operação: 15 Kgf/cm$^2$, temperatura: 80 $^o$C.<br>Vazão: 400 m$^3$/h |
| **Material** | Oriemulsion (emulsão de óleo ultra-pesado com água) |
| **Causas do vazamento** | Ruptura parcial ou total da tubulação<br>Falha em válvulas, juntas e flanges da tubulação<br>Vazamento nas bombas<br>Erro Operacional<br>Corrosão |
| **Conseqüências** | Contaminação ambiental<br>Intoxicação população interna<br>Perda de produto<br>Incêndio em poça<br>Geração de resíduos |
| **Pior cenário** | Ruptura total da linha de 14 polegadas de diâmetro com comprimento de 200 m de seção entre duas válvulas de bloqueio. Os tempos de detecção do vazamento T1 e de parada de bombeamento T2 foram estimados em 5 minutos e 10 minutos.<br>O vazamento pode ocorrer numa área de piso permeável e sem contenção do produto vazado. |
| **Considerações** | Volume residual vazado: $\pi$ x r$^2$ x comprimento = 19,86297 m$^3$ ou 19.862,97 litros.<br>Volume vazado= $V_{residual}$ + (T1 + T2) x Vazão = 19,86297 + (0,25) x 400 = 119,86297 m$^3$ |

### 6.1.11. Incêndio:

**a. Incêndio em Tanque de Armazenamento de Emulsão de Óleo Oriemulsion:**

| **Caracterização do Cenário 11 de Acidente** | |
|---|---|
| **Localização** | Tanques 100 TQ 02/03. |
| **Material** | Oriemulsion (emulsão de óleo em água) à 80 $^{o}$C |
| **Causas do Incêndio** | Formação de uma fase vapor dentro do tanque que misturada ao ar atmosférico, cria condições de ignição;<br>Presença de uma fonte de ignição (exemplo: descarga atmosférica). |
| **Cálculos da massa vazada:** | Densidade do oriemulsion à 16 $^{o}$C – 0,980 *Kg/l* ou *g/cm$^3$.*<br>0,980 Kg - 1 l<br>x - 1000 l onde x = 980 Kg (massa de oriemulsion em 1 m$^3$)<br>980 Kg - 1 m$^3$<br>x - 10.000 m$^3$ onde x = 9.800.000 Kg<br>Massa de oriemulsion armazenada num dos tanques 100 TQ-02/03 = 9.800.000 Kg. |
| **Conseqüências** | Liberação de radiação térmica<br>Contaminação ambiental<br>Intoxicação e danos graves à saúde da população interna e externa<br>Geração de resíduos<br>Danos patrimoniais |

## 6.2. Recomendações proposta para a unidade industrial

As medidas mitigadoras, controladoras e preventivas sugeridas nas planilhas HazOp (anexo A) subsidiarão a operação do empreendimento e seus dispositivos de segurança pois indicam quais os pontos que necessitam de melhorias ou adaptações.

As principais recomendações deste trabalho para a unidade estão citadas abaixo:

- Elaboração e revisão periódica dos manuais de operação, procedimentos, operacionais e emergenciais para os sistemas da unidade;
- Avaliação dos equipamentos e dos sistemas que devam sofrer intervenção de inspeção ou manutenção e elaboração um programa de manutenção preventiva;
- Treinamento e reciclagem dos funcionários;
- Avaliação das malhas de controle, instalação de dispositivos de segurança nos equipamentos e utilização de equipamentos de proteção individual e coletiva para os funcionários;
- Avaliação e dimensionamento dos sistemas de contenção para vazamentos de produtos na unidade;
- Avaliação e dimensionamento de equipamentos para combate a emergências.

## 6.3. Análise de Conseqüências – cenários acidentais obtidos a partir das simulações de estudos de casos

Os cenários acidentais apresentados na tabela 17 são oriundos de vazamento de óleo diesel em área de tancagem, podendo ter como causas do vazamento falhas operacionais e de equipamentos de segurança, ruptura parcial ou total das tubulações de acesso ao tanque, transbordamento do tanque, rompimento das juntas de vedação e das gaxetas das válvulas, furo no tanque, etc.

Nas simulações apresentadas nas tabelas 18 e 19, os cenários de vazamento ocorrem em linhas de transferência de óleo diesel e petróleo, respectivamente. Estes cenários acidentais apresentam várias causas, entre elas a ruptura parcial ou total da tubulação por choque mecânico, por corrosão ou por movimentação de terra, vazamento de produto através de válvulas e flanges, falhas na solda, etc. A taxa de liberação do produto vazado é proporcional à dimensão da ruptura e à pressão de operação da linha.

### 6.3.1. Estudo de caso para Cenários de vazamentos de óleo diesel em áreas de armazenamento de produto com tanques verticais

Tabela 17 – Cenários de vazamento de óleo diesel em área de tancagem.

| Simulações | Volume liberado (l) | Massa liberada (Kg) | Área poça ($m^2$) | Incêndio em poça | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | | | Distância (m) para 12,5 kW/ $m^2$ | Distância (m) para 37,5 kW/ $m^2$ |
| 1 | 1.000 | 810 | 50 | 8,0 | - |
| 2 | 7.500 | 6.490 | 41 | 8,0 | - |
| 3 | 7.500 | 6.490 | 120 | 13,0 | - |
| 4 | 7.500 | 6.490 | 990 | 32,0 | 3,5 |
| 5 | 95.000 | 82.000 | 1.000 | 31,0 | 2,0 |
| 6 | 150.000 | 129.000 | 1.200 | 37,2 | 2,5 |

### 6.3.2. Estudo de caso para Cenários de vazamentos de óleo diesel em linhas de transferência de produto

Tabela 18 – Cenários de vazamento de óleo diesel em linhas de transferência.

| Simulações | Diâmetro do furo (mm) | Pressão na linha (Kgf/cm$^2$) | Massa liberada (Kg) | Diâmetro da poça (m) | Incêndio em poça | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | Distância (m) para 12,5 kW/ m$^2$ | Distância (m) para 37,5 kW/ m$^2$ |
| **1** | 5 (parcial) | 12 | 3.311 | 16 | 11 | - |
| **2** | 80 (parcial) | 12 | 460.000 | 100 | 78 | 14 |
| **3** | 254 (total) | 12 | 230.000 | 100 | 78 | 14 |
| **4** | 5 (parcial) | 23 | 4.714 | 17 | 13 | - |
| **5** | 80 (parcial) | 23 | 470.000 | 100 | 79 | 15 |
| **6** | 254 (total) | 23 | 240.000 | 100 | 79 | 15 |
| **7** | 5 (parcial) | 56 | 4.718 | 18 | 14 | - |
| **8** | 80 (parcial) | 56 | 285.000 | 100 | 79 | 14 |
| **9** | 254 (total) | 56 | 260.000 | 100 | 79 | 14 |
| **10** | 5 (parcial) | 76 | 7.166 | 19 | 14 | - |
| **11** | 80 (parcial) | 76 | 350.000 | 100 | 79 | 15 |
| **12** | 254 (total) | 76 | 280.000 | 100 | 79 | 15 |
| **13** | 5 (parcial) | 104 | 7.600 | 21 | 18 | - |
| **14** | 80 (parcial) | 104 | 500.000 | 100 | 79 | 15 |
| **15** | 254 (total) | 104 | 310.000 | 100 | 79 | 15 |

### 6.3.3. Estudo de caso para Cenários de vazamentos de petróleo em linhas de transferência de produto

Tabela 19 – Cenários de vazamento de petróleo em linhas de transferência.

| Simulações | Diâmetro do furo (mm) | Pressão na linha (bar) | Volume liberado ($m^3$) | Massa Vazada (Kg) | Diâmetro da poça (m) | Distância (m) para 12,5 kW/ $m^2$ | Distância (m) para 37,5 kW/ $m^2$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | **Incêndio em poça** | |
| **1** | 150,0 | 6 | 402 | 369.840 | 32 | 24 | 9 |
| **2** | 760,0 | 6 | 251 | 230.920 | 25 | 23 | 8 |
| | | | | | | **Jato de fogo** | |
| **3** | 150,0 | 9 | 456 | 419.520 | 34 | 24 | 9 |
| **4** | 760,0 | 9 | 310 | 285.200 | 28 | 23 | 9 |
| | | | | | | **Jato de fogo** | |
| **5** | 150,0 | 16 | 538 | 510.960 | 36 | 25 | 10 |
| **6** | 760,0 | 16 | 451 | 430.920 | 29 | 24 | 9 |
| | | | | | | **Jato de fogo** | |
| **7** | 150,0 | 24 | 921 | 847.320 | 48 | 27 | 10 |
| **8** | 760,0 | 24 | 898 | 826.160 | 47 | 26 | 10 |
| | | | | | | **Jato de fogo** | |
| **9** | 150,0 | 47 | 928 | 853.760 | 49 | 28 | 11 |
| **10** | 760,0 | 47 | 907 | 834.440 | 48 | 27 | 10 |
| | | | | | | **Jato de fogo** | |
| **11** | 150,0 | 50 | 944 | 898.480 | 50 | 29 | 12 |
| **12** | 760,0 | 50 | 934 | 865.280 | 49 | 28 | 11 |

## 6.4. Discussão dos Resultados

Comparando as simulações 1 e 2 da tabela 17, que considera o cenário de vazamento de óleo diesel em área de tancagem, pode-se observar que os valores de volume e massa de óleo diesel liberados nos vazamentos são diferentes, mas os valores de área de poças formadas são bem semelhantes. Devido aos valores de área serem bem aproximados, as distâncias encontradas (raio limite de atuação para uma energia danificadora específica) nas simulações apresentam valores iguais.

Observando as simulações 4 e 5 da mesma tabela, pode-se verificar que o comportamento dos valores se repete. Têm-se valores de volume e massa de óleo diesel liberados diferentes, mas as áreas de poças formadas são bem semelhantes. Este fato está diretamente ligado à conformação física da instalação industrial. A topografia do solo e a permeabilidade do terreno na área dos tanques influenciam diretamente na formação das poças.

Podem-se ter volumes vazados diferentes, mas com formação de poças com área superficial igual, o que resulta numa taxa de evaporação de produto igual para os dois casos. O incêndio é alimentado pelo vapor do produto e sua quantidade liberada é proporcional à área da poça formada.

A diferença entre os resultados das simulações 1 e 2 e os resultados das simulações 4 e 5 está relacionada a dimensão das poças formadas nos cenários acidentais. As primeiras simulações apresentam poças de pequeno porte resultando num valor de raio pequeno para uma energia danificadora que apresenta danos à vida com probabilidade de 1% de fatalidade da população afetada (critério adotado pela CETESB). Para as outras simulações, as poças formadas possuem uma área maior que as anteriores, resultando em distâncias maiores para dois níveis de energia danificadora.

Comparando as simulações 2, 3 e 4 da tabela 17 ainda para o mesmo cenário, pode-se observar que os volumes e massas vazados são iguais, porém formam-se poças com valores de áreas superficiais bem distintos, o que resulta em distâncias limites diferentes para a energia de radiação danificadora (energia liberada durante um incêndio). Nesta situação, a dimensão da poça também está relacionada diretamente com a topografia e a permeabilidade do terreno onde está instalada a unidade industrial, pois a mesma massa vazada sofre espalhamento diferente nas três situações acima.

Para o menor valor de área de poça (41 $m^2$) tem-se uma distância limite de 8 metros (raio) para a energia danificadora. Para o segundo valor de área de poça (120 $m^2$) tem-se uma distância limite de 13 metros e para o terceiro valor de área de poça (990 $m^2$) encontra-se uma distância limite de 32 metros para o nível de radiação de 12,5 Kw/ $m^2$ e ainda uma distância limite de 3,5 metros para a energia de 37,5 Kw/ $m^2$.

As simulações 10, 11 e 12 da tabela 18 consideram o cenário de vazamento de óleo diesel em linhas de transferência de produto sob a mesma pressão de 76 Kgf/ $cm^2$, porém com valores diferentes de diâmetro dos furos (rupturas parciais e totais). Pode-se observar que os valores de massas vazadas são bem distintos para os diferentes níveis de ruptura e bem como os valores de área de poça formada.

No entanto, entre a ruptura parcial da linha de 80 mm e a ruptura total (254 mm), as áreas das poças formadas se igualaram, fornecendo assim valores iguais também para as distâncias limite da energia danificadora. Este fato está associado à formação de uma área de poça com valor máximo, isto é, a dimensão máxima da poça é função da permeabilidade do solo e da taxa de liberação do produto (tempo de parada do bombeamento e o tempo para o fechamento das válvulas).

Para vazamentos de produto em áreas onde a permeabilidade do terreno possua um valor médio ($10^{-12}$ $m^2$), os tempos para o estancamento do vazamento não são tão importantes e o diâmetro máximo da poça é alcançado em poucos minutos. Se a permeabilidade do terreno for menor (área com permeabilidade $10^{-16}$ $m^2$), a poça tende a se espalhar continuamente e o estancamento do vazamento se torna importante para determinar a dimensão da poça (ATKINS, 1996).

Porém, para a formação de poças com valores de área elevada, seria preciso uma área plana, muito extensa e sem qualquer fissura que permitisse a penetração do produto. Estas condições são pouco prováveis numa área externa da Unidade e a poça atingirá um valor máximo em pouco tempo. Mas a área interna da Unidade pode apresentar estas características e o espalhamento da poça pode atingir grandes distâncias. Devido a este fato é importante o dimensionamento de bacias de contenção, que delimitarão a área atingida pelo vazamento.

As mesmas condições se repetem na tabela 18 para as rupturas parciais e totais, onde os valores de pressão nas linhas são de 104 Kgf/ $cm^2$, 56 Kgf/ $cm^2$, de 23 Kgf/ $cm^2$ e de 12 Kgf/ $cm^2$.

Pode-se observar nas simulações desta tabela que para os valores das rupturas parciais de 80 mm e para as rupturas totais, a massa vazada é sempre maior para o cenário de ruptura parcial. Este fato ocorre devido a alguns fatores, tais como, o tempo de detecção do vazamento e ao tempo de "*shut off*" da tubulação (tempo de parada de bombeamento e fechamento das válvulas) serem maiores para as rupturas parciais.

Normalmente a detecção de um vazamento de produto é feita por variação de pressão, através de medidores instalados nas linhas de transferência, e os tempos de detecção são maiores para as rupturas menores. Com tempo maior de vazamento, observam-se quantidades maiores de massa liberada para o ambiente externo.

Avaliando as simulações da tabela 19, que considera os cenários de vazamento de petróleo em linhas de transferência de produto, podem-se observar cenários de ruptura média (150 mm) e ruptura total das linhas de transferência de produto (760 mm).

Comparando estas simulações, avalia-se que para as rupturas parciais (150 mm) os valores de massas vazadas e de áreas de poça são maiores do que os valores encontrados para as rupturas totais. Este comportamento, semelhante ao da tabela 18, ocorre porque o tempo de detecção do vazamento e o tempo de "*shut off*" da tubulação (tempo de parada de bombeamento e de fechamento das válvulas) são maiores para as rupturas parciais.

Nestes cenários de vazamentos não houve formação de poças com diâmetro máximo, como ocorrido nos casos da tabela 18, pois para os valores maiores de massas vazadas ocorreu a formação de poças maiores. Mas pode-se observar que os valores das áreas de poça não são tão distintos, o que resultou em valores de distâncias limite de área atingida iguais para os dois níveis de energia danificadora (12,5 Kw/ $m^2$ e 37,5 Kw/ $m^2$).

Entre os cenários apresentados acima, podem-se comparar alguns resultados das simulações com os cenários encontrados na aplicação da técnica HazOp para a Unidade de Co-Geração de vapor assumindo que as características ambientais e físicas das instalações sejam semelhantes.

Os cenários de vazamento de óleo diesel em área de tancagem, encontrados na Unidade de Co-geração de vapor, possuem o valor de 150 $m^3$ como volume máximo vazado e se assemelham aos cenários apresentados nas simulações na tabela 17. Com estes resultados pode-se ter uma avaliação mais aprofundada das conseqüências de um vazamento de produto, pois eles fornecem informações sobre a área atingida e com isto, prepara-se melhor um plano de ação emergencial que será utilizado em um caso de acidente real.

Para os cenários de pequeno e médio porte, a origem do acidente pode ser o vazamento de produto através de gaxetas, flanges, juntas, válvulas do tanque e outros equipamentos, e as quantidades vazadas variam em função do tempo de detecção deste vazamento. Para a ocorrência do cenário onde o valor do volume é máximo (150 $m^3$), deverá haver o vazamento total do produto do tanque, sendo ele contido na bacia de contenção.

Pode haver um agravamento do cenário de vazamento de óleo diesel caso haja uma fonte de ignição na área atingida pela poça, podendo levar a ocorrência de incêndios e explosões. Observando estas informações pode-se concluir que, na Unidade de Co-geração de vapor, a distância máxima a partir do ponto do acidente que apresenta risco à saúde para a população interna é de 37,2 metros para a energia danificadora de nível de radiação térmica de 12,5 Kw/ $m^2$ e de 2,5 metros para a energia danificadora de nível de radiação térmica de 37,5 Kw/ $m^2$, assumindo que as premissas utilizadas nas simulações sejam as mesmas das condições físicas da Unidade Industrial.

O cenário de vazamento de óleo diesel nas linhas de transferência de produto encontrado na Unidade de Co-geração de vapor, possui o valor de 16 $m^3$ (massa 13.200 Kg) como volume máximo vazado, assumindo a pressão na linha de 8 Kgf/ $cm^2$ (o cálculo está descrito no capítulo 6). Este cenário se assemelha aos apresentados nas simulações para as rupturas parciais (5 mm) em tubulações mostrados na tabela 18. Como a pressão na linha está abaixo das utilizadas nas simulações, comparou-se o cenário apenas pelos valores de massa vazada.

Observando os valores 3.311 Kg, 4.714 Kg e 7.600 Kg para as massas liberadas de óleo diesel durante um acidente, pode-se constatar que as distâncias limite onde as energias liberadas num incêndio para causar danos ao público interno/externo são da ordem de 11, 13 e 18 metros. Podem-se aplicar estes resultados na elaboração de um plano de ação, criando procedimentos para combate as emergências e avaliando melhor o impacto no público interno e externo à Unidade Industrial.

Os cenários de vazamento de óleo combustível 1A e oriemulsion nas linhas de transferência de produto encontrados na Unidade de Co-geração de vapor possuem os valores de 72 $m^3$ (massa de 69.624 Kg) e 119,86 $m^3$ (massa de 116.620 Kg) como volumes máximos vazados, assumindo a pressão na linha de 15 Kgf/ $cm^2$ (o cálculo está descrito no capítulo 6). Estes cenários (HazOp) foram comparados aos cenários de vazamento de petróleo (simulação) por vários motivos, entre eles, o fato dos produtos apresentarem semelhanças nas características físico-químicas e de haver limitação na disponibilidade nos dados simulados.

Os casos reais apresentam valores de massa vazada bem menores que os valores encontrados nas simulações 5 e 6 com pressão de 16 Kgf/ $cm^2$, apresentados na tabela 19. Portanto, pode-se utilizar estes dados apenas para estimar uma área afetada mas, recomenda-se realizar novas simulações avaliando volumes vazados menores.

# 7. CONCLUSÕES

A realização deste Estudo de Análise de Risco em uma Unidade Industrial de Co-Geração de Vapor objetivou a identificação dos riscos presentes na instalação e a priorização de cenários acidentais.

A análise dos resultados deste trabalho, nas condições em que foi realizado, atendeu aos objetivos gerais e específicos permitindo assim as seguintes conclusões:

A aplicação da Técnica HazOp no processo industrial forneceu resultados técnicos detalhados que mostram as causas e as conseqüências (Planilhas HazOp – anexo A) dos possíveis eventos indesejados, que poderão dar origem aos acidentes industriais.

A aplicação da Técnica HazOp também forneceu recomendações (Planilhas HazOp – anexo A) com o objetivo de minimizar a possibilidade de ocorrência de um evento indesejável ou mitigar as possíveis conseqüências resultantes de acidentes que possam vir a ocorrer na unidade industrial. Estas recomendações deverão ser contempladas na elaboração do Plano de Gerenciamento de Riscos – PGR ou em um Plano de Ação de Emergência.

A partir destas informações determinadas, foi possível identificar e descrever os principais cenários acidentais da unidade Industrial (Capítulo 6, item 6.1), detalhando características como volume de produto vazado e área de ocorrência do acidente. Estas informações foram utilizadas posteriormente para avaliação das dimensões dos danos decorrentes dos acidentes quando os cenários acidentais foram comparados com os cenários simulados nos estudos de casos. Observar que os impactos também estão relacionados com tempo de desencadeamento das ações de emergência.

A partir dos estudos de casos apresentados no Capítulo 6 item 6.2, foi possível comparar os cenários acidentais encontrados na unidade industrial com cenários já simulados. Nesta comparação, foi possível avaliar e estimar a extensão dos danos causados por vazamentos de produtos combustíveis seguidos ou não de incêndio/explosão em área de tancagem e em linhas de transferência de produto na unidade industrial.

Todas as informações qualitativas e quantitativas produzidas neste trabalho, referentes aos cenários acidentais, deverão ser utilizadas na elaboração do plano de emergência para a Unidade Industrial de Co-Geração de vapor. A preocupação com riscos de acidentes em plantas industriais é atualmente parte integrante da filosofia de segurança das empresas que buscam através destas análises a eliminação e /ou minimização de acidentes industriais e de suas conseqüências.

Desta forma os conceitos de gerenciamento de riscos aparecem com o intuito de fornecer ferramentas para elaboração de planos de segurança que serão baseados em dados concretos e com objetivos específicos.

Porém deve-se ter consciência que a eliminação de todos os riscos em qualquer atividade industrial é uma tarefa impossível, independentemente da ênfase dada ao tema. O que realmente busca-se é a minimização dos riscos associados ao comportamento e condições operacionais de processo das unidades industriais.

# 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS


ABDALLAH, R.R. *Uma Experiência de Aplicação do Sistema APPCC (Análise de Perigos em Pontos Críticos de Controle) em uma Indústria de Laticínios*. 1997. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção), Departamento de Engenharia de Produção e Sistemas, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 1997.

ANSELL, J.; WHARTON, F. *Risk: analysis, assessment and management.* England: John Wiley & Sons, Ltd., 1992.

ARENDT, J.S. *et al*. *Managing safety*: do's and dont's to "OSHA – proof" your process hazard analyses. Chemical Engineering, p. 90-100, march, 1993.

ATKINS, W.S. *Development of Pool Fire Thermal Radiation Model*. Health and Safety Executive - HSE - Contract Research Report, nº 96, 1996.

BASTIAS, H.H. *Introducción a la ingeniería de prevención de pérdidas*. São Paulo: Conselho Regional do Estado de São Paulo da Associação Brasileira para a Prevenção de Acidentes, 1977.

BERGER, I.S. *Determination of Risk for Uncontrolled Hazardous Waste Sites*. In: Proceedings of the National Conference on Management of Uncontrolled Hazardous Waste Sites, Hazardous Materials Control Research Institute, Silver Spring, 1982.

BERNSTEIN, P.L. *Desafio aos Deuses*: A fascinante história do risco, 2ª edição. Rio de Janeiro: Editora Campus, 1997.

BRILHANTE, O.M.; CALDAS, L.Q.A. (Org.). *Gestão e Avaliação de Risco em Saúde Ambiental*. Rio de Janeiro: Editora Fiocruz, 1999.

BROWN, A.E.P. *Análise de Risco.* Boletim Técnico Núcleo de GSI/NUTAU/USP. Ano III/nº 01, Janeiro/Fevereiro, 1998.

CANTER, W.L. *Environmental Risk Assessment and Management:* A literature review. Pan American Center for Humam and Health Ecology, Environmental Health Program. PAH, World Health Organization, Mexico, 1989.

CHAPMAN, C.B. *Project Risk Management:* Process, techniques and insights. England: John Wiley and Sons Ltd, 1997.

CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. *Fichas de Informação de Segurança de Produtos Químicos*. São Paulo, 2005. Disponível em: http://www.cetesb.sp.gov.br. Acesso em: 29 de março de 2005.

CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. *Manual de Orientação para a Elaboração de Estudos de Análise de Riscos*. São Paulo, 1999.

CONWAY, R.A. *Introduction to Environmental Risk Analysis.* In: Environmental Risk Analysis for Chemicals. New York: van Nostand Reinhold Company, 1982.

COVELLO, V.; MUMPOWER, J. *Risk Analysis and Risk Managment: an historical perspective*. Risk Analysis, New York, v.5, nº 2, 1985.

DE CICCO, F.M.G.A.F. *Gerência de Riscos:* ampliando conceitos. Proteção, São Paulo, nº 27, fevereiro/março, 1994.

DE CICCO, F.M.G.A.F.; FANTAZZINI, M.L. *Os Riscos Empresariais e Gerência de Riscos.* Proteção – suplemento especial nº 1, São Paulo, nº 27, fevereiro/março, 1994.

DUARTE, M. *Riscos Industriais*: etapas para a investigação e a prevenção de acidentes. Rio de Janeiro: Funenseg, 2002.

FARBER, J.H. *Técnicas de Análise de Riscos e os Acidentes Maiores*. Gerência de Riscos, São Paulo, 1º trimestre, p.30-37, 1991.

FEPAM - Fundação Estadual de Proteção Ambiental Henrique Roessler. *Manual de Análise de Riscos Industriais*. Rio Grande do Sul, 2000.

FERRÃO, P.C. *Introdução à Gestão Ambiental* – Avaliação do Ciclo de Vida de Produtos. Lisboa, Portugal: Editora Instituto Superior Técnico, 1998.

FREITAS, C.M.; PORTO, M.F.S.; MACHADO, J.M.H. (Org). *Acidentes Industriais Ampliados:* Desafios e perspectivas para o controle e a prevenção. Rio de Janeiro: Editora Fiocruz, 2000.

HALLENBECK, W.H. *Introduction.* In: HALLENBECK, W.H. & CUNNINGHAN, K.N. Quantitative Risk Assessment for Environmental and Occupational Health, 1986.

INHABER, H. *Energy Risk Assessment.* New York: Gordon and Breach Science Publishers, 1982.

JACKSON, N.; CARTER, P. *The Perception of Risk*. In: ANSELL, J.; WHARTON, F. Risk: analysis, assessment and management. England: John Wiley & Sons Ltd., 1992.

KAPLAN, S.; GARRIK, B.J. *On the Quantitative Definition of Risk*. Risk Analysis, New York, v.1, nº 1, 1981.

KOLLURU, R.V.; BARTELL, S.M.; PITBLADO, R.M.; STRICOFF, R.S. *Risk Assessment and Management Handbook for Environmental, Health and Safety Professionals.* USA: McGraw-Hill, Inc, 1996.

LAGE, H. *Gerenciando Riscos.* Revista Meio Ambiente Industrial. São Paulo, ano IV, edição 24, nº 23, p.110-113, março/abril 2000.

MOLAK, V. *Fundamentals of Risk Analysis and Risk Managment*. Lewis Publishers: Boston, 1997.

PALADY, P. *FMEA*: análise dos modos de falha e efeito. São Paulo: IMAM, 1997.

PETROBRAS – PETRÓLEO BRASILEIRO S.A. ETEC III – III Encontro Técnico sobre Engenharia da Confiabilidade, 1991.

PRITCHARD, C.L. (edit.). *Risk Management:* Concepts and Guidance. Virginia: ESI International Publishers, 1997.

SARKIS, R. *Gerenciamento de Riscos:* Uma visão estratégica. Apostila do Curso de Consultoria de Riscos Willis. São Paulo, 2002.

SELL, I. *Gerenciamento de Riscos.* Apostila do Curso de Engenharia e Segurança do Trabalho. Florianópolis: FEESC, 1995.

SORS, A. I. *Risk Assessment and its use in management:* a state of the art review. In: Proceedings of a Seminar on Evaluation and Risk Assessment of Chemical. Regional Office for Europe. Interim Document. Copenhagen, 1982.

SOUZA, E.A. *O Treinamento Industrial e a Gerência de Riscos:* Uma Proposta de Instrução Programada. 1985. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção), Departamento de Engenharia de Produção e Sistemas, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 1995.

SPECHT, V.F.R. *Desenvolvimento de um Modelo de Gerenciamento de Riscos para o Aumento da Segurança Alimentar:* Estudo de Caso em Indústria de Laticínios. 2002. Tese (Doutorado em Engenharia de Produção), Departamento de Engenharia de Produção e Sistemas, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2002.

WONGTSCHOWSKI, P. *Indústria Química:* Riscos e Oportunidades. São Paulo: Editora Edgard Blücher Ltda, 1999.

WHARTON, F. *Risk Management*: Basic concepts and general principles. In: ANSELL, J.; WHARTON, F. Risk: analysis, assessment and management. England: John Wiley & Sons Ltd, 1992.

.

# ANEXO A – PLANILHAS HAZOP

# ANEXO B – FICHAS DE INFORMAÇÃO DE SEGURANÇA DE PRODUTOS QUÍMICOS - FISPQ

# ANEXO C – FLUXOGRAMA DE PROCESSO

# Livros Grátis

( http://www.livrosgratis.com.br )

Milhares de Livros para Download:

Baixar livros de Administração
Baixar livros de Agronomia
Baixar livros de Arquitetura
Baixar livros de Artes
Baixar livros de Astronomia
Baixar livros de Biologia Geral
Baixar livros de Ciência da Computação
Baixar livros de Ciência da Informação
Baixar livros de Ciência Política
Baixar livros de Ciências da Saúde
Baixar livros de Comunicação
Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE
Baixar livros de Defesa civil
Baixar livros de Direito
Baixar livros de Direitos humanos
Baixar livros de Economia
Baixar livros de Economia Doméstica
Baixar livros de Educação
Baixar livros de Educação - Trânsito
Baixar livros de Educação Física
Baixar livros de Engenharia Aeroespacial
Baixar livros de Farmácia
Baixar livros de Filosofia
Baixar livros de Física
Baixar livros de Geociências
Baixar livros de Geografia
Baixar livros de História
Baixar livros de Línguas

Baixar livros de Literatura
Baixar livros de Literatura de Cordel
Baixar livros de Literatura Infantil
Baixar livros de Matemática
Baixar livros de Medicina
Baixar livros de Medicina Veterinária
Baixar livros de Meio Ambiente
Baixar livros de Meteorologia
Baixar Monografias e TCC
Baixar livros Multidisciplinar
Baixar livros de Música
Baixar livros de Psicologia
Baixar livros de Química
Baixar livros de Saúde Coletiva
Baixar livros de Serviço Social
Baixar livros de Sociologia
Baixar livros de Teologia
Baixar livros de Trabalho
Baixar livros de Turismo