



UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

ESCOLA DE ENGENHARIA DE LORENA

EEL - USP

EMERSON FRANCISCO CHINAQUI

Análise e Gerenciamento de Riscos de Processo na Indústria
Química

LORENA-2012

EMERSON FRANCISCO CHINAQUI

Análise e Gerenciamento de Riscos de Processo na Indústria
Química

Monografia apresentada à Escola de Engenharia de Lorena – EEL USP como requisito parcial para conclusão da Graduação em Engenharia Química.

Área de Concentração: Engenharia Industrial / Segurança de Processos.

Orientador: Prof. Drº Francisco José Moreira Chaves

Lorena-2012

Autorizo a reprodução e divulgação total ou parcial deste trabalho, por qualquer meio convencional ou eletrônico, para fins de estudo e pesquisa desde que citada a fonte.

DEDICATÓRIA

Aos meus avós, João Francisco e Maria José de Souza Francisco, Juvenal Chinaqui e Conceição Aparecida Chinaqui, peças fundamentais na minha vida pela educação e valores proporcionados aos meus pais que por consequência foram transmitidos a mim.

Em especial dedico a minha avó Conceição Aparecida (*in memoriam*), que antes de seu descanso sempre me apoiou e me incentivou em todos os momentos em que esteve presente em minha vida e tenho certeza que grande parte de meu sucesso é, e sempre será, devido a sua benção.

AGRADECIMENTOS

Os meus sinceros agradecimentos:

Aos meus pais, Ademir Chinaqui e Rejane de Souza Francisco Chinaqui, pelos valores transmitidos e pela educação que me proporcionaram.

Á minha namorada Talita, que tanto me apoiou e incentivou mesmos nos momentos mais difíceis, pelo companheirismo, força e paciência, e mais importante , pela felicidade que me proporciona todos os dias.

Ao Professor Dr. Francisco José Moreira Chaves, pelo suporte e orientação na elaboração deste presente trabalho.

Ao Professor Dr. Marco Antonio Carvalho Pereira , pelo suporte e aconselhamento na elaboração deste presente trabalho.

Aos meus amigos, á vocês agradeço cada momento inesquecível vivido durante a faculdade, pelas noites de estudo, esforço e alegria.

Ao Sr. Renato Sampaio, The Dow Chemical Process Safety Leader, pelo suporte e pelas horas dedicadas a me ensinar sobre segurança de processos químicos.

Ao Sr. João Gregoris, The Dow Chemical Process Safety Leader, pelo suporte e ajuda na elaboração deste presente trabalho.

Nossas decisões de hoje serão uma bendita herança ou um motivo de lamentação para as gerações que nos seguem.

Quando algo pode ser feito apenas uma vez , devemos trabalhar duro para que seja feito certo da primeira vez.

Temos uma única chance de fazer certo, o que pode ser feito uma única vez.

Dalai Lama

RESUMO

CHINAQUI, E. F. **Análise e gerenciamento de riscos de processo na indústria química.** 2012. 91 f. Monografia - Escola de Engenharia de Lorena – Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012.

O crescimento industrial registrado a partir da segunda metade do século XX no mundo, além de contribuir para um significativo avanço tecnológico, representou um fator de desenvolvimento social, quer pela geração de empregos, quer pela disponibilização de novos bens. Por outro lado, esta circunstância implicou no desenvolvimento de unidades industriais cada vez maiores e mais complexas, e para as quais um maior grau de controle de riscos passou a ser necessário. Neste contexto, as atividades industriais, e em especial a atividade no ramo químico, trouxeram uma maior preocupação, não somente com o controle da poluição, mas também em relação ao risco de acidentes de processo. Seguindo a tendência mundial, surgiu em diversos países a preocupação legislativa em relação à prevenção e controle de acidentes, denominados acidentes de processo. Neste trabalho foi efetuada uma abordagem sobre a evolução dos processos regulatórios de gestão de riscos de acidentes de processo em nível mundial, bem como, a análise de um histórico dos mais graves acidentes de processo ocorridos na história da indústria química. Foi estudado algumas ferramentas para controle e gerenciamento de riscos de processos utilizadas na indústria química. Para tanto, um estudo aplicativo foi realizado em uma unidade de óleo térmico que é utilizada para secagem de matérias-primas de uma indústria de adesivos de poliuretano. Empregando ferramentas de análise de riscos de processo determinou-se então o grau de risco apresentado pelas instalações e foram feitas as devidas recomendações para o controle do risco inerente ao processo.

Palavras-chave: Acidentes químicos. Acidentes de processo. Gerenciamento de risco de processo.

ABSTRACT

CHINAQUI, E. F. **Chemical industry process hazards analysis**. 2012. 91f. Monograph - School Engineering of Lorena, University of São Paulo, São Paulo, 2012.

Industrial growth recorded since the second half of the XX century in the world, besides contribute to a significant technological advance, it presented a factor of social development, either by creating jobs or by providing new goods. Moreover this condition resulted in the development of plants increasingly larger and more complex, and for which a greater risk degree control has become necessary. In this context, industrial activities, and in particular the activity in the chemical industry, brought a major concern, not only with pollution control, but also in relation to process accident risk, which, besides having potential for harm to people own internal establishments, can result in a risk to the community surrounding its facilities as well as the entire population exposed to the risks arising from the need to transport these inputs to their consumer markets. Following the global trend, comes in several countries the legislative concern regarding prevention and control of accidents, denominated process accidents. In this approach work is done on the evolution of the regulatory processes of management process accidents risk in worldwide and is presented a history of more severe process accidents occurring in chemical industry history. Will be also presented some tools to control and processes risk management used in the chemical industry and a case study applying such tools in the risk analysis process a unit of Hot Oil used in drying of raw materials in an industry of Polyurethane Adhesives.

Key words: Chemical Accidents. Process Accidents. Process Risk Management.

LISTAS DE ABREVIACOES

AIChE	American Institute of Chemical Engineers
ASME	American Society of Mechanical Engineers
ABIQUIM	Associação Brasileira da Indstria Qumica
API	American Petroleum Institute
BPCS	Basic Process Control System
BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion
CCPS	Center for Chemical Process Safety
CSB	Chemical Safety Board
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CEI	Chemical Exposure Index
ERPG	Emergency Response Planning Guide
F&EI	Fire and Explosion Index
FMEA	Failure Mode and Effect Analysis
HAZOP	HAZard and OPerability Study
IPL	Independent Protection Layer
LOPA	Layers of Protection Analysis
MIC	Metil Isocianato
MF	Material Factor
MOC	Management of Change
MSDS	Material Safety Data Sheet

NFPA	National Fire Protection Association
NR	Norma Regulamentadora
OSHA	Occupational Health and Safety Association
UVCE	Unconfined Vapour Cloud Explosion
SI	Sistema Internacional de Unidades
TDCC	2,3,7,8 Tetraclorodibenzeno – para - DIOXIN

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Ranking Mundial da Industria Química.	16
Figura 2 – Distribuição por seguimento de mercado na Indústria Química.	17
Figura 3 – Causas de acidentes de processo na industria química mundial.	21
Figura 4 – Número de vítimas de acidentes químicos de processo no mundo.	34
Figura 5 – Fluxo do processo para cálculo do F&EI.	42
Figura 6 - Representação do Raio e Área de Exposição do F&EI.	46
Figura 7- Gráfico da relação do Número de F&EI com o Raio de Exposição.	46
Figura 8 - Processo para cálculo do CEI.	49
Figura 9 - Processo para cálculo do Airborne Quantity.	52
Figura 10 – LOPA Onion Camadas de Proteção Independentes (IPL). Error! Bookmark not defined.	
Figura 11 - Quadro palavras chavas utilizadas no estudo de HAZOP.	61
Figura 12 - Quadro com Parâmetros e Desvios Utilizados no HAZOP.	61
Figura 13 - Planta da Unidade de Produção detalhe de Círculos de CEI.	71
Figura 14 - Planta da Unidade de Processo Detalhe de Círculo de F&EI.	72
Figura 15 - Quadro Resumo LOPA Cenário 1, Sistema de Óleo Térmico.	75
Figura 16- Quadro Resumo LOPA Cenário 2, Sistema de Óleo Térmico.	76
Figura 17 - Quadro Resumo LOPA Cenário 3, Sistema de Óleo Térmico.	77
Figura 18 - Quadro Resumo LOPA Cenário 4, Sistema de Óleo Térmico.	78
Figura 19 - Quadro Resumo LOPA Cenário 5, Sistema de Óleo Térmico.	79
Figura 20 - Quadro Resumo LOPA Cenário 6, Sistema de Óleo Térmico.	80

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Porcentagem adicionada ao MF para perigos gerais de processo	43
Tabela 2 - Porcentagem adicionada ao MF para perigos especiais de processo.....	44
Tabela 3 - Valores de F&EI relacionados com o grau de perigo estimado.	45
Tabela 4 - Números de F&EI para algumas unidades e seu respectivos grau de perigo.	47

SUMÁRIO

RESUMO	vii15
ABSTRACT.....	ix
LISTAS DE ABREVIACÕES	x
LISTA DE FIGURAS	xi
LISTA DE TABELAS	xii
1 INTRODUÇÃO	15
1.1 Estado da Arte da Indústria Química	15
1.2 Riscos e Acidentes de Processo na Indústria Química	17
1.3 Objetivos do Trabalho	17
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	23
2.1 Histórico Mundial de Acidentes de Processo	23
2.2 Regulamentações Internacionais Sobre Acidentes de Processos.....	35
2.3 Técnicas Disponíveis para Análises de Riscos de Processo	39
2.3.1 Índice de Explosão e Fogo (<i>Fire and Explosion Index</i> - F&EI)	39
2.3.2 Índice de Exposição Química (<i>Chemical Exposure Index</i> – CEI).....	48
2.3.3 Análise de Camadas de Proteção (<i>Layers of Protection Analysis</i> - LOPA)	57
2.3.4 Estudos de Risco e Operabilidade (<i>Hazard of Operability Study</i> - HAZOP).....	60
2.4 Técnicas Disponíveis para Gerenciamento de Risco de Processos.....	62
2.4.1 Gerenciamento de Mudança (<i>Management of Change</i> - MOC).....	62
2.4.2 Programas de Integridade de Equipamentos.....	63
2.4.3 Capacitação Operacional	65
3. DESENVOLVIMENTO	66
3.1 Estrutura do Trabalho	66

3.1.1 Plano de Ação.....	66
3.2 Exemplo Aplicativo	67
3.2.1 Descrição Básica do Processo de Óleo Térmico	68
3.2.2 Fluxograma do Processo de Secagem.....	68
3.2.3 Informações Sobre a Substância em Estudo	69
3.2.4 Informações Sobre a Planta de Processo	71
3.2.5 <i>Chemical Exposure Index</i> (CEI) Sumário	73
3.2.6 <i>Fire And Explosion Index</i> (F&EI) Sumário.....	73
3.3.7 <i>Layers Of Protection Analisis</i> (LOPA) Sumário	74
4. CONCLUSÃO	81
5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	83
ANEXOS	86
Anexo A – Fator de Material (MF) de algumas substâncias químicas.	86
Anexo B – Número de ERPG para algumas substâncias tóxicas.	87
Anexo C – CEI Exemplos.....	88
Anexo D – LOPA <i>target factor</i> (Tabelas)	89
Anexo E – Números de Eventos Iniciadores (Tabela).....	90
Anexo F – Créditos para camadas de proteção independente.(Tabela).....	901

1 INTRODUÇÃO

1.1 Estado da Arte da Indústria Química

A humanidade pode viver sem produtos químicos? Sim, mas a vida seria mais curta, menos saudável, menos agradável e prazerosa. E mais arriscada. Em resumo, a vida seria pior.

A indústria química fabrica uma vasta lista de produtos e matérias-primas para uma variedade de setores industriais. Entre os produtos estão os usados para proteger as casas (tintas), para manter a saúde de pessoas e animais (medicamentos e vacinas) e para obter melhores alimentos (fertilizantes e defensivos agrícolas).

Após quase um século de predominância da Europa, a indústria química migrou para outras regiões do mundo (Figura 1). Entre 1880 ante a Primeira Guerra Mundial, a Alemanha dominava o setor, mas hoje a liderança cabe aos Estados Unidos. Após a Segunda Guerra Mundial, a indústria química teve grande crescimento no Japão, que se tornou, nas três últimas décadas do século XX, o segundo maior produtor mundial (CCPS, 2008).

Após a depleção do petróleo, os países do Oriente Médio, em particular os que integram a Organização dos Países Exportadores de Petróleo (OPEP), mais o Canadá e a Venezuela, ampliaram sua participação na produção da indústria química mundial, como fabricantes de derivados de etano extraídos do gás natural. Recentemente, a China como o país emergente de maior crescimento econômico no mundo, passou a ser grande exportadora de produtos químicos (CCPS, 2008).

As vendas totais da indústria química mundial em 2010, atingiram cerca de US\$ 3.4 trilhões (Figura 2). Desse total quase 37 % correspondem a produtos químicos básicos, 30% produtos para alimentação e saúde (fármacos e agroquímicos), 23 % a especialidades (como tintas e cosméticos) e os restantes 10 % a produtos de consumo. No mesmo ano, o Produto Interno Bruto (PIB) mundial foi estimado em cerca de US\$ 70 trilhões, assim, a indústria química global representa algo em torno de 4.8% PIB mundial (AICHE, 2011).

No Brasil no início do século XIX já existiam substâncias e matérias-primas produzidas com base em processos químicos como açúcar, aguardente, medicamentos, cloreto de amônio e cal. A partir de meados do século XIX até cerca de 1960 o Brasil ganhou mais de 150 unidades industriais nesse setor. Esses empreendimentos abrangeram os mais diversos ramos de atividades: extração mineral e vegetal, refino de petróleo, produção de fertilizantes e produtos químicos inorgânicos entre outros (ABIQUIM, 2011).

Em 2010, o faturamento líquido da indústria química brasileira atingiu US\$ 130.2 bilhões, correspondendo a 3% das vendas da indústria química mundial. Ao longo das duas últimas décadas, porém, os investimentos setoriais mantiveram-se aquém das necessidades do país (ABIQUIM, 2011).

O Brasil apresentou déficit comercial no setor químico, uma vez que, em 2010 as importações superaram as exportações em US\$ 20,6 bilhões. Portanto, as oportunidades para o crescimento da indústria nacional existem. Seu aproveitamento, porém, dependia do estabelecimento de mecanismos que restituam as condições de competitividade que o setor tinha no passado, entre eles estímulos ao desenvolvimento científico e tecnológico (ABIQUIM, 2011).

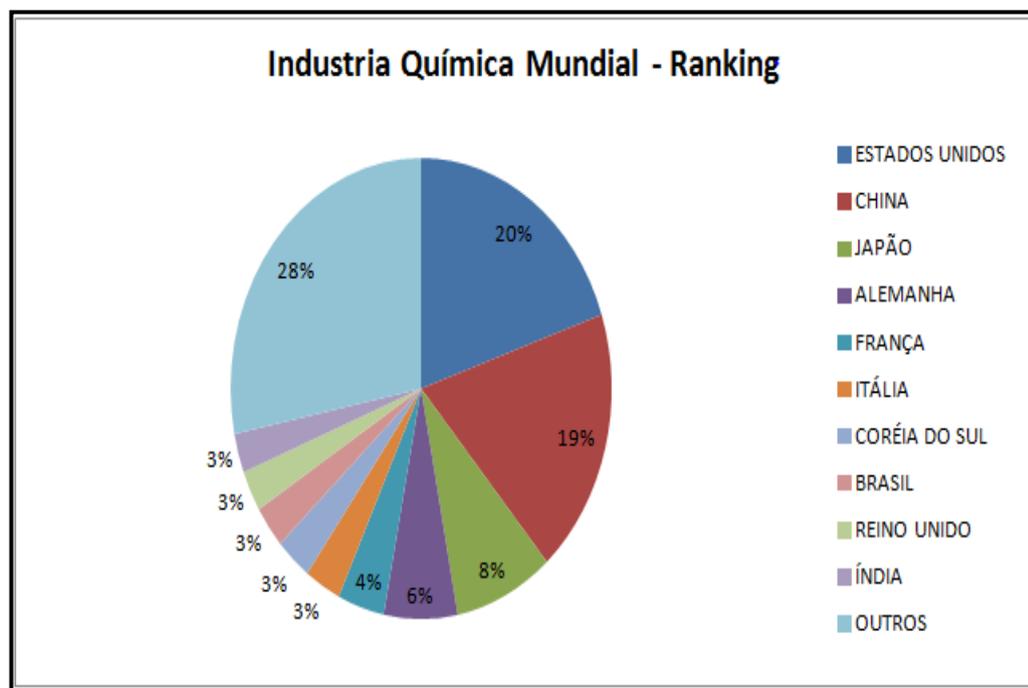


Figura 1 – Ranking Mundial da Indústria Química.

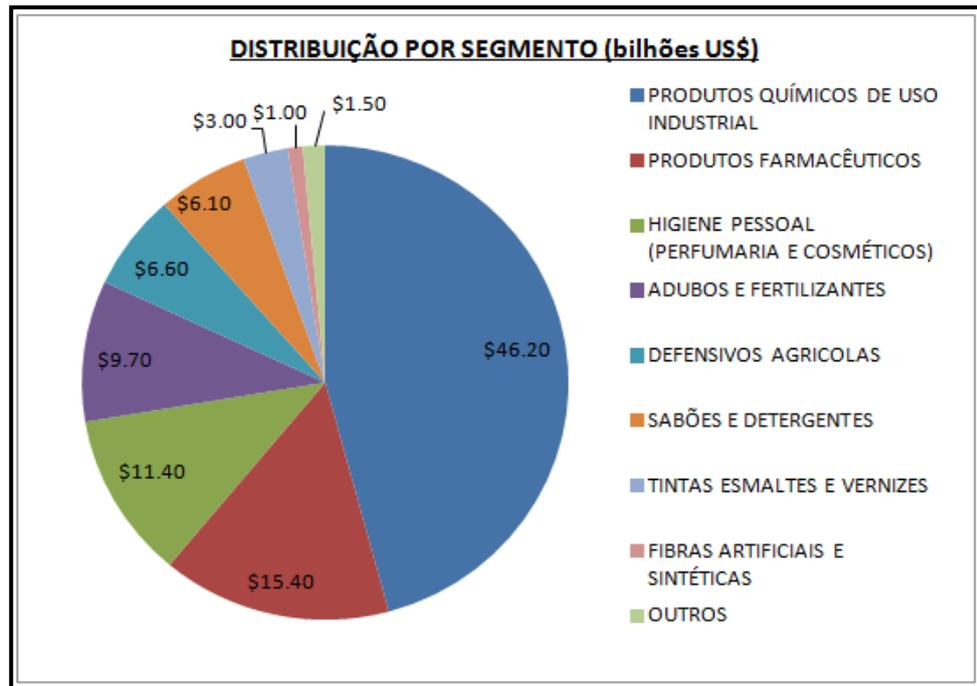


Figura 2 – Distribuição por seguimento de mercado na Indústria Química.

1.2 Riscos e Acidentes de Processo na Indústria Química

No final do século passado apenas um número próximo de duas dezenas de elementos químicos constituintes da Tabela Periódica faziam parte do cotidiano dos indivíduos e foi na segunda metade do século XX que a humanidade experimentou uma evolução exponencial que a levou a conviver praticamente com a totalidade dos elementos químicos observados na Tabela Periódica nos dias atuais (CROWL; LOUVAR, 2001).

A partir de 1950 registrou-se significativo avanço na tecnologia de processo químico, que, aliado a utilização de um maior número de substâncias e em valores cada vez mais elevados, demandaram maior controle sobre as rotinas operacionais, bem como em relação a própria segurança de processo, cada vez mais complexos, conduzindo á necessidade de introdução de novos e sofisticados mecanismo de gestão de riscos (CROWL; LOUVAR, 2001).

Com o domínio de tecnologias químicas mais complexas, onde são utilizados processos com elevadas pressões, temperaturas, produtos químicos mais reativos e reações químicas que podemos rotular como exóticas, passamos a conviver com novos riscos até então não conhecidos (CROWL; LOUVAR, 2001).

Segundo citado por (FAWCETT; WOOD, 1982, p. 1) em seu livro *Safety and Accident Prevention in Chemical Operations* “Conhecer é fundamental para sobreviver, enquanto ignorar fundamentos da química é caminho certo para desastres”. Desta citação podemos abstrair que diversos acidentes tiveram como origem a falta de domínio sobre novos processos químicos que vieram incorporar-se às operações industriais.

Muitos executivos não compreendem o quanto realmente custam os acidentes e outros acontecimentos que ocasionam as perdas, que tanto comprometem a imagem da empresa e muitas vezes até mesmo sua sobrevivência. Com o pensamento tradicional no campo de acidentes, é provável que somente vejam os custos agregados a área de segurança, tais como, salário direto dos profissionais de segurança, tratamento médico, da remediação ambiental e de indenizações a pessoas afetadas nos acidentes industriais. Algo ainda pior pode acontecer e as companhias podem aceitá-los como custos inevitáveis que fazem parte do negócio ou como custos que podem ser assumidos pelas seguradoras.

Poucos são os executivos que compreendem que os mesmos fatores que provocam acidentes, estão também criando perdas de eficiência, bem como, problemas de qualidade, custo e também repercutindo na imagem da empresa.

Nenhum evento começa grande. A análise de grandes acidentes mostraram que em alguns casos a indústria não dispunha, na rotina diária de trabalho, de um serviço de segurança apoiado e prestigiado pela liderança e que fosse adequado para atuar, corrigir e sugerir medidas de prevenção nos diversos pequenos acidentes e incidentes que por vezes ocorriam.

Muitos destes pequenos incidentes e ou acidentes, estavam ligados a inexistências de controles administrativos e gerenciais capazes de atuar preventivamente.

Infelizmente, ainda existe o pensamento, entre poucos executivos que acreditam que a maioria dos acidentes é causada por descuido, assim, acabam optando por recorrer á castigos ou programas de incentivos para fazer com que as pessoas sejam mais cuidadosas.

O resultado mais provável desta estratégia será o de que os acidentes se ocultem em vez de serem resolvidos. As empresas que acreditam que os acidentes são acontecimentos normais tendem a proteger-se com seguros mais abrangentes, e acabam descobrindo posteriormente que raramente, ou nunca, estes cobrem todas as perdas.

Segundo LEES, 1986, em seu livro *Loss Prevention in the Process Industries – Volume 1* “Esses poderiam ser classificados como as anomalias normais pois acabam fazendo parte da cultura da empresa”. Assim a segurança não é considerada, e acaba se tornando algo mecanizado e rotineiro conseqüentemente não efetivo. A improvisação assume o lugar do planejamento e do procedimento, possibilitando que um evento não planejado aconteça.

A forma como são conduzidas as atividades prevencionista na empresa e o enfoque tradicional adotado por uma considerável parcela de técnicos e engenheiros da área constituem uma visão primária e errônea do problema. O mesmo pode ser dito em relação a maioria dos executivos de pequenas e médias empresas brasileiras e a uns poucos de grandes empresas de várias nacionalidades, que insistem em adotar procedimentos gerenciais equivocados para a condução das atividades de segurança industrial.

O comportamento adotado para prevenção de acidentes industriais deve sofrer uma transformação essencial e passar de reativo para pró-ativo. As ações devem ser de antecipação e não mais de julgamento e correção.

Hoje é esperado que as empresas sejam ágeis e lucrativas e acima de tudo seguras, para seus funcionários, meio ambiente e para as comunidades vizinhas às instalações. Espera-se também uma interação maior entre empresas, comunidade e agências regulatórias, para que ocorra uma maior clarificação e entendimento dos riscos inerentes ao processo industrial.

Um acidente de processo é um capítulo importante dentro dos acidentes na indústria química, seja pela especialidade, seja pela importância financeira, sua crescente importância vem adquirindo notoriedade na discussão pública internacional. Uma das características deste tipo de acidente é sua relativa baixa probabilidade de ocorrência, porém quando desencadeado, esse tipo de acidente pode provocar enormes tragédias humanas e ambientais.

Existem três grandes grupos de eventos que tenham por fonte principal substâncias químicas, são eles: emissão acidental de substância tóxica, explosão e incêndio. Muitos acidentes podem envolver simultaneamente dois ou mesmo os três tipos de eventos.

Das variáveis relacionadas ao acidente químico, duas são de particular importância. A localização da fonte, esta variável está relacionada ao fluxo de produção ou de consumo onde o acidente se localiza, envolvendo produção, armazenamento, transporte, abastecimento, consumo e despejo de substâncias químicas perigosas. A outra variável é o raio de alcance da liberação de matéria ou energia, dependendo da quantidade, das características físico-químicas e toxicológicas das substâncias envolvidas e das características do acidente propriamente dito, tais como tipo de acidente, localização das fontes, aspectos geográficos, geológicos e meteorológicos da região entre outros, o acidente poderá ter seu raio de alcance mais restrito ou mais ampliado.

Diferentemente da abordagem dada a acidentes regulares de trabalhos ou doenças ocupacionais que considera a saúde individual da pessoa no ambiente ou trajeto de trabalho, o acidente de processo é denominado segundo FREITAS e GOMES, 2010, “acidentes químicos ampliados” onde é considerado acidente/incidente de processo qualquer liberação acidental energia ou massa seja ela tóxica ou não, podendo trazer consequências dentro ou fora das instalações industriais, colocando em risco trabalhadores, comunidade e meio ambiente.

Acidentes de processo seguem modelos típicos e muito similares entre si. O estudo desses modelos é muito importante para antecipar esses tipos de acidentes, tanto no trabalho de prevenção quanto no trabalho de resposta a crise, emergência e remediação durante e também depois que o evento não planejado ocorra (FREITAS; GOMES, 2010).

Retornando os tipos de liberação de massa e/ou energia citados acima, explosões e fogos tem um grande potencial de perdas estruturais e econômicas, enquanto que liberações tóxicas acidentais tem um maior impacto na saúde e bem estar das pessoas e impactos ao meio ambiente proporcionando maior potencial de fatalidades (LEES, 1986).

A Figura 3 mostra as prováveis causas dos maiores acidentes de processo, mostrando que o maior número de acidentes foram causados por falhas mecânicas,

ocasionadas por problemas de manutenção. Equipamentos tais como bombas, válvulas, tubulações e equipamentos de controle irão falhar caso não sejam submetidos a um correto plano de manutenção. O erro humano é apontado como a segunda maior causa dos acidentes de processo. Por exemplo válvulas não são abertas ou fechadas na sequência correta ou reagentes não são adicionados no reator na ordem correta (LEES, 1986).

Erro humano é frequentemente usado para descrever a causa dos acidentes de processo. Quase todos os acidentes, exceto os causados por desastres naturais, podem ser atribuídos por erros humanos. Falhas mecânicas podem ocorrer devido a falhas humanas como resultado de uma inadequada manutenção ou inspeção (LEES, 1986).

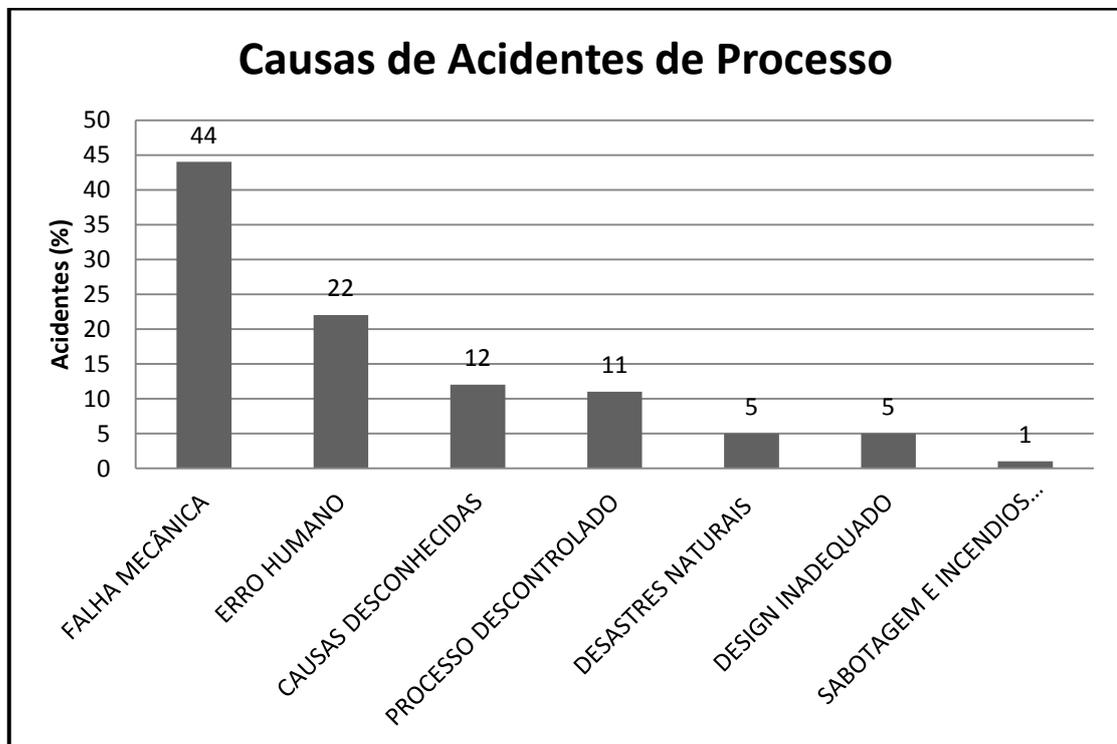


Figura 3 – Causas de acidentes de processo na indústria química mundial.

1.2 Objetivos do trabalho

Objetivo Geral

Estudar como Indústria Química gerencia os riscos de processo de suas **atividades** e evidenciar a importância desta disciplina na formação prática do Engenheiro Químico e como ela se relaciona com suas habilidades desenvolvidas em sua formação.

Objetivos Específicos

- **Como O trabalho** também **pretende** relacionar as ferramentas de análise de riscos com **ganhos em** produtividade mostrando a importância de se conhecer os riscos **por meio** de um estudo de **parâmetros** de processo que consiste em dividir o processo, bloco a bloco, e estudá-lo de forma **e** mais eficiente **e-pontual**.
- Aplicando técnicas de análise de riscos **é possível** definir como os riscos inerentes ao processo podem ser controlados.
- Outro objetivo é comprovar o controle dos riscos de processo visando também os aspectos jurídicos relacionados com a **Licença de Operação (L.O.)** da unidade produtiva, e também relacionados **a** **às** auditorias e fiscalizações de órgãos de **controle** ou agências governamentais.
- **Mediante a** revisão bibliográfica sobre as ferramentas utilizadas **para a** análise e gerenciamento de riscos de processos na Indústria Química aplicar tais **procedimentos sistemáticos** em uma unidade real de produção.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Histórico Mundial de Acidentes de Processo

Do estudo do histórico de casos de acidentes de processo provém informações valiosas para engenheiros químicos envolvidos com segurança de processos. Tais informações são utilizadas para melhorar procedimentos e práticas na prevenção de acidentes similares no futuro (KING, 1990).

Os maiores acidentes de processo envolvendo substâncias químicas ou radioativas tiveram grande repercussão na percepção pública e em ocorrência deste fato, as companhias e agências regulatórias passaram a desenvolver estudos e ferramentas para análise e prevenção desses tipos de acidentes.

Alguns acidentes em particular, se mostraram devastadores ao ponto de se desenvolverem novas leis e normas regulamentadoras para mitigação de tais riscos e também técnicas específicas para o controle, gerenciamento e resposta a crises em eventos decorrentes de tais riscos.

A seguir serão apresentados alguns dos maiores acidentes indústrias ocorridos no mundo, com seus respectivos impactos econômicos, ambientais e sociais.

Bhopal – Índia, 1984

Considerado por especialistas o pior desastre ocorrido em toda a história da química o evento de Bhopal – Índia representa um clássico caso de liberação acidental de material tóxico.

Durante a manhã do dia 03 de dezembro de 1984 uma válvula de alívio em um dos reservatórios da *Union Carbide Ltda.*, que armazenava uma substância altamente

tóxica, o isocianato de metila (MIC), produziu o vazamento de aproximadamente 26 toneladas da substância. A nuvem tóxica formada afetou a cidade de Bhopal, com aproximadamente 800.000 habitantes. Ainda que a quantidade de mortos e feridos seja muito imprecisa, **foi possível** afirmar que este acidente gerou entre 2.500 e 4.000 óbitos, além de mais de 180.00 feridos.

O isocianato de metila (MIC) possui um grande número de perigosas propriedades físicas, sendo ponto de ebulição (PE) em pressões atmosféricas de 39,1 °C com pressão de vapor de 348 mm Hg em 20 C. O vapor do MIC é duas vezes mais pesado que o ar, possibilitando que os vapores fiquem próximos ao solo em caso de vazamento. O MIC reage exotermicamente com água. Embora a taxa de reação seja lenta, com inadequada refrigeração, a temperatura pode aumentar e o MIC pode entrar em ebulição.

O MIC produzido era transferido para tanques de armazenamento. Dois tanques eram utilizados para as rotinas de processo (Tanque 610 e 611), e um terceiro tanque era destinado a situações de emergência. Os tanques possuem uma capacidade de armazenagem de 60 m³. Os tanques operavam com uma pressão de 2,72? bar e 121 °C, com pressão de teste de 4 bar. Os reservatórios estavam completamente enterrados e isolados cobertos com uma camada de cimento. Existia um sistema de refrigeração para manter o MIC a uma temperatura abaixo de 0 °C. Eram disponíveis sistemas de controle de temperatura com alarmes de alta temperatura, além de indicadores e controladores de pressão, além de um indicador de nível com alarme de alto e baixo. O sistema de alívio de emergência consistia em uma válvula de segurança regulada a 2,8 bar e um disco de ruptura em série. A linha de saída do *vent* era destinada para um lavador de gás (*scrubber*), objetivando neutralizar a emissão de MIC. Adicionalmente existia a possibilidade de redirecionar a emissão de MIC para ser incinerado no *flare* da unidade.

Durante uma auditoria de segurança, 1982, os auditores da *Union Carbide* destacaram sinais de importantes deficiências nos sistemas de segurança, corrosão e possibilidade de vazamentos. Entre 1981 e 1984 houve vários vazamentos graves na unidade, com vários operários mortos e feridos, a situação na unidade mostrava-se realmente preocupante.

Na noite do dia 02 de dezembro de 1984 a sala de controle detectou o incremento de pressão do tanque 610. A pressão atingiu 3,8 bar no período de uma hora e meia.

Verificou-se que a cobertura do tanque estava danificada pela elevada temperatura e a alta pressão fez com que a válvula de segurança operasse emitindo MIC. O sistema de lavagem de gases foi acionado, e 1h o alarme foi ativado. O sistema de lavagem era claramente insuficiente e foram utilizados canhões de água para abater a saída dos gases, intenção que não foi alcançada. A válvula de segurança fechou as 2 h interrompendo a emissão de MIC. Análises posteriores mostraram que cerca de 25 toneladas de MIC vazaram.

A nuvem tóxica formada estendeu-se sobre áreas povoadas na direção sul, favorecidas por um vento leve e condições de inversão térmica. Na área de *Railway Colony*, localizada a cerca de dois quilômetros da unidade industrial, onde viviam aproximadamente 10.000 pessoas, verificou-se que em (4) quatro minutos morreram 150 pessoas, 200 ficaram paralisadas, outras 600 inconscientes e até 5.000 sofreram graves danos. Muitas pessoas tentaram fugir, mas seguiram a direção errada, indo de encontro a nuvem tóxica.

Investigações posteriores revelaram que ficaram entre 5 a 10 toneladas de produto no tanque 610. Foram encontradas grandes quantidades de outras substâncias que só poderiam ter sido formadas a partir da reação do MIC com água; o que induziu a suspeita da existência de água no interior do tanque.

A análise do acidente demonstrou a existência de duas hipóteses significativas:

1. Reação espontânea do MIC, possivelmente por carregar no tanque 610 um lote de MIC com baixa qualidade (15% de clorofórmio, quando o máximo seria 0,5%); além do sistema de refrigeração estar fora de operação, iniciou lentamente uma reação de decomposição do MIC. O sistema de isolamento do tanque favoreceu o aumento da temperatura e a velocidade de reação.

2. Reação motivada pela presença de água no tanque. As análises dos compostos encontrados após o acidente revelaram a presença de água no interior do tanque 610, o que produziu uma reação entre clorofórmio e água formando ácido clorídrico que atua como catalisador na polimerização do MIC. A água poderia ter sido do sistema de lavagem das tubulações. Também é possível a água ter sido inserida por uma ação de sabotagem, por que a quantidade necessária foi estimada entre 500 a 1.000 Kg.

Os relatórios destacam uma série de fatores que contribuíram para o acidente: a desconexão do sistema de refrigeração; a inexistência de sistemas de bloqueio para evitar a entrada de água procedente das operações de lavagem das tubulações; a presença de MIC no tanque a uma temperatura demasiadamente elevada (15 - 20 °C); o sistema de lavagem de gases não funcionava adequadamente e o sistema de *flare* estava fora de operação.

O acidente de Bhopal teve e ainda tem uma forte repercussão, principalmente na Índia e nos Estados Unidos. A empresa *The Dow Chemical Company*, aquisitora da antiga *Union Carbide* ainda sofre fortes sanções devido às repercussões do acidente de Bhopal.

Muitos residentes da cidade de Bhopal estavam em uma posição de risco, em função da proximidade da unidade industrial em relação á cidade. A adequada planificação territorial deveria ter sido adotada para evitar maiores problemas.

San Juan Ixhuatepec – México, 1984

O termo B.L.E.V.E (*Boiling Liquid Expanding Vapor*) é utilizado para identificar um dos fenômenos mais devastadores que podem ocorrer em tanques e outros sistemas de armazenagem, e são produzidos devido á explosão proporcionada pelos vapores que se expandem de um líquido que entra em ebulição. Um dos mais lembrados ocorreu em San Juanico, México no final de 1984 (KING, 1990).

Na manhã de 19 de novembro de 1984, uma série de explosões e incêndios no terminal de armazenamento da unidade da Petróleos Mexicanos – PEMEX, em San Juanico proporcionaram centenas de mortos e feridos, além da destruição quase total da instalação industrial.

A unidade da Petróleos Mexicanos (PEMEX), instalada na cidade de San Juanico, era uma instalação de armazenagem de GLP (Gases Liquefeitos de Petróleo), propano e butano principalmente. Este GLP chegava por gasodutos para a planta da PEMEX, através de três diferentes refinarias.

Nas imediações da planta havia se desenvolvido uma pequena e autêntica cidade, com habitações localizadas a uma distância de 100 a 300 metros dos limites da área

industrial. As edificações eram muito simples e rústicas e abrigavam em média 5 pessoas por família.

O início do acidente ocorreu devido a ruptura de um duto de 8” de diâmetro, que transferia o GLP das refinarias até a planta da PEMEX. Provavelmente o excesso de carga de um tanque provocou um aumento de pressão na linha de retorno da duto via provocando o rompimento. Não se sabe porque as válvulas de segurança não atuaram aliviando a pressão do sistema de forma a evitar o rompimento. O vazamento de GLP durou em torno de 5 a 10 minutos devido a densidade relativa do GLP e às condições atmosféricas se formou uma grande nuvem inflamável com dimensões de aproximadamente 200 x 150 metros, que entrou em ignição a uma distância de aproximadamente 100 metros do ponto inicial de vazamento, provavelmente em função de encontrar uma fonte de ignição a nível do solo. A velocidade do vento era pequena, cerca de 0,4 m/s em direção sudoeste. A explosão foi registrada pelo sismógrafo da Universidade da Cidade do México, a 30 Km de distância de San Juanico.

A *Unconfined Vapour Cloud Explosion* (UVCE), explosão de vapor não confinado, gerou um incêndio de grandes proporções que atingiu inicialmente 10 casas, e após 12 minutos, uma pequena esfera de armazenamento explodiu gerando uma bola de fogo de aproximadamente 300 metros de diâmetros. Posteriormente outras 4 esferas e 15 tanques geraram sucessivos BLEVE's durante cerca de uma hora e meia.

Os danos nas edificações próximas foram de grandes proporções e praticamente as instalações ficaram completamente destruída. Adicionalmente ocorreram explosões dentro das casas e muitas pessoas foram afetadas. Mais de 500 pessoas morreram e outras 7.000 ficaram feridas em função deste acidente. Tudo indica que a ruptura da tubulação de 8” foi a causa principal deste evento. As causas que proporcionaram a ruptura da linha de transferência de GLP ainda não são claras .

O relatório oficial estimou que os danos provocados pelas ondas de pressão produzidas pelo primeiro BLEVE e pela UVCE não foram muito graves porém o segundo BLEVE foi a causa principal dos danos mais severos que foram provocados pelos incêndios.

A grande quantidade de mortos e feridos foi devido a proximidade da comunidade á unidade da PEMEX. O estabelecimento dessa comunidade foi desenvolvido sem qualquer controle ou acompanhamento.

Tacoa – Venezuela, 1982

Dentre os fenômenos mais devastadores de um incêndio, o transbordamento de líquidos combustíveis tem estabelecido uma reputação particular.

Em muitos países o desenvolvimento destes fenômenos está associado a grandes catástrofes, principalmente pela perda de vidas dos profissionais que respondem diretamente ao cenário emergencial. Existem 3 mecanismos relacionados com o transbordamento de líquidos combustíveis que podem se desenvolver em função de certas causas e circunstâncias:

1. Transbordamento por ebulição “*Boilover*”
2. Transbordamento Superficial “*Slopoover*”
3. Transbordamento Espumoso “*Frothover*”

Dentre estes 3 fenômenos, o *Boilover* é o mais perigoso devido a intensidade que o evento pode adotar. No contexto do *Boilover*, todo o incêndio envolvendo um tanque de armazenamento de combustíveis em que a estrutura do teto tenha saído em decorrência de uma explosão inicial, durante o desenvolvimento do incêndio, as camadas compostas pelas frações de líquidos leves vão destilando através do processo de combustão do produto, isso é visível devido à coloração vermelha e laranja adotada pelas chamas, com desprendimento e imensas colunas de fumaça negra.

Os componentes restantes que são a fração pesada, formam uma onda de calor que adotam um sentido inverso, desenvolvendo um processo convectivo com as camadas de produtos mais frias. As frações pesadas e mais aquecidas alcançam temperaturas entre 200 a 300 C°. A onda de calor convectivo, ao entrar em contato com água decantada no fundo do tanque, produz uma súbita quantidade de vapor superaquecido que se expande na proporção de 1:1700/2000 vezes produzindo o transbordamento de todo o conteúdo.

O combustível é lançado para fora do tanque, através de uma violenta explosão formando uma coluna ascendente, que alguns casos superam 30 m de altura, expandindo sobre o costado do tanque, tomando contato com o terreno e propagando-se em todas as direções, destruindo tudo o que encontra em seu caminho, em alguns casos chegando a temperaturas de 1200 C°.

Na empresa de Eletricidade de Caracas, 3 operadores desenvolviam uma atividade rotineira de descarregar combustível para o sistema de tancagem. Nesta ocasião as atividades de transferência entre um barco e o tanque de armazenamento nº 8 do Complexo de Geração de Energia localizado em Tocoa, Arrecifes, Município de Vargas Venezuela.

Os operários desenvolviam atividades de inspeção no tanque e um deles permaneceu no veículo enquanto os outros dois subiram até o tanque, minutos depois uma explosão arremessou os operários que supervisionavam as operações de descargas e somente o operário que permaneceu no carro sobreviveu. A equipe de incêndio que estava próximo ao local do acidente saiu imediatamente objetivando extinguir o incêndio. Foram acionados o corpo de bombeiros do município de Vargas, composto de 42 profissionais, as unidades de bombeiros de Porto de La Guara e do Aeroporto Simon Bolivar, localizado em Maiquerita.

Milhares de banhista que seguiam em direção as praias da região também se destinaram ao local do acidente atraídos pela enorme fumaça negra que era emanada no incêndio. A Polícia Metropolitana e a Guarda Nacional foram acionados para conter os curiosos e dispersar as multidões que se formava próximo ao local do evento.

O incêndio no tanque número 8 foi parcialmente controlado, porém o tanque vizinho o de número 9 desenvolveu um transbordamento por ebulição (*boilover*) ocasionado pelo excessivo calor proporcionado pelo incêndio no tanque número 8.

A gigantesca explosão parecia um vulcão em erupção, derramando combustível em todas as direções. As equipes de bombeiros que estavam desenvolvendo o trabalho de resfriamento dos tanques não tiveram tempo de se salvar. O fogo descia pelas ladeiras da acidentada topografia de Tocoa e milhares de curiosos e bombeiros corriam tentando salvar suas vidas. O fogo destruiu aproximadamente 500 casas próximas, todos os veículos de bombeiros inclusive um helicóptero foram totalmente queimados.

Mais de 160 pessoas foram declaradas oficialmente mortas por serem encontrados restos carbonizados, outras morreram em diferentes hospitais em decorrência das graves queimaduras, mais de uma centena de desaparecidos foram reclamados e nunca foram encontrados, um número não determinado de pessoas sofreu diversos problemas com queimaduras de diversas complexidades, centenas de pessoas perderam suas casas e pertences e muitos bombeiros e profissionais de emergência perderam suas vidas neste dia (PEREZ, 2007).

Vila Socó – Brasil, 1984.

No dia 24 de fevereiro de 1984, moradores da Vila Socó, Cubatão-SP, perceberam um vazamento de gasolina em um dos oleodutos da Petrobrás que ligava a Refinaria Presidente Bernardes ao Terminal de Alemoa (PEREZ, 2007).

A tubulação passava em uma região alagadiça, em frente a vila constituída por palafitas. Na noite do dia 24, um operador alinhou inadequadamente e iniciou a transferência de gasolina para uma tubulação que se encontrava fechada gerando sobressão e ruptura da tubulação, espalhando cerca de 700.000 litros de gasolina pelo mangue. Muitos moradores visando conseguir algum dinheiro com a venda de combustível coletaram e armazenaram parte do produto vazado em suas residências. Com a movimentação das marés o produto espalhou-se pela região alagada e cerca de 2 horas após o vazamento, aconteceu a ignição seguido de incêndio. O fogo se alastrou por toda a área alagadiça superficialmente coberta pela gasolina, incendiando as palafitas.

O número oficial de mortos é de 93, porém algumas fontes citaram um número oficial de 500 vítimas fatais (baseado no número de alunos que deixou de frequentar a escola e a morte de famílias inteiras sem que ninguém reclamasse os corpos), dezenas de feridos e a destruição total da vila.

Se considerarmos a hipótese do número de mortes ser superior a 500 pessoas, conforme destacam inúmeras fontes e registros de acidentes no Brasil e no exterior, o acidente em Cubatão foi um dos mais expressivos em perdas de vida que o Brasil já sofreu.

Plataforma P-36 – Brasil, 2001

Em 2001 os trabalhadores da Plataforma P-36 da Petrobrás, a maior plataforma flutuante para extração de petróleo do mundo, foram surpreendidos por uma explosão. Começou aí uma tragédia que acabaria com o afundamento completo de perda de onze vidas (PEREZ, 2007).

De acordo com o relatório da Petrobrás, por volta da 0h20 do dia 15 de março de 2001, houve uma explosão na Plataforma 36 no Campo do Roncador, na Bacia de Campos Rio de Janeiro. As operações da Plataforma foram imediatamente suspensas, e a brigada de emergência foi acionada. Enquanto ocorriam os trabalhos de controle aconteceu uma segunda explosão, por volta de 0h50.

Imediatamente foram iniciadas as operações de remoção preventivas das 175 pessoas que estavam embarcadas na P-36, exceto os diretamente envolvidos no controle da emergência. Foi providenciado o transporte de 151 pessoas para a plataforma da Petrobrás 47, que se situava a uma distância de 12 quilômetros, ao mesmo tempo eram desenvolvidas ações de controle e de atendimento às vítimas.

As pessoas que trabalhavam na P-36 nas operações de controle de emergência foram retiradas, uma vez que a plataforma apresentava problema de estabilidade. Equipes técnicas foram enviadas para o local, para identificar o problema. Os recursos utilizados para o controle da emergência eram suficientes segundo a Petrobrás.

A maior plataforma de produção submersível do mundo foi alugada pela Petrobrás para ser operacionalizada no campo de prospecção de petróleo do Roncador na Bacia de Campos, mas o destino não permitiu que a P-36 cumprisse seu papel e durante cinco dias, o país parou para ver o afundamento da P-36, levando para o fundo do mar 9 dos 11 corpos dos operários que pertenciam a equipe de emergência da plataforma que tentaram debelar as chamas das explosões que danificaram uma das quatro colunas de sustentação. O acidente ganhou repercussão mundial.

Três meses depois, no dia 19 de junho de 2001, a Petrobrás convocou uma entrevista coletiva para divulgar os resultados da sindicância desenvolvida.

1 . Um excesso de pressurização no tanque de drenagem de emergência, onde se depositavam os resíduos da P-36, causou o rompimento mecânico da estrutura, liberando água, óleo e gás em todo ambiente do quarto andar da coluna.

2 . O rompimento do tanque causou danos diversos a equipamentos e instalações, atingindo outras áreas da plataforma.

3 . Depois de 17 minutos, o gás disperso no ambiente em contato com alguma fonte de ignição, inflamou-se , causando a primeira grande explosão, que atingiu a brigada de incêndio e acarretou grande dano a plataforma.

Muitas experiências foram obtidas do acidente com a P-36, o Ministério do Trabalho atesta que uma das áreas que mais evoluíram na redução de acidentes de trabalho no Brasil é a do petróleo. O fato é que a Petrobrás tornou-se mais eficiente reduzindo o tempo de resposta a emergências e minimizando os riscos ambientais. Em 2002, era a única empresa de petróleo do mundo que possuía todas as suas unidades certificadas com ISO 14001, para Sistema de Gestão Ambiental e Segurança e o BS8800 para sistema de Gestão e Segurança do Trabalho (PEREZ, 2007).

Seveso – Itália, 1976

Em meados de 1976, ocorreu o rompimento de um disco de ruptura de um reator da unidade da *Icmesa Chemical Company* em Seveso, Itália. O evento permitiu a liberação de substâncias tóxicas, entre elas a h , uma substância altamente tóxica.

Uma reação exotérmica incontrolada gerou o aumento de pressão no reator, e ocorreu o rompimento do disco de ruptura. Como consequência ocorreu a emissão de 3,0 Kg de TCDD. A área foi coberta por uma nuvem de aproximadamente de 1.800 hectares produzindo severos danos a propriedades e pessoas e meio ambiente.

Análises do acidente demonstram que a reação exotérmica descontrolada no reator, provavelmente por ter sido mantido por um longo tempo sem refrigeração e agitação foi a primeira causa do evento. Mais uma vez a localização da unidade industrial

em relação a comunidade foi determinante para agravar as consequências do vazamento e muitas pessoas foram rapidamente afetadas.

Ficou demonstrado que a identificação e domínio das reações exotérmicas que poderiam ocorrer no reator não eram **conhecidas**. O relatório também destaca a falta de um adequado sistema de comunicação direta com as autoridades, para poder organizar um sistema de emergência adequado. As primeiras ações com a população só foram iniciadas 4 dias depois do acidente.

As consequências diretas a agricultura, pecuária, solos contaminados, comércio etc, repercutem na região até os dias atuais, e a empresa continua pagando indenizações pelos danos causados (KING, 1990).

Flixborough – Reino Unido, 1974

Em junho de 1974, a unidade de *Flixborough Works Nypro Ltda* foi demolida por um grande explosão. Como consequência deste acidente 28 funcionários ficaram mortos e outros 36 sofreram ferimentos graves. Se a explosão houvesse ocorrido durante o horário de trabalho nos escritórios a gravidade do acidente poderia ter sido ainda maior. O acidente de Fliborough aconteceu na área de reação de produção de caprolactana, produzida a partir da oxidação do cicloexano. O processo de produção consistia em uma série de reatores que desenvolvia a oxidação do cicloexano a cicloexanona e cicloexanol (KING, 1990).

Devido a necessidade de manutenção em um dos reatores da séria uma mudança foi necessária. Um dos reatores foi retirado e foi incluso em seu lugar um trecho de tubulação provisório com especificações diferentes ao padrão determinado para as condições de processamento. O acidente ocorreu devido ao rompimento na linha provisória entre os reatores, ocasionando um vazamento de 40 toneladas de cicloexano, que formou uma nuvem inflamável e gerou uma Explosão de Vapores Não Confinados (UVCE).

Com o acidente de Flixborough, foi aprendida a importância de um sistema de gerenciamento de mudanças e a necessidade de um projeto de alteração por mais simples que ela seja. Como uma grande quantia de pessoas fora da unidade de processo foram afetadas, também considerou a necessidade da avaliação do posicionamento de prédios ocupados próximos as instalações de processo com riscos de explosão.

Assim, como já apresentado anteriormente em relação à questão do aumento do número de acidentes de elevada gravidade envolvendo atividades de manuseio e produção de insumos químicos no mundo, também em nosso país este incremento é fortemente observado a partir da segunda metade do século passado, mais especificamente a partir da década de 1970, demonstrando uma correlação direta com o aumento da importância da indústria química no cenário nacional. Entretanto, a magnitude e proporções que assumem alguns acidentes maiores no Brasil chamam a atenção quanto à necessidade de ações voltadas a seu efetivo controle.

Segundo levantamentos realizados pela Fundação Oswaldo Cruz (Fiocruz), em conjunto com entidades de pesquisa de outros países, o Brasil apresentou no período de 1945 a 1991 uma média de 62,7 óbitos por acidente com vazamento de substâncias químicas, o que o coloca na segunda posição no mundo em número médio de pessoas vítimas de acidentes químicos. De acordo com levantamento feito pela Fiocruz o país só é superado pela Índia, onde a média de mortes (Figura 4) em decorrência deste tipo de ocorrência no mesmo período foi de 246,1.

VÍTIMAS DE ACIDENTES QUÍMICOS (Avaliação período 1945 à 1991)			
País	Acidentes	Óbitos	Média/óbitos
Índia	18	4.430	246.1
Brasil	13	815	62.7
México	17	848	49.9
China	13	454	34.9
Itália	14	260	18.6
Japão	30	526	17.5
França	15	236	15.7
Estados Unidos	144	2.241	15.6
Inglaterra	13	170	13.1
Alemanha ocidental	18	158	8.8

Fonte: Organização Internacional do Trabalho (OIT)/1999

Figura 4 – Número de vítimas de acidentes químicos de processo no mundo.

2.2 Regulamentações Internacionais Sobre Acidentes de Processos

Os acidentes de processos ocorridos na Europa e nos Estados Unidos propulsionaram as autoridades a desenvolver medidas regulatórias de controle sobre atividades industriais que envolvam substâncias químicas perigosas.

Principalmente os acidentes ocorridos em, Flixborough, Inglaterra, Seveso e Itália culminaram na constituição do Comitê Consultor para Riscos Maiores do Reino Unido e posteriormente na diretiva 82/501/EEC conhecida como Diretiva de Seveso (KING, 1990).

Visando acompanhar os novos conhecimentos adquiridos desde a sua implantação em 1986, uma proposta de completa reformulação da Diretiva original foi apresentada ao Conselho Europeu em 1994, a qual veio a ser regulamentada em 1996, sob a designação 96/82/EC, que ficou conhecida como Diretiva de Seveso II, a qual encontra-se em vigência atualmente na comunidade europeia (KING, 1990).

Atualmente discute-se na comunidade europeia uma nova revisão da Diretiva de Seveso, a qual passaria a incorporar novas lições aprendidas principalmente das ocorrências de Baia Maré na Romênia, em janeiro de 2000, onde o vazamento de cianeto de um tanque veio a contaminar o rio Danúbio, do acidente de Enshede na Holanda, também em 2000, onde uma série de explosões ocorreram junto a depósito de fogos de artifício importados da Ásia, e da ocorrência Toulouse/França, em 2001 onde a planta industrial da empresa AZF, mesmo estando completamente coberta pela Diretiva de Seveso II, demonstrou a necessidade de implementação em especial no tocante à questão do zoneamento industrial desta modalidade de atividade (KING, 1990).

Nos Estados Unidos a questão da gestão de Segurança de Processos para produtos químicos altamente perigosos desdobrou-se em duas vertentes, uma ligada ao Ministério do Trabalho e outra ao Ministério do Meio Ambiente. (AICHE, 2011)

No âmbito da segurança do trabalho, e sob a jurisdição do *Occupational Safety and Health Administration* (OSHA), foi instituído através da regulamentação 000029 CRF (*Code of Federal Regulation*) 1910.113 o *Process Safety Management Program*, Programa de Gerenciamento de Segurança de Processo, compreendendo basicamente 12

elementos de gestão, cuja função é a de prevenir ou minimizar consequências catastróficas decorrentes de vazamentos de produtos tóxicos perigosos.

Os 12 elementos de gestão onde o Ministério do Trabalho Americano realiza periódicas auditorias compreendem: Informações de Segurança de Processo, Análise de Risco de Processos, Procedimentos Operacionais, Programas de Treinamento e Capacitação, Gestão de Empresas Contratadas, Revisões de Pré-partida Operacional, Programas de Garantia de Integridade Mecânica de Instalações, Gestão de Operações Perigosas, Gerenciamento de Modificações, Investigação de Incidentes e Acidentes, desenvolvimento de Planos de Controle de Emergência, bem como, realização de Auditorias de Conformidade (MORAN, 1990).

A outra vertente em que se desdobrou o programa de gestão de riscos maiores nos Estados Unidos, e que se encontra regulamentada pela *Environmental Protection Agency (EPA)*, Agência de Proteção Ambiental, órgão este ligado ao Ministério do Meio Ambiente norte americano. Este programa denominou-se *Risk Management Program (RMP)*, Programa de Gerenciamento de Risco, e visa gerenciar prioritariamente riscos externos às organizações, ou seja, às comunidades e o meio ambiente, vizinhos aos empreendimentos enquadrados.

O *Responsible Care* (Programa Atuação Responsável) também representa significativamente a preocupação atual das grandes companhias químicas mundiais em analisar e controlar os riscos inerentes a seus processos, que por sua vez subdivide-se nas seguintes práticas gerenciais a serem integralmente assumidas pelos signatários deste programa.

- Segurança de Processo (SEPRO).
- Transporte e Distribuição (TRADI).
- Proteção Ambiental (PA).
- Gerenciamento de Produto (GEPRO) 2,4.

Cabe ressaltar que o Programa Atuação Responsável compreende ação da iniciativa privada, ligada às Associações de Indústrias Químicas, sendo a adesão ao mesmo de caráter voluntário (AICHE, 2011).

A *American Associate Institute of Chemical Engineers* (AIChE) , nos Estados Unidos, também vem desempenhando um importante trabalho na prevenção e investigação de acidentes de processo na indústria química, através do *Chemical Safety Board* (CSB) e *Center for Chemical Process Safety* (CCPS) realiza avaliações de riscos e investigações de acidentes de processo visando o entendimento de causas e a prevenção de novos acidentes causados por erros parecidos.

No Brasil o debate sobre o tema inicia-se de maneira estruturada e interinstitucional apenas no ano de 1991, com a instalação do projeto- piloto SIPRAM – Sistema de Prevenção de Acidentes Industriais Maiores, em Cubatão, com apoio e participação da Organização Internacional do Trabalho (OIT), de entidades nacionais, estaduais e locais, com destaque para a comunidade de Cubatão – São Paulo (ABIQUIM, 2011).

Outra entidade que assume significativa relevância no estabelecimento de um Programa de Gerenciamento de Riscos Maiores em nosso país é a Associação Brasileira das Indústrias Químicas (ABIQUIM), que, seguindo basicamente os mesmos passos de sua correlata associação norte-americana, vem coordenando ações destinadas à disseminação do Programa de Atuação Responsável, cuja estrutura básica em muito contribui para a efetiva gestão de riscos químicos.

No que tange à questão da Segurança e Saúde do Trabalhador, os requisitos legais de proteção encontram-se inseridos na Lei 6.514, de 22 de dezembro de 1977, que alterou o Capítulo V do Título II da Consolidação das Leis do Trabalho, relativo à Segurança e Medicina do Trabalho, e na Portaria 3214, de 08 de junho de 1978, que aprovou as Normas Regulamentadoras.

Pequenos ajustes a serem realizados em algumas Normas Regulamentadoras, em vigor, poderão constituir-se em importante passo no estabelecimento de um efetivo programa de prevenção de riscos de acidentes de processo.

Dentre as Normas Regulamentadoras cabe destacar a NR 02 que instituiu a obrigatoriedade da obtenção do Certificado de Aprovação das Instalações – CAI previamente ao início de operação de qualquer atividade regulamentada, assim como sua revisão em caso de modificações significativas em instalações já existentes. Esta mesma norma regulamentadora comportaria, para determinadas atividades envolvendo substâncias químicas perigosas, a determinação de todas as substâncias utilizadas no processo, a determinação de obrigatoriedade de apresentação de Análises de Risco e identificação de meios de prevenção e controle a situações de emergência, com foco interno e externo às instalações.

Vale também resaltar a importância da NR 10, que trata das Instalações e Serviços em Eletricidade, tendo em vista que, significativo número de ocorrências relacionadas a eventos como incêndio e explosões em instalações químicas, tem por causa a liberação de energia elétrica.

Também a Norma Regulamentadora NR 13, que regulamenta condições de segurança em Caldeiras e Vasos sob Pressão desempenha papel fundamental na prevenção de acidentes em instalações de riscos maiores.

Além destas normas regulamentadoras caberia destaque especial às normas NR 19 – Explosivos, NR 20 – Líquidos Inflamáveis e Combustíveis, e NR 23 – Proteção contra incêndio, todas estas diretamente relacionadas com frequentes causas de acidentes em indústrias químicas.

Destaque-se que no Estado de São Paulo o órgão responsável pela condução de licenciamentos ambientais, a CETESB, atualmente já determina a obrigatoriedade de realização de análise crítica de riscos dentro do contexto do Relatório Ambiental Preliminar (RAP) exigido para determinada modalidade de licenciamentos.

Observa-se neste aspecto grande semelhança com os conceitos apresentados no programa norte americano Risk Management Program (RMP), (AIChE, 2011).

2.3 Técnicas Disponíveis para Análises de Riscos de Processo

2.3.1 Índice de Explosão e Fogo (Fire and Explosion Index - F&EI)

O Índice de Fogo e Explosão (F&EI) da *Dow Chemical Company* é provavelmente o melhor método simplificado conhecido para avaliação de possíveis cenários de fogo e explosão. A 1ª edição do *Fire and Explosion Index Guide* (F&EI) foi desenvolvida dentro da *The Dow Chemical Company* em função das excessivas perdas sofridas pela companhia com acidentes envolvendo explosões e combustão em reações químicas descontroladas.

O F&EI é uma das ferramentas utilizadas para uma avaliação realista de riscos de fogo, explosões e potenciais problemas de reatividade em equipamentos de processo e é descrito no Guia de Gerenciamento de Riscos de Processo oferecido pela OSHA, nos Estados Unidos.

O F&EI pode ser utilizado em conjunto com o CEI (*Chemical Exposure Index Guide*) e também junto com outras ferramentas de análise de risco para formar o conjunto de informações para melhor atender os riscos potenciais de um processo químico industrial.

O sistema de análise de risco proporcionado pela ferramenta F&EI tem por objetivo uma avaliação passo a passo do real potencial de fogo e explosão inerentes aos processos. As medidas quantitativas usadas na análise são baseadas em históricos de perdas, no potencial de energia do material em estudo, e nos princípios de prevenção de perdas que são atualmente aplicados (THE DOW CHEMICAL COMPANY, 1994).

A proposta do sistema de avaliação do F&EI é:

1. QUANTIFICAR realisticamente o potencial de perda por fogo, explosão e reatividade química descontrolada.
2. IDENTIFICAR o equipamento que provavelmente poderia contribuir para a criação ou facilitação de um incidente.

3. COMUNICAR o potencial risco de F&EI para que se possa fazer o gerenciamento.

Os números, gráficos e figuras geradas no F&EI são dados muito importantes, pois eles demonstram qual o potencial de perda de cada área de processo e ajuda o engenheiro a identificar a melhor maneira de dimensionar o processo e desviar-se de potenciais perdas resultando em uma economia significativa de dinheiro caso elas ocorram (THE DOW CHEMICAL COMPANY, 1994).

F&EI Aplicações

A ferramenta F&EI pode ser aplicada em qualquer operação que utilize inflamáveis, combustíveis ou materiais reativos estocados, manuseados ou processados e pode ser usada para analisar o potencial de perdas em unidades industriais, sistemas de distribuição, tubulações, transformadores, evaporadores, aparelhos de oxidação e certos elementos de plantas de energia. Esta ferramenta também pode ser usada para pequenos processos e plantas pilotos.

F&EI Propriedades e Modelo de Cálculo

O cálculo do F&EI é baseado em dados quantificáveis. Taxas de vazamentos, temperatura de processo em relação ao ponto de *flash* e ponto de ebulição, na reatividade do material entre outras propriedades, também é levado em consideração no cálculo à probabilidade de incidentes no processo em questão.

Para o desenvolvimento da análise de risco utilizando o F&EI são necessários os seguintes dados do processo.

- Uma cópia atualizada da planta industrial de processo.
- Dados das instalações (informações de segurança, localização, etc.)

- Um diagrama de fluxo simplificado do processo.
- Dados do processo (reações, pressão, temperatura, linhas de proteção etc.).
- Dados referentes a substâncias perigosas utilizadas no processo (FISPQ's, quantidades, propriedades físico-químicas, etc.).

Para o cálculo do F&EI o processo deve ser dividido em unidades e deve se seguir passo a passo unidade por unidade os passos para avaliação do Índice de Fogo e Explosão.

Para cada unidade deve se calcular os seguintes fatores:

- O fator de material para a unidade, MF;
- Fator de perigos especiais do material;
- Fator de perigos gerais do processo;
- Fator de perigos especiais do processo;

A Figura 5 mostra o procedimento para o cálculo do F&EI e outras informações para a análise de risco (THE DOW CHEMICAL COMPANY, 1994).

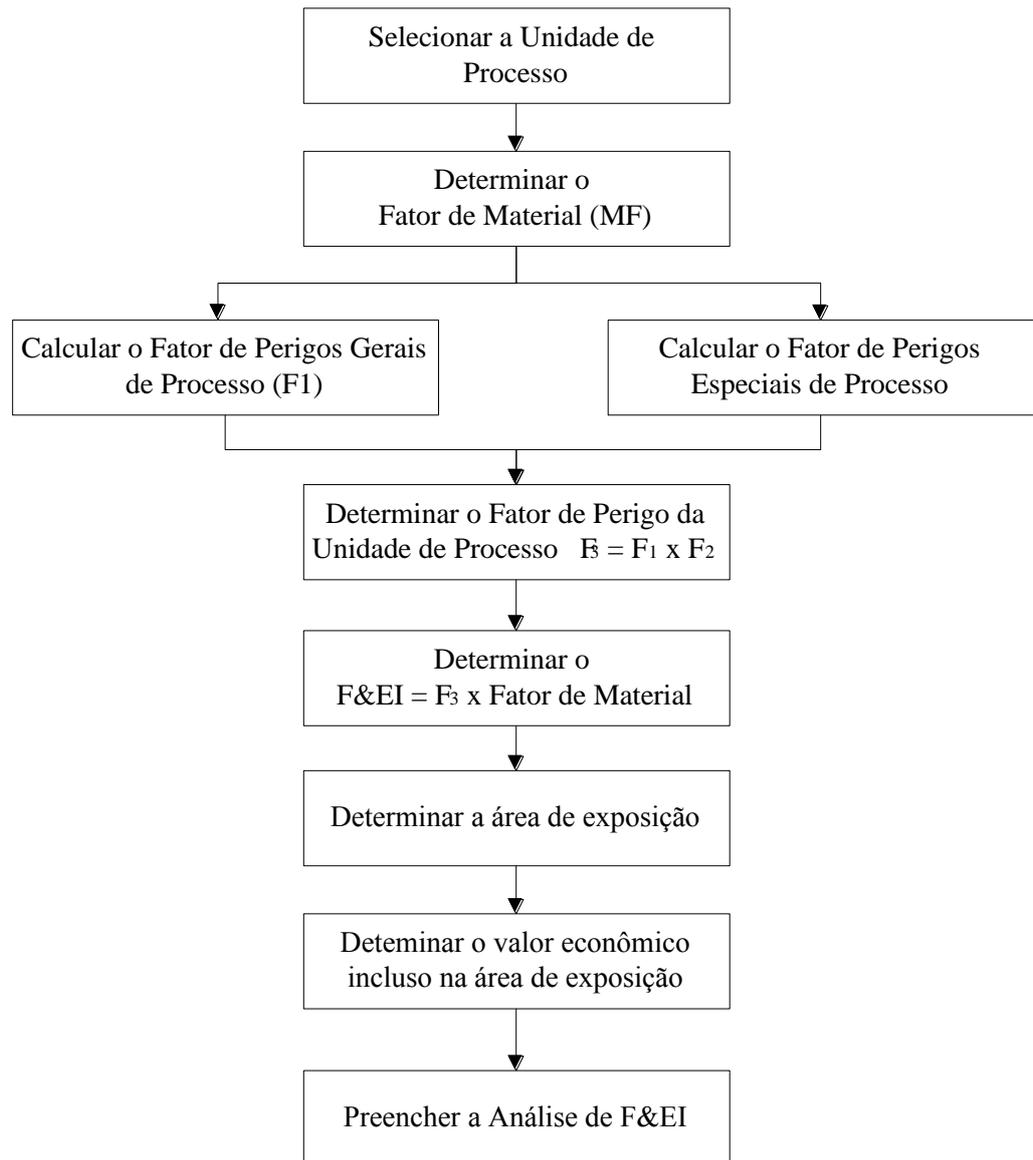


Figura 5 – Fluxo do processo para cálculo do F&EI.

Fator de Material (MF)

Este é um número, geralmente entre 1 e 60, no qual mensura-se a intensidade da energia liberada do maior perigo do material ou mistura de materiais presentes em quantidade significativa na unidade. O fator de material é calculado como:

$$MF = \frac{\Delta Hc}{2326}$$

Em que ΔHc = calor de combustão (KJ/Kg)

Para uma combinação de reações de materiais tais como oxidantes e redutores utiliza-se o calor de reação no lugar do calor de combustão. Fatores de material para os principais materiais podem ser encontrados no Anexo A.

Perigos Especiais de Material

É uma porcentagem adicional acrescentada ao Fator de Material (MF) no qual possui certas propriedades perigosas adicionais. Um julgamento é necessário para decidir a porcentagem a ser adicionada. Algumas das propriedades especiais são citadas a seguir: Poder de oxidação; Reatividade com água; Liberação de calor espontâneo; Taxa de polimerização; Decomposição explosiva e índice de Detonação.

Perigos Gerais de Processo (F1)

É representado por uma porcentagem que deve ser adicionada ao MF para cada características gerais de processo. Segue abaixo, na Tabela 1 as porcentagens a serem adicionadas de acordo com a respectiva característica de processo avaliada.

Tabela 1 - Porcentagem adicionada ao MF para perigos gerais de processo

Características de Processo	Porcentagem adicionada ao MF
A. Manipulação	0 a 50
B. Reação Continua	0 a 30
C. Reação Batelada	25 a 50
D. Múltiplas reações em um mesmo equipamento	0 a 50

Perigos Especiais de Processo (F2)

É representado por uma porcentagem que deve ser adicionada ao MF para cada características especiais de processo. Segue abaixo na Tabela 2 as porcentagens a serem adicionadas de acordo com a respectiva característica de processo avaliada.

Tabela 2 - Porcentagem adicionada ao MF para perigos especiais de processo.

Características Especiais de Processo	Porcentagem adicionada no MF
A. Baixa pressão	0 a 100
B. Operando no limite de explosividade	0 a 50
C. Baixa temperatura	15 a 20
D. Alta temperatura	
1. Acima do ponto de flash	20
2 .Acima do p. Ebulição	25
3 .Acima da temperatura Ignição	35
E. Alta Pressão	
1 .17 a 200 bar	30
2 . Acima de 200 bar	60
F. Reação descontrolada	50 a100
G. Explosão de poeira	30 a 60
H. Alta quantidade de combustível	40 a 100

Fator de Perigo da Unidade de Processo (F3)

Com a determinação dos Fatores Gerais de Perigo de Processo e Especiais de Perigo de Processo pode-se determinar o Fator de Perigo da Unidade de Processo (F3).

O Fator de Perigo da Unidade de Processo tem uma abrangência que varia de 1 a 8 e é usado para determinar o valor numérico do F&EI, e posteriormente calcular a área de exposição ao cenário de fogo e explosão, determinando assim o potencial de perda econômica em decorrência do acidente (THE DOW CHEMICAL COMPANY, 1994).

Cálculo do valor numérico do F&EI.

Cálculo do valor numérico do F&EI pode ser obtido a partir do produto entre o Fator de Perigo da Unidade de Processo (F3) e o Fator de material (MF).

A Tabela 3 abaixo mostra os valores de F&EI relacionados com o grau de perigo estimado.

Tabela 3 - Valores de F&EI relacionados com o grau de perigo estimado.

Grau de Perigo para F&EI	
F&EI range	Grau de Perigo
1 - 60	Baixo
61 - 96	Moderado
97 - 127	Intermediário
128 - 158	Alto
159 - up	Severo

Cálculo do Raio de Exposição

O raio de exposição F&EI pode ser expresso em pés ou metros e pode ser determinado multiplicando o F&EI pelo fator de 0,84 ou utilizando a Figura 6. Este raio de exposição deve ser mostrado em um desenho da planta da unidade de processo com o equipamento em estudo no centro do círculo formado usando o raio de exposição de F&EI. Os círculos devem ser mostrados para cada unidade de processo avaliada. Um gráfico da relação do número de F&EI com o raio de exposição também pode ser realizado como mostra a Figura 7 (THE DOW CHEMICAL COMPANY, 1994).

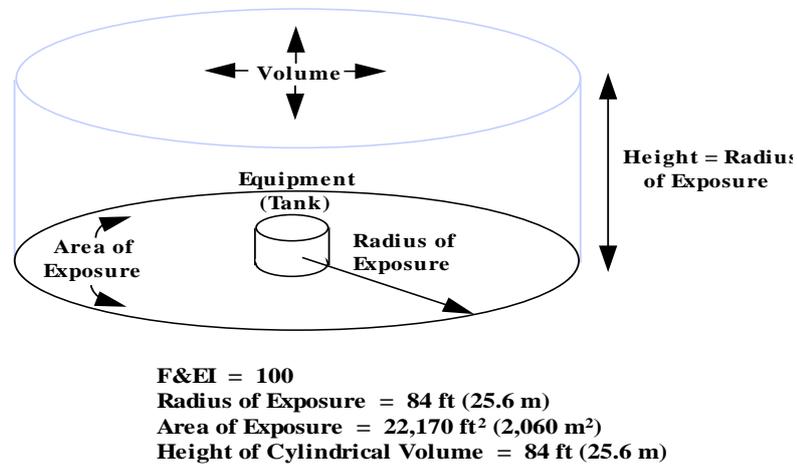


Figura 6 - Representação do Raio e Área de Exposição do F&EI.

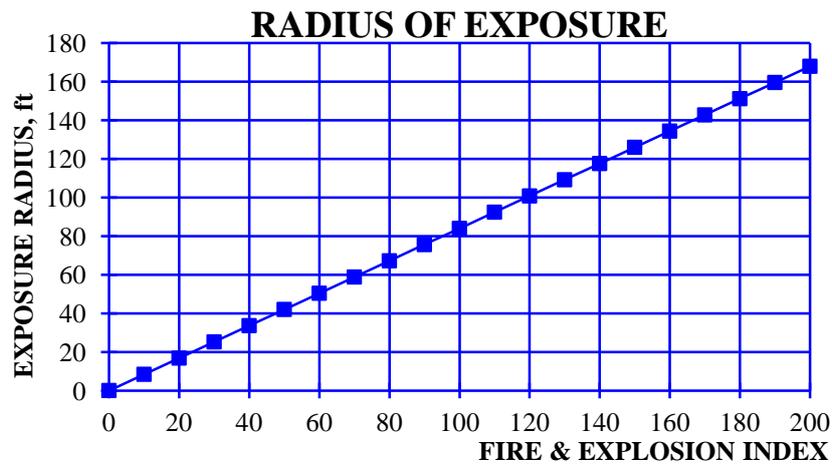


Figura 7- Gráfico da relação do Número de F&EI com o Raio de Exposição.

Cálculo do valor do potencial de perda na área exposta a F&EI

O cálculo do valor do potencial de perda é determinado utilizando a somatório dos valores dos equipamentos inseridos nas áreas de operação somados ao custo do produção perdida ocasionada pela parada da unidade de produção devido ao acidente.

Tabela 4 mostra alguns números de F&EI para algumas unidades industriais e seu respectivos grau de perigo (THE DOW CHEMICAL COMPANY, 1994).

Tabela 4 - Números de F&EI para algumas unidades e seu respectivos grau de perigo.

Grau de Perigo para F&EI		
UNIT	F&EI	Grau de Perigo
Propano Estoque de	56.3	Moderado
Reação Área de	76.5	Alto
Álcool Separador de	15.5	Baixo

2.3.2 Índice de Exposição Química (*Chemical Exposure Index – CEI*)

O *Chemical Exposure Index Guide* (CEI) foi desenvolvido em função do acidente ocorrido em Bhopal, Índia em 1980 e foi publicado internamente na *The Dow Chemical Company* em maio de 1986 (THE DOW CHEMICAL COMPANY, 1986).

Juntamente com *Fire and Explosion Index* (F&EI) é umas das ferramentas utilizadas para avaliação e análise de riscos de processo em instalações químicas industriais.

A ferramenta Índice de Exposição Química faz parte do *Process Risk Management* (PRM) desenvolvida pela *American Safety and Health Agency* (OSHA),

O Chemical Exposure Index (CEI) fornece um simples método para a classificação do potencial perigo agudo relativo a saúde das pessoas dentro de plantas e comunidade, ocorridos de um hipotético vazamento acidental de substâncias químicas perigosas. Este método não é um método absoluto de medida de risco. O sistema de CEI fornece um método de classificação de um perigo relativo a outro.

Isto não é utilizado para definir se um processo é segura ou não. Somente é utilizado para estimar a abrangência de um vazamento acidental de químico perigoso.

Para o desenvolvimento do CEI as seguintes informações são necessárias:

- Uma planta atualizada das instalações industriais.
- Um fluxo simplificado do processo a ser analisado.
- Propriedades físicas e químicas dos materiais em processo.
- Os valores dos ERPG/EEPG fornecido pela Centro de Especialistas em Higiene Industrial (IHEC).

Processo para Cálculo do CEI.

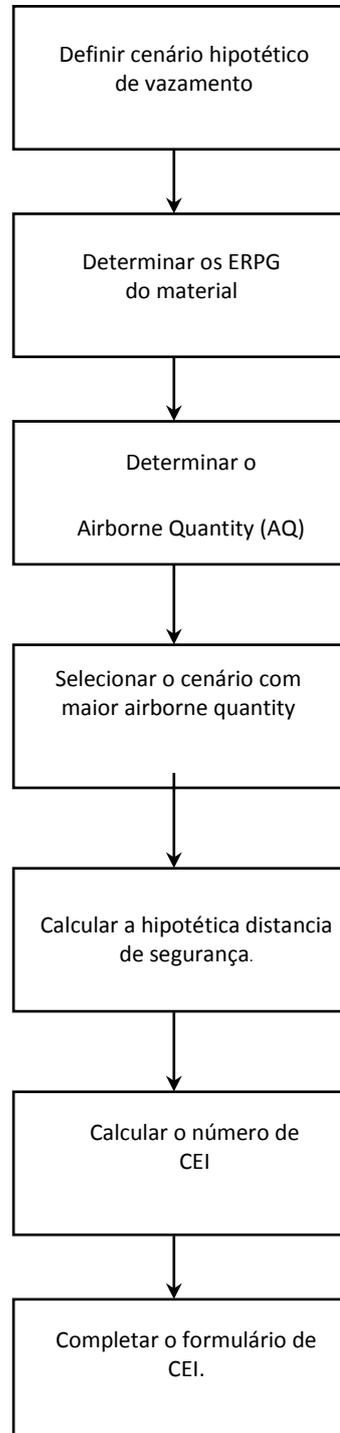


Figura 8 - Processo para cálculo do CEI.

Definição do Cenário Hipotético de Vazamento

A determinação do cenário de vazamento consiste em definir qual tubulação de processo ou equipamento tem o maior potencial hipotético para vazamento com uma significativa quantidade de material químico tóxico.

As condições de processo tais como temperatura, pressão e estado físico deve ser considerado também a dimensão desde que eles tenham um significativo impacto na taxa de material suspenso no ar.

Os cenários de vazamento devem ser considerados de diferentes maneiras, para:

- Tubulações de Processos;
- Mangueiras;
- Dispositivos de alívio de pressão direto para atmosfera;
- Transbordamento de tanques e projeção de líquidos;

O tempo considerado para vazamentos em processos ou tanques de estocagem é de 5 minutos ou até o final do inventário (THE DOW CHEMICAL COMPANY, 1994).

Determinação do Valor de Emergência Response Planning Guideline

(ERPG).

O valor de *Emergence Response Planning Guideline* (ERPG) demonstra a faixa de concentração estimada onde pode-se razoavelmente antecipar a observação de efeitos adversos.

O ERPG é definido por 3 faixas de concentração e seus respectivos efeitos adversos:

ERPG – 1 é a máxima concentração abaixo no qual acredita-se que todos os indivíduos podem ser expostos por uma hora sem experimentar outros sintomas além de transiente efeito adverso a saúde ou perceptível odor.

ERPG – 2 é a máxima concentração abaixo no qual acredita-se que todos os indivíduos podem ser expostos por uma hora sem experimentar outros sintomas além de sérios efeitos a saúde ou sintomas que podem retirar sua habilidade de tomar uma ação preventiva.

ERPG – 3 é a máxima concentração no ar abaixo no qual acredita-se todos os indivíduos podem ser expostos por até uma hora sem experimentar outros sintomas além de desenvolver perigo de vida. Podem ser encontrados alguns valores de ERPG para regulares substâncias no Anexo B.

Estimação do Airborne Quantity

O Airborne Quantity pode ser formado de três maneiras um vazamento de líquido e evaporação da piscina formada; vazamento de líquido e vapor juntos; vazamento e formação do airborne quantity diretamente em fase vapor (Figura 10).

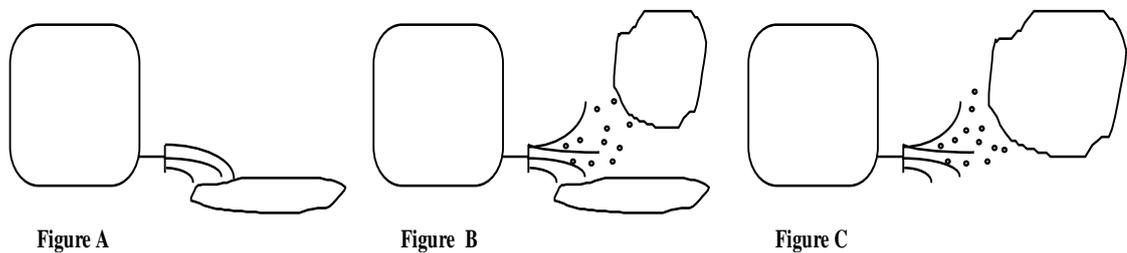


Figura 9 - Processo para cálculo do Airborne Quantity.

O Airborne Quantity pode ser calculado utilizando 3 hipóteses de vazamento, sendo consideradas três caminhos para o cálculo.

Vazamento de gás:

Unidades SI

$$\text{Airborne Quantity (AQ)} = 4.751 \times 10^{-6} D^2 P_a \sqrt{\frac{MW}{T + 273}} \quad \{\text{kg/seg.}\} \quad (\text{Equação1})$$

Em que:

P_a = Pressão absoluta = ($P_g + 101.35$)

P_g = Pressão Manométrica (kPa)

MW = Peso molecular

T = Temperatura(°C)

D = Diâmetro do Furo (milímetros)

Vazamento de líquidos

Determinação da vazão de líquido do vazamento.

Unidades SI

$$L = 9.44 \times 10^{-7} D^2 \rho_l \sqrt{\frac{1000P_g}{\rho_l} + 9.8\Delta h} \quad \{\text{kg/sec.}\} \text{ (Equação 2)}$$

Em que:

P_g = Pressão manométrica (kPa)

ρ_l = Densidade do líquido na temperatura de trabalho (kg/m³)

Δh = Altura de líquido na coluna cima do ponto de vazamento (m)

D = Diâmetro de furo (milímetros).

Determinação da Quantidade Total de Líquido Vazado

O tempo considerado para vazamento é de 15 minutos ou total do inventário.

Unidade SI

$$W_T = 900L \quad \{\text{kg}\} \text{ (Equação3)}$$

Em que:

L = vazão de líquido (kg/seg.)

Cálculo da Quantidade de Material Lançada Diretamente no Ar.

$$F_v = \frac{C_p}{H_v} (T_s - T_b) \quad (\text{Equação 4})$$

Em que:

	SI	US/Brit
T_b = Ponto de ebulição do líquido	°C	°F
T_s = Temperatura de operação	°C	°F
C_p = Capacidade térmica do líquido	J/kg/°C	BTU/lb./°F
H_v = Calor de vaporização do líquido	J/kg	BTU/lb.

Cálculo do airborne quantity da quantidade lançada diretamente no ar

$$AQ_f = 5 (F_v) (L) \quad (\text{Kg/seg or lb/min}) \quad (\text{Equação 5})$$

Em que:

L = Taxa de fluxo (kg/seg. lb./min)

Determinação do Tamanho da Piscina

$$W_p = W_T (1 - 5F_v) \quad (\text{kg ou lb.}) \quad (\text{Equação 6})$$

Em que:

W_T = Total de líquido vazado (kg lb.)

F_v = fração lançada diretamente no ar

Determinação do Airborne Quantity Evaporado a Partir da Piscina.

Unidade SI

$$AQ_p = 9.0 \times 10^{-4} \left(A_p^{0.95} \right) \frac{(MW) P_v}{T + 273} \quad \text{kg/seg.} \text{ (Equação 7)}$$

Em que:

A_p = Área da Piscina (m^2)

MW = Peso molecular

P_v = Pressão de vapor do líquido na temperatura de trabalho (kPa)

T = Característica da Piscina ($^{\circ}C$)

Cálculo do Airborne Quantity Total

$$AQ = AQ_f + AQ_p \quad \{ \text{Kg/sec or lb/min} \} \text{ (Equação 9)}$$

Em que:

AQ_f = airborne quantity resultante do flash (kg/seg. lb./min)

AQ_p = airborne quantity resultante da evaporação da piscina (kg/seg. lb./min)

Cálculo do Chemical Exposure Index (CEI)

Todos os cálculos de CEI assumem a velocidade do vento de 5 m/seg e condições de tempo neutras.

Unidade SI

$$CEI = 655.1 \sqrt{\frac{AQ}{ERPG-2}} \quad (\text{Equação 1})$$

Em que:

AQ = Airborne Quantity (kg/seg.)

ERPG-2 = Valor (mg/m³)

Cálculo da Distância de Perigo (HD) *Hazard Distance*

Para ERPG – 1; ERPG – 2; ERPG – 3.

$$HD = 655.1 \sqrt{\frac{AQ}{ERPG}} \quad \{\text{Metros}\}(\text{Equação1})$$

Em que:

AQ = Airborne quantity (kg/sec.)

ERPG = ERPG-1, ERPG-2 or ERPG-3 (mg/m³)

2.3.3 Análise de Camadas de Proteção (*Layers of Protection Analysis* - LOPA)

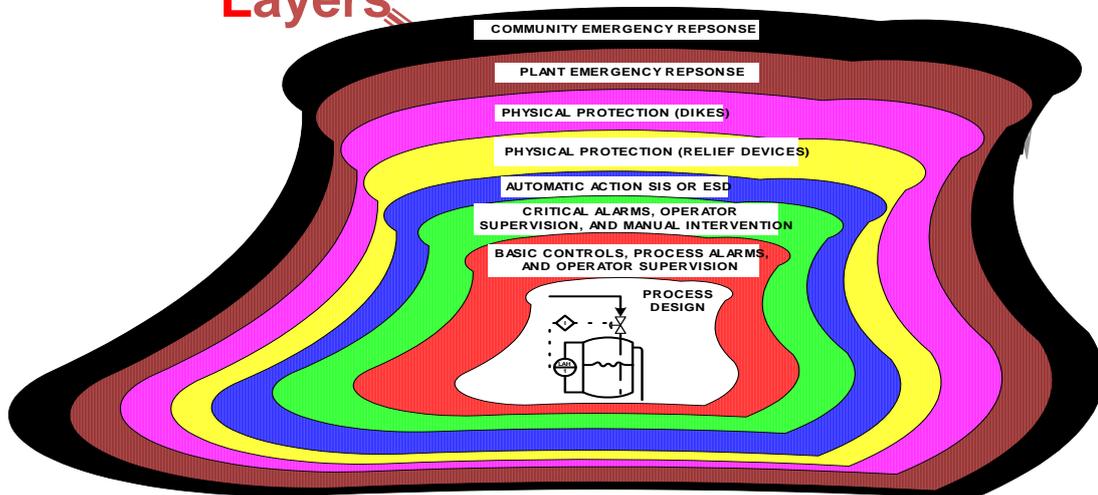
A Análise de Camadas de Proteção (LOPA) é uma técnica simplificada de análise de risco e é elaborada em sequência ao uso de uma técnica qualitativa de identificação de perigo como HAZOP e APP. Pode ser definida como uma técnica semi-quantitativa, pois gera uma estimativa do risco sendo seus resultados deliberadamente conservadores. Um estudo que usa uma análise quantitativa de risco completa (árvore de eventos, árvore de falhas, etc.) deve apresentar um menor risco associado quando comparado com os resultados do LOPA. Mas apesar de apresentar um risco maior, este valor é consistente, pois o LOPA utiliza categorias em ordem de magnitude para a frequência do evento iniciador, severidade das consequências, e probabilidade de falhas para as Camadas de Proteção Independentes (IPL's) para calcular o risco aproximado de um cenário.

Dessa forma LOPA é uma técnica que fica entre uma simples técnica de análise quantitativa e uma técnica de análise quantitativa mais elaborada.

Assim muitos outros métodos de análises de perigos, a primeira proposta do LOPA é determinar se há números de camadas de proteção suficientes num cenário de acidente. A Figura 10 mostra as possíveis camadas de proteção de um típico projeto de processo.

O LOPA estabelece se há IPL's suficientes para controlar o risco em um dado cenário de acidente. Se o risco estimado de um cenário não for aceito, IPL's adicionais devem ser acrescentados. Porém esta técnica não informa quais os IPL's devem ser acrescentados ou que projeto deve ser escolhido. O cenário é tipicamente identificado durante a análise de perigos, na avaliação de mudança ou revisão do projeto.

Independent Protection Layers



Passos para realizar análise de LOPA.

LOPA é dividido em sei passos, que estão descritos abaixo.

Passo 1: Identificar as consequências para proteger cenários. A consequência é identificada durante a análise quantitativa de perigos, como HAZOP. Em seguida, o analista calcula a consequência (incluindo Impacto) e estima sua magnitude.

Passo 2: Selecionar um cenário de acidente. O LOPA é aplicado a um cenário de cada vez. O cenário pode vir de outras análises, como análises qualitativas, e descreve um único para causa – consequência.

Passo 3: Identificar o evento iniciador do cenário e determinar a frequência do evento iniciador (eventos por ano). O evento iniciador deve conduzir á consequência (todas as salvaguardas falhando). A frequência deve considerar os aspectos secundários do cenário.

Passo 4: Identificar os IPL's e estimar a probabilidade de falha na demanda para cada IPL. O ponto principal da LOPA é reconhecer as salvaguardas que estabelecem os requisitos das IPL's para um dado cenário.

Passo 5: Estimar os riscos do cenário por combinações matemáticas de consequência, evento iniciador e IPL's. Outros fatores podem ser incluídos durante os cálculos, dependendo da definição de consequência(impacto evento). Aproximações incluem fórmulas aritméticas e métodos gráficos.

Passo 6: Avaliar os riscos para tomar uma decisão concisa ao cenário. Esta etapa compara os riscos de um cenário com os critérios de tolerância de risco da empresa e/ou os objetivos relacionados.

2.3.4 Estudos de Risco e Operabilidade (HAZOP)

O Estudo de Operabilidade e Riscos é uma técnica sistemática, criativa, dirigida por palavras chaves para a identificação de potenciais problemas, embora esteja geralmente associada com indústrias químicas, a metodologia é flexível e pode ser aplicada em outras atividades industriais.

Usando o HAZOP, a equipe multidisciplinar discute e faz sugestões metodicamente sobre algum projeto de processo específico durante uma série de reuniões e análises. A equipe segue a estrutura fornecida por palavras chaves, o procedimento de exame e a experiência do líder. A discussão e apresentação de sugestões estimulam a criatividade, gera ideias em virtude de uma interação dos membros da equipe e da diversidade das suas qualificações. A equipe focaliza itens específicos do projeto, uma vez que, para cada um destes itens são examinados os desvios nos parâmetros do processo, usando-se palavras chaves.

O uso de palavras chave (Figuras 11 e 12) assegura que o projeto seja explorado de todas as maneiras possíveis, abrangem todos os parâmetros importantes para o sistema a ser examinado: fluxo, nível, pressão, temperatura, tempo, viscosidade, voltagem, composição, etc. À medida que a equipe identifica os desvios, cada desvio deverá ser analisado, de modo que suas potenciais causas e consequências sejam identificadas.

Uma matriz de desvios é utilizada para identificar desvios a serem considerados durante os estudos do processo. O preenchimento desta matriz economiza tempo para a equipe quando ela estiver pronta para preencher o Registro de Exame de HAZOP. Para utilizar esta matriz, é necessário listar os parâmetros de projeto em estudo e gerar desvios através da aplicação de cada palavra chave, uma após a outra em cada parâmetro.

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.

Figura 10 - Quadro palavras chavas utilizadas no estudo de HAZOP.

Palavra-Guia	&	Parâmetro	Desvios
Nenhum	&	Fluxo	Ausência de fluxo.
Mais	&	Pressão	Pressão mais alta.
Menos	&	Temperatura	Temperatura mais baixa.
Além de	&	Uma fase	Duas ou mais fases.
Outro que não	&	Operação	Manutenção, partida, parada, funcionamento de pico, etc.
Além de	&	Componente	Componentes a mais em relação aos que deveriam existir.
Reverso	&	Fluxo	Fluxo de componente no sentido inverso.
Parte de	&	Componente	Componentes a menos em relação aos que deveriam existir.

Figura 11 - Quadro com Parâmetros e Desvios Utilizados no HAZOP.

2.4 Técnicas Disponíveis para Gerenciamento de Risco de Processos

Até agora foram abordadas técnicas para análise dos riscos inerentes aos processos químicos industriais, tais técnicas são utilizadas para estimar e dimensionar a abrangência de um acidente de processo contabilizando os seus prováveis impactos financeiros, à saúde das pessoas e ao meio ambiente, agora vamos tentar entender como a indústria química realiza o gerenciamento de tais riscos após eles serem identificados. Algumas das principais técnicas de gerenciamento são: Gerenciamento de Mudanças em processos e instalações; Programa de Integridade de Equipamentos e Capacitação Operacional.

2.4.1 Gerenciamento de Mudança (MOC).

Inserido dentro do contexto de prevenção e gerenciamento de riscos de processo , o MOC gestão de mudança em plantas industriais, conhecida em inglês, *Management of Change* (MOC) , Shinkle (p.12, 2001) a definiu como sendo um conjunto de políticas e procedimentos para assegurar que a mudança em equipamentos, processos ou instalações não resultaram em operações fora de parâmetros de segurança estabelecidos. Descreve ainda, que gerenciar mudanças significa estar lidando com potenciais acidentes que podem se desdobrar em grandes acidentes.

O propósito do Gerenciamento de mudança (MOC) é estabelecer um mecanismo formal escrito de modo a garantir que as mudanças não reduzam a segurança que foi especificamente planejada para a operação original do processo.

Na verdade a Gestão de Mudança (MOC) é um dos 12 elementos de um programa maior que busca manter sobre controle a segurança de processos em plantas industriais, conhecido como *Process Safety Management (PSM)* que é um método para identificar, entender e controlar os riscos do processo e prevenir acidentes e prejuízos relacionados a esse processo.

É importante ressaltar que a gestão de mudanças nunca termina, ou seja ela é inevitável numa indústria e nunca se completa. Ela deve ser executada e acompanhada continuamente através de todo o ciclo de vida das instalações. Todas as organizações devem ter seu processo de gestão de mudança bem definido.

Cerca de 80% dos maiores acidentes de processos na indústria química teve seu rastro em algum tipo de mudança.

Um exemplo clássico de um acidente causado por um falho gerenciamento de mudança e o acidente de Flixborough na Inglaterra onde uma mudança mal gerenciada gerou o vazamento de uma grande quantidade de material inflamável culminando em uma grande explosão.

Diversos outros catastróficos acidentes de processo na Indústria Química tiveram como fonte um falho gerenciamento de mudança.

2.4.2 Programas de Integridade de Equipamentos.

Este item contempla dois aspectos:

- Processo de garantia da qualidade no projeto inicial, na fabricação de materiais e equipamentos e na instalação;
- Programa de manutenção preventiva para assegurar a integridade dos equipamentos.

Um número significativo de acidentes na indústria é atribuído às questões relacionadas com a manutenção de equipamentos. Um sistema de gerenciamento de manutenção e de garantia da integridade deve prever o entendimento de todo o processo de especificação, projeto, montagem e formas de operação, de modo que os equipamentos possam ser operados e mantidos adequadamente, garantindo assim, a qualidade e a segurança da instalação.

Em muitas plantas industriais, um dos aspectos de maior fragilidade é a manutenção preventiva de equipamentos. Enquanto alguns itens considerados críticos para o processo, como por exemplo, válvulas de alívio de vasos, recebem atenção adequada, em termos de frequência de inspeções e testes, o mesmo não ocorre com outros. Um programa adequado deve estudar minuciosamente os componentes considerados críticos, tomando-se por base um estudo detalhado de análise de risco, de modo que os tipos e a frequência de testes e inspeções possam ser definidos de maneira compatível com a criticidade do equipamento.

Em geral, as grandes plantas de processo, como refinarias, cada vez mais ampliam seus tempos de operação sem paradas para manutenção; assim, há a necessidade das instalações serem inspecionadas e testadas durante todo esse período. Os resultados desses testes e inspeções devem também ser revisados ao longo do tempo, de modo que os intervalos possam ser adequados de acordo com as necessidades apresentadas e a experiência acumulada. De modo geral, um programa de manutenção e garantia da integridade deve contemplar, entre outros, os seguintes itens:

- Técnicas de engenharia de confiabilidade;
- Critérios para especificação, aquisição, montagem e operação de equipamentos;
- Procedimentos para a realização de testes e inspeções;
- Normas e procedimentos para a realização de serviços de manutenção.

Muitos severos acidentes de processo tem como raiz um pobre programa de integridade e um deficiente programa de manutenção.

Muitos acidente como o de Bopal na Índia onde quase 3000 mil pessoas morreram devido a um vazamento de substância química tóxica, poderiam ser minimizados ou até mesmos evitados, se as empresa tivessem utilizado de um bom programa de integridade de equipamentos e instrumentos de processo.

2.4.3 Capacitação Operacional

Certamente os erros do homem contribuem de forma significativa para a ocorrência de acidentes. Um importante fator para a redução dos erros humanos numa planta industrial é assegurar que as interfaces entre os operadores e os equipamentos são compatíveis entre si. Essa compatibilidade nem sempre é fácil de ser definida, mas, frequentemente, é um fator contribuinte para induzir a um erro. Por exemplo, chaves “on/off”, *displays* coloridos, códigos e sinais são fatores que podem afetar a habilidade de um operador na execução de uma determinada tarefa.

As plantas de processos industriais são normalmente controladas através de procedimentos administrativos (humanos) e ações automatizadas (equipamentos). Os procedimentos operacionais também tem um grande impacto no processo de gerenciamento de riscos de plantas industriais.

Os procedimentos operacionais, embora na maioria das instalações sejam elaborados com os novos projetos, raramente são atualizados. Tendo em vista que os operadores são treinados e acumulam experiência na realização das operações, essa necessidade decresce ao longo do tempo. Os procedimentos operacionais servem como importantes instrumentos de treinamento e reciclagem, e só por esta razão merecem ser atualizados. A OSHA, no documento 29 CFR 1910 (*Process Safety of Highly Hazardous Chemicals*), menciona que os procedimentos operacionais devem ser revisados tão frequentemente quanto necessários, de forma a assegurar o reflexo nas práticas operacionais rotineiras.

3. DESENVOLVIMENTO

3.1 Estrutura do Trabalho

O Estudo aplicativo foi realizado em uma unidade de processamento de adesivo de poliuretano da *The Dow Chemical Company*, localizada em Pindamonhangaba- SP, Brasil.

A unidade processa pré-polímero de uretano que é utilizado na fabricação de adesivos para vidros automotivos e utiliza como parte do seu processo uma unidade de Óleo Térmico (*Hot Oil System*) empregada na secagem e preparação da matéria prima utilizada no processo.

O estudo foi realizado visando empregar algumas técnicas de análise de risco no processo de avaliação e entendimento do risco inerente ao processo de Óleo Térmico. Também foram definidas as camadas de segurança necessárias para operação do processo dentro das legislações em vigor no país e os padrões de segurança exigidos dentro do Programa de Gerenciamento de Segurança de Processo (*Process Safety Risk Management System – PSRM*) da companhia.

O trabalho foi desenvolvido através de uma análise de um hipotético vazamento químico utilizando o *Chemical Exposure Index* (CEI). Foi feito também um estudo de impactos de um cenário de fogo e explosão utilizando *Fire and Explosion Index* (F&EI).

Com os dados de CEI e F&EI determinados o processo foi submetido a uma ferramenta de Análise de Camadas de Proteção (LOPA) para identificar se as camadas de proteção são suficientes para os cenários de acidentes levantados na análise.

No desenvolvimento do trabalho verificou-se certa dificuldade em determinar as propriedades das substâncias em estudo nas condições de processo.

Demonstrou-se fundamental e determinante para o desenvolvimento do trabalho as seguintes características:

- Conhecimento profundo das propriedades físico químicas dos materiais em estudo.

- Conhecimento das informações sobre as condições nas quais as substâncias perigosas estarão em operação.

- Sinceridade e criticidade em realizar-se a análise de risco, pois quanto mais crítico melhor será a acuracidade da análise com a realidade de operação no chão de fábrica.

Essas entre as outras características foram as que mais se mostraram importantes para realização do trabalho.

3.1.1 - Plano de ação

Um plano de ação **deve ser** desenvolvido para **a implementação** das indicações **ou** recomendações feitas no final de uma análise de risco.

Este plano consiste, **essencialmente** em:

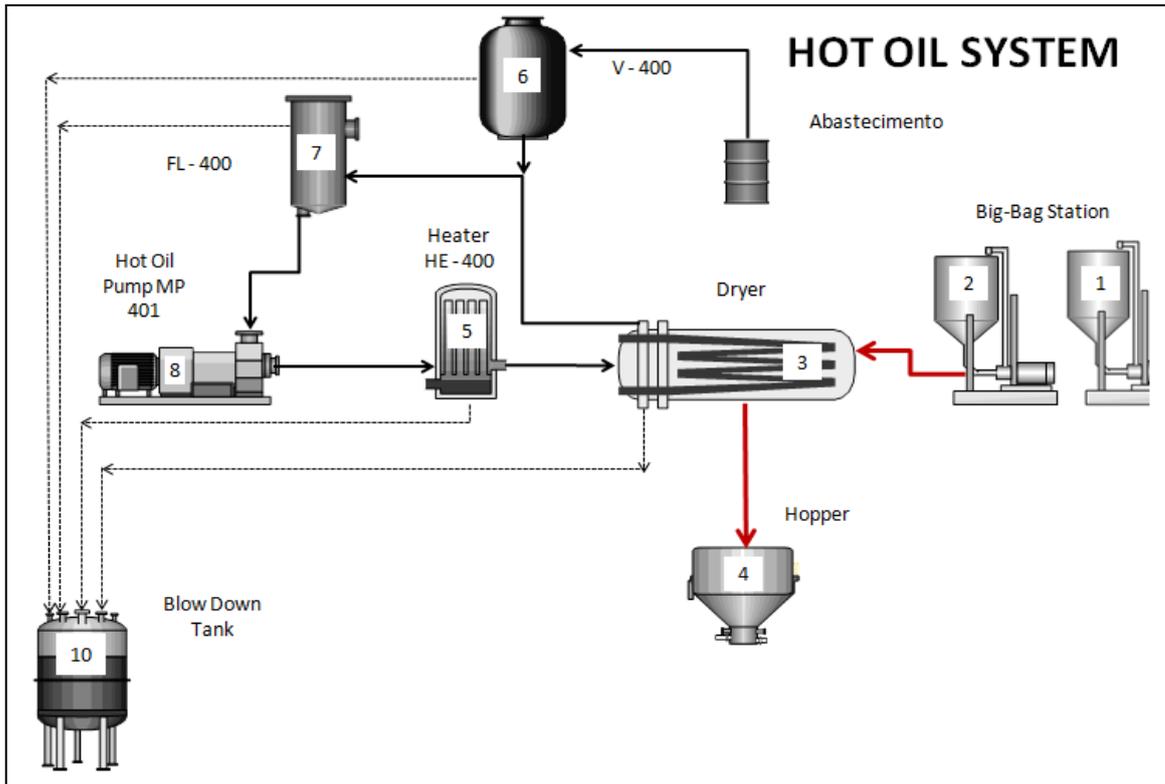
- Definir um responsável para realização da tarefa
- Definir os recursos para realização da tarefa
- Definir datas para realização da tarefa
- Definir uma estratégia para realizar o acompanhamento do status da realização das tarefas.

3.2 Exemplo Aplicativo

3.2.1 Descrição Básica do Processo de Secagem com Óleo Térmico

O sistema de Óleo Térmico (*Hot Oil System*) é utilizado no processo de secagem de pigmentos para a produção de adesivos de poliuretano. O fluido térmico (*Dowtherm RP**) utilizado na secagem das matérias primas, trabalha em um sistema fechado de tubulações de Ø 2", sendo aquecido por resistências elétricas (HE-400), é bombeado para unidade de secagem (*Dryer*) através de uma bomba centrífuga acionada por um motor elétrico (MP-401). O sistema fechado é mantido por um vaso pulmão (V-400) acoplado diretamente no sistema, mantido a (35 % e 55 %) do volume total, o sistema também possui uma unidade de filtração (FL-400) alinhada entre a saída do secador e a entrada da bomba. Todos os equipamentos do sistema estão conectados a um vaso de descarga (*Blowdown Tank*) utilizado em caso de alta pressão no sistema. O sistema de óleo térmico trabalha temperatura de operação de (300 C° + - 15) e pressão de operação (550.5 inH2O). O sistema possui um pad de nitrogênio (N2) para inertização, mantido a uma pressão de 0.5 psi. O volume total do sistema é de 0.7 m³ e o volume de operação é de 0.6 m³.

3.2.2 Fluxograma do Processo de Secagem



- Equipamentos 1 e 2, estações de descarregamento de matéria-prima (*Big Bags*).
- Equipamento 3, Secador de matéria-prima (*Dryer*).
- Equipamento 4, Cilo para transporte de material (*Hopper*).
- Equipamento 5, Unidade de aquecimento (*Heater*).
- Equipamento 6, Vaso pulmão.
- Equipamento 7, Filtro de Óleo.
- Equipamento 8, Bomba de Óleo.

3.2.3 Informações Sobre a Substância em Estudo

1-Nome do Produto *DOWTHERM* RP* FLUÍDO TÉRMICO

2-Componente; CAS; Quantidade

1,2,3,4-Tetrahydro-5-(1-feniletil)naftaleno; 60466-61-7; $\geq 85,0 \%$

1,2,3,4-Tetrahydro-6-(1-feniletil)naftaleno; 6196-98-1; $\leq 15,0 \%$

3-Propriedades Físico – Químicas

Estado físico	líquido
Ponto de fusão	-34 °C <i>Bibliografia</i>
Ponto de ebulição (760mmHg)	332 - 355 °C <i>Bibliografia</i>
Ponto de fulgor – CopoFechado	194 °C <i>ASTM D 93</i>
Limites de inflamabilidade no ar	
Inferior:	0,39 % (V) <i>Bibliografia</i> Aproximadamente
Superior:	4,59 % (V) <i>Bibliografia</i>
Pressão de vapor	$\leq 1,0$ mmHg @ 20 °C <i>Bibliografia</i>
Densidade específica (H₂O= 1)	1,03 <i>Bibliografia</i>
Temp. de auto-ignição:	385 °C <i>ASTM E659</i>
Viscosidade cinemática	30,8 cSt a 25 °C <i>Bibliografia</i>

3.2.5 Chemical Exposure Index (CEI) Sumário

Planta: *Dow Automotive – Glass Bonding* **Local:** Pindamonhangaba- SP (BRA)

Químico: *DowthermRP* (1,2, 3,4-Tetrahidro naftaleno) **Quantidade:** 618 Kg

1. Cenário sendo avaliado: Sistema de óleo Térmico.

2. Airborne Quantity Taxa 0,42 kg/sec.

3. Chemical Exposure Index CEI 5

4.	Concentração		Distância de Perigo HD	
	mg/m ³	PPM	Metros	Pés
ERPG-1/EEPG-1	37500	3879,19	22	72
ERPG-2/EEPG-2	7500	785,74	49	160
ERPG-3/EEPG-3	750	80,59	156	512

5. Distância para:	Metros	Pés
Público (Pessoas dentro da Planta)	60	197
Prédios (Dentro da Planta)	30	98,5
Público (Pessoas fora da Planta)	100	328

6. Aprovação:

Preparado por: Emerson Francisco Chinaqui

Revisado por: Edson Sassa

Centro Tecnologia: Paul Knight

3.2.6 Fire and Explosion Index (F&EI) Sumário

Planta: Dow Automotive – Glass Bonding Local: Pindamonhangaba- SP (BRA)

P.Químico: DowthermRP (1,2, 3,4-Tetrahidro naftaleno) Quantidade: 618 Kg

1.Cenário sendo avaliado:	Sistema de óleo Térmico.	
2.Fator de Material (MF)	14	
3.Fator de Perigos Gerais de Processo (F1)	1.5	
4.Fator de Perigos Especiais de Processo (F2)	2.33	
5.Fator de Perigo da Unidade de Processo (F3)	3.5	
6.Fire and Explosion Index (F3 x MF = F&EI)	49	
7.Raio de Exposição do F&EI	26 m	68 pés
8.Área de Exposição	494 m ²	1300 pés ²
9.Calor de Combustão	9610,5 (kcal/kg)	
10.Ponto de Flash (°C)	194	
11.Ponto de Ebulição (°C)	355	
12.Temperatura de Autoignição	385	

13.Aprovação

Preparado por: Emerson Francisco Chinaqui

Revisado por: Edson Sassa

Centro Tecnologia: Paul Knight

3.3.7 Layers of Protection Analysis (LOPA) Sumário

A análise de LOPA é realizada na prática lançando mão de planilhas eletrônicas que facilitam os cálculos e desenvolvimento dos cenários analisados. Por este motivo, a seguir serão apresentados somente os quadros resumo para os cenários de eventos estudados na análise de riscos de processo inerentes ao sistema de Óleo Térmico utilizando como fluido térmico Dowtherm RP.

A análise de LOPA foi desenvolvida com dados disponibilizados pelos estudos de cenários de fogo e explosão F&EI e exposição química CEI. Com os raios de F&EI e CEI traçados é possível entender quais são os limites de exposição de pessoas a os respectivos tipos de perigo dentro e fora da instalação industrial. Através de tais estudos é possível determinar o valor de perda financeira caso o cenário estimado se desenvolva, como também é possível obter informações sobre a classificação de áreas importantes na análise de LOPA.

A análise de LOPA busca zerar o número chamado LOPA GAP com a adição de camadas de segurança automáticas ou administrativas definidas para tal. Os quadros de resumo de cenário apresentam as informações mais relevantes na análise, tais como, descrição do cenário, eventos iniciadores, target factor, frequências, IPL's aplicados, outros controles, LOPA GAP e observações relevantes ao cenário.

Cenário 1

O cenário 1(Figura 15) é uma falha no selo magnético da bomba de óleo térmico causando vazamento de material inflamável gerando *flash fire* e fogo. Pela grave consequência da explosão podendo atingir pessoas no raio de ação do F&EI o *Target Factor* para o cenário é de 6 indicando uma aceitabilidade de 1 acidente a cada 1.000.000 anos. Por este motivo o sistema de óleo térmico foi alocado distante da área de operação com a frequência de exposição ao risco de 1 pessoa 2 vezes ao dia.

Cenário Nº:	1	Sistema:	Hot Oil
Descrição do Cenário			Target Factor
Falha no selo magnético da bomba de óleo térmico podendo causar vazamento de inflamável, flash fire, fogo, queimaduras pessoais.			6
Evento Iniciador			Frequência
Ignição a nível do solo			2
Fator de Habilitação			Frequência
Dowtherm pode ser liberado acima do ponto de flash podendo causar incêndio			1
IPL's		Fator	0
Padrão de integridade mecânica (DOW)		2	
Outros Sistemas de Proteção		Fator	
Probabilidade de exposição menos de 90%		1	
Ações/Observações : Bomba de Dowtherm encontra-se em área distante a área de operação.			

Figura 14 - Quadro Resumo LOPA Cenário 1, Sistema de Óleo Térmico.

Cenário 2

O cenário 2 (Figura 16) é um vazamento de óleo térmico a partir da gaxeta da bomba do sistema de óleo térmico causando o lançamento de material quente sobre algumas pessoas que estejam no local. Pela grave consequência o *Target Factor* para o cenário é de 5, indicando uma aceitabilidade de 1 acidente a cada 100.000 anos. Como medida o Sistema de Óleo Térmico foi alocado distante da área de operação reduzindo a frequência de pessoas expostas ao cenário.

Cenário Nº:	2	Sistema:	Hot Oil
Descrição do Cenário			Target Factor
Falha nas gaxetas do sistema de óleo quente podendo causar queimaduras térmicas.			5
Evento Iniciador			Frequência
O óleo quente pode alcançar um operador em trânsito pelo local.			2
Fator de Habilitação			Frequência
IPL's		Fator	0
Padrão de integridade mecânica (DOW)		2	
Outros Sistemas de Proteção		Fator	
Procedimento Operacional		1	
Ações/Observações :			

Figura 15- Quadro Resumo LOPA Cenário 2, Sistema de Óleo Térmico.

Cenário 3

O cenário 3 (Figura 17) é uma falha nas gaxetas do Sistema de Óleo Térmico podendo causar fogo no sistema de isolamento. Como o sistema possui *sprinklers* para o combate ao fogo em caso de incêndio o *Target Factor* considerado 4, demonstrando uma aceitabilidade de 1 acidente a cada 10.000. O LOPA GAP para o cenário número 3 foi fechado utilizando material não combústivel na confecção do isolamento térmico das tubulações.

Cenário Nº:	3	Sistema:	Hot Oil
Descrição do Cenário			Target Factor
Falha nas gaxetas do sistema de óleo quente podendo causar fogo no sistema de isolamento			4
Evento Iniciador			Frequência
O óleo quente pode alcançar a temperatura de autoignição do material de isolamento.			2
Fator de Habilitação			Frequência
IPL's		Fator	-1
Padrão de integridade mecânica (DOW)		2	
Outros Sistemas de Proteção		Fator	
Lã de vidro utilizada como isolamento no sistema de Hot Oil.		1	
Ações/Observações :			

Figura 16 - Quadro Resumo LOPA Cenário 3, Sistema de Óleo Térmico.

Cenário 4

O cenário 4 (Figura 18) é o vazamento na junta rotativa causando a liberação de material inflamável resultando em um *flash fire* queimaduras pessoais. Pela grave consequência do cenário o *Target Factor* adotado foi de 6 demonstrando uma aceitação de 1 acidente a cada 1.000.000 de anos. O LOPA GAP para este cenário foi fechado com a implementação de um IPL's , BPCS utilizado para controle de alta temperatura de desvio do material para o *Blowdown tank*.

Cenário Nº:	4	Sistema:	Hot Oil
Descrição do Cenário			Target Factor
Vazamento na junta rotativa Johnson causando liberação de material inflamável resultando em flash e queimaduras pessoais.			6
Evento Iniciador			Frequência
Fonte de ignição a nível do solo.			2
Fator de Habilitação			Frequência
IPL's	Fator	LOPA GAP	
Padrão de integridade mecânica (DOW)	2	0	
BPCS - controle de alta temperatura utilizado para parar o sistema de óleo térmico e direcionar material para o Blowdown Tank	1		
Outros Sistemas de Proteção	Fator		
Aplicação de uma caixa de contenção, N2 é aplicado na junta rotativa Johnson.	1		
Ações/Observações :			

Figura 17 - Quadro Resumo LOPA Cenário 4, Sistema de Óleo Térmico.

Cenário 5

O cenário 5 (Figura 19) é um vazamento de óleo quente na mangueira ou na junta rotativa do Sistema de Óleo Térmico causando o acúmulo de material inflamável na caixa de contenção gerando fogo e causando queimaduras pessoais. Pela grave consequência do cenário o *Target Factor* considerado foi de 5 demonstrando uma aceitabilidade de 1 acidente a cada 100.000 anos. O LOPA GAP foi fechado com a instalação de uma contenção a prova de fogo no sistema e a alocação do Sistema de Óleo Térmico distante da área de operação diminuindo a frequência de exposição.

Cenário Nº:	5	Sistema:	Hot Oil
Descrição do Cenário			Target Factor
Um vazamento na mangueira ou na junta rotativa podendo causar acúmulo de material inflamável dentro da contenção, causando fogo e ruptura da caixa, podendo ocasionar queimaduras pessoais.			5
Evento Iniciador			Frequência
Ignição causada por fonte elétrica.			
Fator de Habilitação			Frequência
Área classificada conforme padrão elétrico.			2
IPL's	Fator	-1	
Padrão de integridade mecânica (DOW)	2		
Outros Sistemas de Proteção	Fator		
Sistema localizado em área remota, com exposição de pessoas a riscos 2 X ao dia.	1		
Sistema de contenção no piso do local.	1		
Ações/Observações :			

Figura 18 - Quadro Resumo LOPA Cenário 5, Sistema de Óleo Térmico.

Cenário 6

O cenário 6 (Figura 20) é o fechamento indevido da válvula do vaso pulmão V400 durante o aquecimento gerando sob pressão no sistema ocasionando na rompimento da tubulação, liberação de material inflamável, *flash fire* e fogo com possível queimaduras pessoais. Devido a gravidade do cenário foi adotado um *Target Factor* de 6 mostrando um aceitabilidade de 1 acidente a cada 1.000.000 de anos. O LOPA GAP foi fechado com a instalação de um IPL através de um BPCS interlock na válvula do V400, parando o aquecimento em caso de fechamento da válvula.

Cenário Nº:	6	Sistema:	Hot Oil
Descrição do Cenário			Target Factor
Válvula do sistema do vaso pulmão V400 fechada durante o aquecimento sistema entra em sobpressão podendo causar release e material inflamável flash fire e queimaduras pessoais.			5
Evento Iniciador			Frequência
Falha operacional			2
Fator de Habilitação			Frequência
IPL's		Fator	-1
Padrão de integridade mecânica (DOW)		2	
BPCS interlock na válvulas do V400.		1	
Outros Sistemas de Proteção		Fator	
Sistema localizado em área remota, com exposição de pessoas a riscos 2 X ao dia.		1	
Ações/Observações :			

Figura 19 - Quadro Resumo LOPA Cenário 6, Sistema de Óleo Térmico.

4. CONCLUSÕES

A **técnica de** análise de risco aplicada ao sistema de Óleo Térmico do sistema de secagem da planta de produção de adesivos de poliuretano utilizando as técnicas de Índice de Explosão e Fogo (F&EI), Índice de Exposição Química (CEI) e Análise de Camadas de Proteção (LOPA) indicou que o sistema está atendendo aos critérios de tolerância aos riscos adotados. Alguns cenários não possuem sistemas automáticos de segurança, mas como o sistema encontra-se afastado dos locais de operação, a exposição de pessoas ao cenário de riscos definidos pelos círculos de F&EI e CEI é pequena, o que possibilita a mitigação dos riscos também com a aplicação de sistemas procedimentados de controle operacional.

Utilizando as ferramentas de análise de riscos LOPA, F&EI e CEI, foi possível observar que o grau de risco inerente ao processo de secagem utilizando Óleo Térmico *Dowtherm* foi considerado moderado pela análise de risco realizada e todos os GAPS do LOPA foram atendidos, garantido a efetividade dos sistemas de proteção e o controle de processo.

Deste modo, a aplicação das ferramentas de análise de risco promoveu uma redução no esforço analítico e assegurou uma distribuição de recursos **mais** eficaz para a intensificação ou melhoria dos sistemas de proteção dos equipamentos, sujeitos a análise. Mostrando assim, a adequabilidade desses métodos de análise e gerenciamento de riscos de processo.

Em decorrência dos resultados apontados observa-se que **com a** aplicação das técnicas de análise de riscos **é possível** entender melhor os riscos dos processos, e as melhorias **relacionadas** da seguinte forma:

- a. Alocação de equipamentos com custos elevados fora do raio de ação de incêndio ou explosão;
- b. Melhoria produtividade das instalações, ~~de maneira que se pode~~ **permitindo** conhecer melhor os riscos e ~~utilizar mais os~~ **aprimorar o uso dos** equipamentos, **fato que não ocorria antes** por não se conhecer com propriedade os riscos dos processos.

- c. Elaboração de um plano de ação mais consistente com os riscos promovendo a redução de custos de controle. Juricamente, houve melhoria na avaliação crítica da documentação e comprobatória de controle de riscos, contemplando o atendimento às legislações em vigor.
- d. dos documentos necessários para atender requisitos da CETESB (Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental) para obter ou manter a licença de operação da planta.
- e. Atendimento à Lei Lei 6.514, de 22 de dezembro de 1977, que versa sobre a Consolidação das Leis do Trabalho, relativo à Segurança e Medicina do Trabalho, e na Portaria 3214, de 08 de junho de 1978, que aprovou e regulamentou as Normas Regulamentadoras.

5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABEQ (Associação Brasileira de Engenharia Química). Boletim Informativo, Ed. Nº 201 – Janeiro de 2011. Extraído de <http://www.abeq.org.br/Boletins/Boletim201janeiro-2011/Boletim201Janeiro2011.htm> >Acesso em: Set de 2011.

ABIQUIM (Associação Brasileira da Indústria Química). Extraído de www.abiquim.org.br/conteudo.asp?princ=ain. Acesso em: Set de 2011.

ABIQUIM (Associação Brasileira da Indústria Química), A Evolução ao longo dos anos, 2004, <http://www.abiquim.org.br>, Acesso em: Set de 2011.

CCPS (Center for Chemical Process Safety). CCPS Guidelines. New York, N.Y. CCPS, 1992.

CCPS (Center for Chemical Process Safety)., Layers of Protection analysis, Simplified Process Risk Assesment. American Institute of Chemical Engineers, Center for Chemical Process Safety, New York, 2001.

CROWL, D.A., LOUVAR, J.F. Chemical Process Safety- Fundamentals with Applications, 2001, Prentice Hall, USA .

DOW CHEMICAL COMPANY. Dow's fire and explosion index hazard classification guide. Midland, MI. Dow 1994.

DOW CHEMICAL COMPANY. Dow's chemical exposure index classification guide. Midland, MI. Dow 1994.

FAWCEWTT, H.H, WOOD, W.S. Safety and Accident Prevention in chemical Operations, 2nd ed., Wiley, New York, 1982.

FREITAS, M.C. de, GOMEZ, C.M. Acidentes químicos ampliados : um desafio para a saúde pública, Revista Saúde Pública 29(6): 503-14, 1995

FREEMAN, R. A., 1991. "Documentation of Hazard and Operability Studies," Plant/Operations Progress, July 1991, Vol. 10, No.3.

GARCIA-JOHNSON. Environmentalism- U.S. Multinational Chemical Corporations in Brazil and México, The MIT Press, Cambridge, USA

KING, RALPH. "Safety in the Process Industries," Butterworth-Heinemann, Ltd., 1990.

KLETZ, T. A. What Went Wrong – Case Histories of Process Plant Disasters, 1985, Gulf Publishing Company, USA

KIRCHTEIGER, C. Risk Assessment and Management in the Context of the Seveso II Directive, Elsevier, Oxford, 1998

LEES, F. P. Loss Prevention in the Process Industries: Hazard Identification, Assessment and Control. 2nd edition, London: Butterworth – Heinemann, 1996.

MORAN, M. OSHA'S Process Safety Management Standard – A Proven Written Program for Compliance, Government Institute Inc, USA, 1996

PARKER, R.J. The Flixborough disaster. Report of the Court Inquiry, London: HerMajesty Stationary Office, 1974

PEREZ, R. C. Emergencias Tecnológicas , Sorocaba São Paulo, 2008.

PUIATTI, R. Convenção 174 da OIT – Histórico e Perspectivas no Brasil, acessado pelaInternet, www.diesat.org.br .Acesso em: Set de 2011.

SERPA, R. R. Análise e Avaliação de Riscos, CETESB, São Paulo, 1995

ANEXOS

Anexo A – Fator de Material (MF) de algumas substâncias químicas.

MATERIAL	MF	Hc	NFPA Ranking			Flash	Boiling
		BTU/LB x 10 ³	Health	Flammability	Instability	Point (°F)	Point (°F)
1,1,1-Trichloroethane	4	3.1	2	1	0	None	165
1,1-Ethylidene Dichloride	16	4.5	1	3	0	2	135 – 138
1,2,3-Trichloropropane	14	4.3	2	2	1	160	313
1,2,4-Trichlorobenzene	4	6.2	2	1	0	222	415
1,2-Dichloroethylene	24	6.9	1	3	2	36	119
1,2-Dinitrobenzene	40	7.2	3	1	4	302	606
1,3-Butadiene	24	19.2	2	4	2	-105	24
1,3-Dichloropropene	16	6.0	2	3	0	95	219
1,3-Propanediamine	16	13.6	3	3	0	124	276
1,4-Dioxane	16	10.5	2	3	1	54	214
1-Butanol (Butyl alcohol)	16	14.3	2	3	0	84	243
1-Butene	21	19.5	1	4	0	Gas	21
1-Chloro 1-Nitroethane	29	3.5	1	2	3	133	344
2,2-Dimethyl-1-Propanol	16	14.8	1	3	0	98	237
2,3-Butylene Oxide	16	14.3	1	3	1	5	149
2,3-Dichloropropene	16	5.9	3	3	0	59	201
2,4-Dinitro Phenol	40	6.1	3	1	4	—	—
2-Chloropropane	21	10.1	2	4	0	-26	95
2-Ethylhexanal	14	16.2	2	2	1	112	325
2-Hydroxyethyl Acrylate	24	8.9	3	1	2	214	410
2-Methylpropanal	24	15.4	3	3	2	35	154
2-Picoline	16	15.0	3	3	0	102	282
3,5-Dichloro Salicylic Acid	24	5.3	0	1	2	—	—
4-Vinyl Cyclohexene	24	19.0	2	3	2	61	266
Acetaldehyde	24	10.5	2	4	2	-36	69
Acetic Acid	10	5.6	3	2	0	103	244
Acetic Anhydride	14	7.1	3	2	1	126	282
Acetone	16	12.3	1	3	0	-4	133
Acetone Cyanohydrin	24	11.2	4	2	2	165	203
Acetonitrile	16	12.6	2	3	0	42	179
Acetyl Chloride	24	2.5	3	3	2	40	124
Acetyl Ethanolamine	14	9.4	2	1	1	355	304 – 308
Acetyl Peroxide	40	6.4	3	2	4	—	[4]
Acetyl Salicylic Acid [7]	4	8.9	1	1	0	—	—
Acetyl Tributyl Citrate	4	10.9	0	1	0	400	343
Acetylene	29	20.7	0	4	3	Gas	-118
Acrolein	29	11.8	4	3	3	-15	127
Acrylamide	24	9.5	2	2	2	—	257[1]
Acrylic Acid	24	7.6	3	2	2	124	286
Acrylonitrile	24	13.7	4	3	2	32	171
Allyl Alcohol	16	13.7	4	3	1	72	207

FONTE: NPFA (National Protection Fire Associaton).

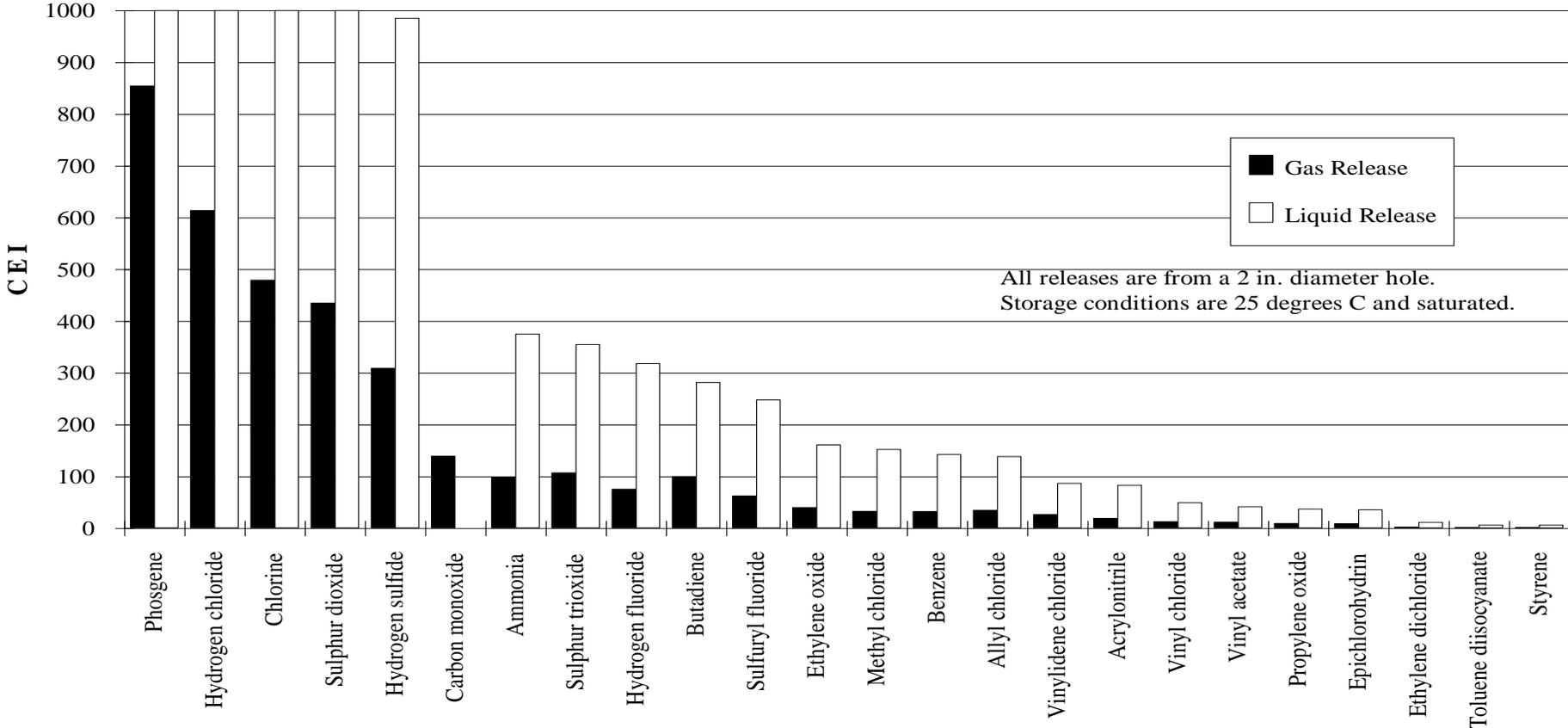
Anexo B – Número de ERPG para algumas substâncias tóxicas.

EMERGENCY PLANNING GUIDELINES: ERPGs®/EEPGs							
Material	Molecular Weight	Boiling			ERPG-2 mg/m³	ERPG-2 PPM	ERPG-3 mg/m³
		Point °C	ERPG-1 mg/m³	ERPG-1 PPM			
Acetone cyanohydrin **	85.11	95	7	2	24	7	52
Acrolein	56.06	52.5	0.11	0.05	0.34	0.15	3.4
Acrylic acid	72.06	141.4	6	2	147	50	2210
Acrylonitrile	53.06	77.2	21	10	76	35	161
Allyl chloride	76.53	44.8	9	3	125	40	939
Ammonia	17.03	-33.3	17	25	104	150	522
Bromine	159.81	58.7	0.7	0.1	3.3	0.5	33
Butadiene	54.09	-4.41	22	10	442	200	11060
n-butyl acrylate	128.17	147.5	0.26	0.05	131	25	1310
n-butylisocyanate	99.13	115.13	0.04	0.01	0.2	0.05	4
Carbon disulfide	76.14	46.3	3	1	156	50	1557
Carbon monoxide	28.01	-191	229	200	401	350	573
Carbon tetrachloride	153.82	76.8	126	20	629	100	4718
Chlorine	70.91	-34.05	3	1	9	3	58
Chlorine trifluoride	92.50	11.8	0.38	0.1	4	1	38
Chloroacetyl chloride	112.94	106	0.5	0.05	5	0.5	46
Chloroform	119.38	61.7		N.A.	244	50	24400
Chloropicrin	164.38	115.1	0.5	0.1	1.5	0.3	7
Chlorosulfonic acid	116.52	152	2	0.4	10	2.1	30
Chlorotrifluoroethylene	116.47	-28.22	95	20	476	100	1429
Crotonaldehyde	70.09	102.4	6	2	29	10	143
Diketene	82.08	127.4	3	1	17	5	66
Dimethylamine	45.08	6.88	1.1	0.6	184	100	645
Epichlorohydrin	92.52	116.4	9	5	76	20	378
Ethyl acrylate	100.12	99	0.04	0.01	122.8	30	1228
Ethyl chloride *	64.51	12.27	1319	500	13192	5000	26384
Ethylene dichloride	98.96	83.51	202	50	810	200	1215
Ethylene oxide	44.05	10.5		NA	90	50	901
Formaldehyde	30.03	-19.3	1	1	12	10	31
Hexachlorobutadiene	260.79	214.2	11		132	3	107
Hexafluoroacetone	166.02			NA	7	1	339
Hydrogen bromide **	80.91	-66.7	3	1	73	22	397
Hydrogen chloride	36.46	-85.03	4	3	30	20	225
Hydrogen cyanide	27.03	25.7		NA	11	10	28
Hydrogen fluoride	20.01	19.9	1.6	2	16	20	41
Hydrogen sulfide	34.08	-60.4	0.14	0.1	42	30	139
2-isocyanatoethyl methacrylate	155.20	211.2		NA	1	0.1	6
Isobutyronitrile	69.11	103.6	28	10	141	50	565
Methacrylonitrile **	67.09	90.31	2.7	1	36	13	69
Methanol	32.04	64.5	262	200	1310	1000	6551

FONTE: IHEC

Anexo C – CEI Exemplos

CHEMICAL EXPOSURE INDEX FOR SELECTED CHEMICALS FOR RELEASES FROM A 2-INCH DIAMETER HOLE



Anexo D – LOPA target factor (Tabelas)

LOPA Target Factor Tables

Chemical Specific Safety Target Factor Table						
Hazard Category	Quantity involved in the undesired consequence, pounds					
	Less than 10	10 to 100	100 to 1,000	1,000 to 10,000	10,000 to 100,000	> 100,000
A	6	7	8	9	9	10
B	5	6	7	8	9	9
C	4	5	6	7	8	8
D	N/A	4	5	6	7	7
E	N/A	N/A	4	5	5	5

Consequence Specific Safety Target Factor			Return To Scenario Selection
Target Factor	Impact on People		Environmental Impact
	On-site	Off-site	
4	Reportable Medical Treatment Case (RMTC) or a Day Away from Work Case [DAWC] with full rehabilitation.	An accident or release likely to create adverse local publicity	An incident that needs to be reported to the Authorities. (e.g. exceeding a water permit limit; a small Oil Spill; a release of a chemical above RQ - a one time event, little or no fine)
5	A serious irreversible injury	An accident resulting in the local public being told to take shelter indoors or evacuation	An environmental incident where contamination is confined to the site and where recovery is complete in 1 year. This includes contamination to surface water and fish kill that is limited to the site. (e.g. an NPDES violation or spill resulting in a consent order or a significant fine)
6	1 to 2 fatalities	A serious irreversible injury	An environmental incident which could contaminate ground water in immediate area around the site or result in a substantial fish kill (50+ fish) outside the site. (e.g. an incident affecting the public or downstream water users, such as a drinking water utility)
7	3 to 9 fatalities	1 to 2 fatalities	An environmental incident that involves significant remediation of soil off-site or contaminates sediments, ground or surface water outside the site boundaries. Environmental incident that causes significant damage to nature, such as tree and plant kills etc.
8	10 to 49 fatalities	3 to 9 fatalities	An environmental incident with significant local or national media attention (i.e. reported by national TV, radio, or wire services).
9	50 to 199 fatalities	10 to 49 fatalities	An event triggering a class-action lawsuit by a third party (e.g. Natural Resource Damages)
10	200 or more fatalities	50 or more fatalities	An environmental incident with significant international media attention. (eg. Exxon Valdesse oil spill)

Business Target Factor Table	
Total Probable Business Loss US dollars	Target Factor
5M - 50M	4
50M - 500M	5
500M - 5MM	6
5MM - 50MM	7
50MM - 500MM	8
500MM - 1MMM	9
1000MM and Above	10

Business Target Factor Table	
Total Probable Business Loss US dollars	Target Factor
50M - 500M	4
500M - 5MM	5
5MM - 50MM	6
50MM - 500MM	7
500MM - 1MMM	8
1000MM and Above	9

FONTE: The Dow Chemical Company (LOPA Guidelines).

Anexo E – Números de Eventos Iniciadores (Tabela)

DOW RESTRICTED		
Initiating Event Factors for Layers of Protection Analysis		
Initiating Event	Initiating Event Frequency (per year)	Initiating Event Factor
BPCS Instrument Loop Failure	1.E-01	1
BPCS Sensor failure	1.E-01	1
BPCS Logic Solver failure	1.E-02	2
Control valve failure	1.E-01	1
Regulator failure	1.E-01	1
BPCS program modification error Microing not allowed	1.E-02	2
Unauthorized changes to logic solver program (microing)	5.E+01	-2
Operator Failure Action more than once per quarter	1.E-01	1
Operator Failure Action once per quarter or less	1.E-02	2
Pump Failure Loss of Flow	1.E-01	1
Single Mechanical Pump Seal Failure	1.E-01	1
Double Mechanical Pump Seal Failure with announcement	1.E-02	2
Canned/Magnetic Drive Pump Failure	1.E-02	2
Cooling Water Failure	1.E-01	1
Loss of electrical power	1.E-01	1
General Utility Failure	1.E-01	1
3rd Party Intervention	1.E-02	2
Lightning Strike as an Initiating Event	1.E-03	3
Unloading/Loading Hose Failure	1.E-01	1
Piping Leak - <100 m	1.E-03	3
Piping Leak - >100 m	1.E-02	2
Expansion Joint Fails	1.E-02	2
Heat Exch. tube leak <100 tube	1.E-02	2
Heat Exch. tube leak >100 tubes	1.E-01	1
IEF=1 as determined by Tech Center & Process Safety	1.E-01	1
IEF=2 as determined by Tech Center & Process Safety	1.E-02	2
IEF=3 as determined by Tech Center & Process Safety	1.E-03	3

FONTE : The Dow Chemical Company (LOPA Guideline).

ANEXO F – Créditos para camadas de proteção independente.

DOW RESTRICTED		
Independent Protection Layers Credit Factor Table		
Independent Protection Layer	PFDs	Credit Factor
Meets Dow Standards for mechanical design/integrity, e.g., GMISS	1.E-02	2
e.g., GMISS	1.E+00	0
e.g., GMISS	1.E-01	1
BPCS Independent of Initiating Event	1.E-01	1
High stress operator response average training	5.E-01	0
Low stress operator response recognized event > 1/4 hr to respond	1.E-01	1
>24 hours for operator to respond to alarms and procedures, low stress, recognized event	1.E-02	2
SIS - SIL 1	1.E-01	1
SIS - SIL 2	1.E-02	2
SIS - SIL 3	1.E-03	3
PRD (No evidence of buildup)	1.E-02	2
Enclosure with elevated stack	1.E-01	1
Enclosure with attached mitigation device such as scrubber or THROX	1.E-02	2
Containment building capable of withstanding any credible release	1.E-03	3
Check Valves	1.E+00	0
Dikes capable of mitigating initiating event (Environmental event only)	1.E-02	2
Management systems (Describe in Notes)	1.E-01	1
100% Operator Attendance	1.E-01	1
Hose pressure test before use	1.E-01	1
Biennial replace hose	1.E-01	1
Hose support structure	1.E-01	1
Special Service Hose	1.E-01	1
Drumming hose	1.E-01	1
PFD=.1 Internal mechanical trip independent of SIS or BPCS	1.E-01	1
PFD=.01 Internal mechanical trip independent of SIS or BPCS	1.E-02	2
1 - Other Safety related protection systems (PFD=.1)	1.E-01	1
2 - Other Safety related protection systems (PFD=.01)	1.E-02	2
3 - Other Safety related protection systems (PFD=.001)	1.E-03	3

FONTE: The Dow Chemical Company (LOPA Guidelines).