



Análise de Efeito Dominó na Indústria Química

Emmanuel Soares Santos

Projeto Final de Curso

Orientadores

Prof. Márcio Nele de Souza

Prof. Paulo Fernando F. Frutuoso e Melo

Agosto de 2006

Análise de Efeito Dominó na Indústria Química

Emmanuel Soares Santos

Projeto Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Adelaide Maria S. Antunes, D.Sc

Ricardo de Andrade Medronho, Ph.D

Antonio Carlos Marques Alvim, Ph.D

Orientado por:

Márcio Nele de Souza, D.Sc.

Paulo Fernando F. Frutuoso e Melo, D.Sc

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Agosto de 2006

Santos, Emmanuel Soares.

Análise de Efeito Dominó na Indústria Química/ Emmanuel Soares Santos. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2006

vii, 99 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2006.

Orientadores: Prof. Márcio Nele de Souza e Prof. Paulo Fernando F. Frutuoso e Melo

1. Efeito Dominó. 2. Análise de Riscos. 3. Acidentes na Indústria Química . 4. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Prof. Márcio Nele de Souza e Prof. Paulo Fernando F. Frutuoso e Melo. I. D.Sc.

Este texto é dedicado a todos os que colaboraram para sua execução.

"Cultura é o que fica depois de se esquecer tudo o que foi aprendido."

André Maurois

AGRADECIMENTOS

A Deus, em primeiro lugar;

A meus pais;

Aos meus professores orientadores;

A todos que fizeram a história do 410, ao Joce, Viviane, Rodrigo. Às meninas do 314;

A todos do BV, em especial ao AIM com toda a colaboração e paciência.

Lili, eu te amo!

Resumo do Projeto Final de Curso apresentado á Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

ANÁLISE DE EFEITO DOMINÓ NA INDÚSTRIA QUÍMICA

Emmanuel Soares Santos

Agosto, 2006

Orientadores: Prof. Márcio Nele de Souza

Prof. Paulo Fernando F. Frutuoso e Melo

RESUMO

Alguém certa vez disse: “não se pode controlar o que não se pode contar”. Ao longo da história verificou-se que os povos que dominavam a arte da “quantificação” levavam vantagens sobre seus pares. O mesmo princípio pode se aplicar a análise de riscos. Para se entender e controlar os riscos de uma instalação/processo/indústria, é preciso antes de tudo, quantificá-los.

No presente trabalho, objetiva-se estudar os tipos possíveis de efeitos secundários passíveis de ocorrer em uma instalação industrial real quando da ocorrência de um acidente, bem como adotar uma metodologia para quantificar esses efeitos nas unidades próximas, e na população circunvizinha.

Inicialmente apresenta-se uma breve revisão dos conceitos e ferramentas de que dispõe a Análise Quantitativa de Riscos. Em seguida são lembrados alguns dos acidentes envolvendo Efeito Dominó que marcaram a história recente da humanidade. Na seqüência apresenta-se a metodologia para Análise de Efeito Dominó. Por último é realizado um estudo de caso, visando demonstrar a aplicação da metodologia, integrada às demais etapas de uma Análise Quantitativa de Riscos.

ÍNDICE

1.	INTRODUÇÃO.....	1
2.	CONCEITOS E DEFINIÇÕES.....	3
2.1	Conceito de Risco.....	3
2.2	Efeito Dominó.....	4
2.3	Histórico.....	19
3.	FUNDAMENTOS DA ANÁLISE QUANTITATIVA DE RISCOS.....	26
3.1	Objetivos e Definições.....	26
3.2	Etapas da AQR.....	28
3.3	Formas de Apresentação dos Riscos.....	48
3.4	Resultados da AQR.....	52
4.	METODOLOGIA(S) PARA CÁLCULO DE EFEITO DOMINÓ.....	54
4.1.	Credibilidade de Cenários Acidentais.....	54
4.2.	Procedimento para Análise de Efeito Dominó.....	56
5.	ESTUDO DE CASO.....	63
5.1.	A Unidade.....	63
5.2.	Simulações.....	64
5.3.	Condições Ambientais.....	67
5.4.	O Cenário.....	67
5.5.	Frequência de Ocorrência do Evento Iniciador.....	68
6.	CONCLUSÕES.....	72
7.	BIBLIOGRAFIA.....	74
	ANEXO A.....	78
	ANEXO B.....	79

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

AAE – Análise por Árvore de Eventos

AAF – Análise por Árvore de Falhas

AE – Árvore de Eventos

AF – Árvore de Falhas

AIChE – American Institute of Chemical Engineers

ALARA – As Low As Reasonably Achievable

ALARP – As Low As Reasonably Practicable

AMFE – Análise de Modos de Falha e Efeitos

APP – Análise Preliminar de Perigos

AQR – Análise Quantitativa de Riscos

BLEVE – Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion

CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental

EUA – Estados Unidos da América

FEEMA – Fundação Estadual de Engenharia de Meio Ambiente

GLP – Gás Liquefeito de Petróleo

HAZOP – Hazard and Operability Analysis

HSE - Health and Safety Executive

IDLH – Immediately Dangerous to Life and Health

LPG – Liquefied Petroleum Gas

OMS – Organização Mundial da Saúde

OREDA – Offshore Reliability Data Handbook

PHA – Preliminary Hazard Analysis

P&ID – Piping and Instrumentation Diagram

TNO – The Netherlands Organization for Applied Scientific Research

UK – United Kingdom

VCE – Vapor Cloud Explosion

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Descrição	Unidades
p	<i>Sobrepessão</i>	<i>bar</i>
p°	<i>Pico de sobrepessão</i>	<i>bar</i>
t	<i>Tempo</i>	<i>s</i>
td	<i>Tempo de decaimento</i>	<i>s</i>
α	<i>Parâmetro de decaimento</i>	-
Pr	<i>Probit</i>	-
Q	<i>Intensidade de radiação térmica</i>	<i>W/m²</i>
C	<i>Concentração</i>	<i>mg/m³</i>
n	<i>Nº total de cen. acidentais</i>	-
$RI_{x,y,i}$	<i>Risco de fat. em x,y devido ao evento i</i>	-
f_i	<i>Frequência de cada cenário acidental</i>	<i>ano⁻¹</i>
p_{fi}	<i>Prob. que o evento i resulte em fat.em x,y</i>	-
q	<i>Taxa de calor incidente</i>	<i>W/m²</i>
Ar	<i>Área do vaso</i>	<i>m²</i>
C_p	<i>Calor específico</i>	<i>kJ/kmol.K</i>
DT	<i>Diferença de temperatura</i>	<i>K</i>
f	<i>Fração de vapor gerado</i>	-
V	<i>Volume do vaso</i>	<i>m³</i>
V_{vap}	<i>Volume de vapor gerado</i>	<i>m³</i>
P_2	<i>Pressão após aquecimento</i>	<i>bar</i>
P_1	<i>Pressão antes do aquecimento</i>	<i>bar</i>
n	<i>Número de moles</i>	-
T_2	<i>Temperatura após aquecimento</i>	<i>K</i>
T_1	<i>Temperatura antes do aquecimento</i>	<i>K</i>
P_{max}	<i>Pressão máxima de projeto do vaso</i>	<i>bar</i>
$Prob_{c,termica}$	<i>Prob. de falha do vaso devido a radiação</i>	-
P_d	<i>Pressão dinâmica</i>	<i>bar</i>
C_d	<i>Coefficiente de arraste</i>	-
P_e	<i>Pressão efetiva</i>	<i>bar</i>

$Pr_{sobrepessão}$	<i>Probit de sobrepressão</i>	-
$Prob_A$	<i>Prob. de impacto de projéteis 1</i>	-
m_f	<i>Massa de fragmentos</i>	kg
v_f	<i>Velocidade dos fragmentos</i>	m/s
R	<i>Constante dos gases</i>	Pa.m ³ /kmol.K
$Prob_F$	<i>Prob. de impacto de projéteis 2</i>	-
$Prob_C$	<i>Prob. de colisão</i>	-
$Prob_{projéteis}$	<i>Prob. de impacto de projéteis</i>	-
$Prob_{dominó}$	<i>Prob. de ocorrência de dominó</i>	-
$Prob_{primário}$	<i>Prob. de ocorrência de evento primário</i>	-

1. INTRODUÇÃO

Os acidentes ambientais de origem tecnológica de fontes estacionárias na indústria química e no armazenamento, tem sido objeto de preocupação ambiental e de segurança dos trabalhadores envolvidos nessas instalações.

Na história mundial da indústria química e petroquímica, alguns acidentes causaram a morte de milhares de pessoas e impactos de grandes dimensões ao meio ambiente. Os acidentes de Flixborough na Inglaterra em 1974, Seveso na Itália em 1976, Bhopal na Índia em 1984, México City em 1984 e Sandoz na Suíça em 1986, caracterizaram-se por extrapolar as divisas da fábrica, com efeitos de médio e longo prazo nas populações e meio ambiente.

Dessa forma, a necessidade de avaliar e gerenciar os riscos das atividades industriais perigosas resultou na criação de várias leis e regulamentos específicos. Visando atender às exigências impostas por essas novas legislações bem como minimizar perdas e aumentar a segurança de seus empregados, a indústria tratou de conhecer e utilizar técnicas de análise e gerenciamento de riscos.

Risco, segundo a norma australiana AZ/NZS 4360 de 1999, trata-se da “... chance de acontecer algo que causará impacto nos objetivos, e que é mensurado em termos de conseqüências e probabilidade.”. Ainda de acordo com o mesmo órgão, o Gerenciamento de Riscos pode ser definido como “...a cultura, os processos e a estrutura que são direcionados ao efetivo gerenciamento de potenciais oportunidades e efeitos adversos.”.

A Análise de Riscos é a avaliação metódica, quantitativa ou qualitativa, de uma atividade humana, visando a determinação da probabilidade dessa atividade produzir danos, conjugada com a severidade desses danos.

A Análise de Riscos é aplicada às empresas que produzem, operam, armazenam, consomem, geram ou transportam, em quantidade expressiva, substâncias perigosas, especialmente as tóxicas e as inflamáveis, provenientes das seguintes atividades:

- químicas e farmacêuticas;
- do petróleo e petroquímicas;
- do gás;
- dotadas de sistemas de refrigeração (alimentícias, de bebidas, frigoríficos, etc.);
- de produção de água tratada;
- de transporte por oleodutos e gasodutos;
- usinas termelétricas a gás.

Muitas das técnicas de Análise de Riscos aplicadas nas indústrias de processo consideram isoladamente os acidentes e suas respectivas conseqüências. Contudo, na realidade, é freqüente acontecer que um acidente ocorrido em uma determinada unidade causa um acidente secundário em uma unidade vizinha que pode também levar a um acidente terciário, etc, caracterizando o que se chama de Efeito Dominó ou Cascata de Eventos. A probabilidade de ocorrência e os efeitos adversos deste Efeito Dominó ou Cascata de Eventos é crescente, de acordo com o aumento da concentração dos complexos industriais, e com o aumento da densidade populacional humana no entorno dos complexos industriais.

Registros detalhados de acidentes envolvendo Efeito Dominó vêm aparecendo na literatura desde os anos 40. O pior acidente – em termos de fatalidades – ocorreu na Cidade do México em 19 de novembro de 1984. O acidente, que envolveu produtos petroquímicos ceifou 650 vidas. Outras ocorrências bem conhecidas são: Texas, 1947; Wesiwego, 1977; Antuérpia, 1987, 1989; Pasadena, 1989; Nagothane, 1990;. Bradford, 1992 e o desastre de Vishakhapatnam na Índia.

No presente trabalho, objetiva-se estudar os tipos possíveis de efeitos secundários passíveis de ocorrer em uma instalação industrial real quando da ocorrência de um acidente, adotando uma metodologia para quantificar esses efeitos nas unidades próximas.

2. CONCEITOS E DEFINIÇÕES

2.1 Conceito de Risco

Risco pode ser definido como “a medida da perda econômica ou dano à saúde, sendo avaliado como a combinação da probabilidade de ocorrência do incidente e a magnitude da perda ou dano”. Várias outras definições estão disponíveis e são freqüentemente usadas. Dentre estas definições, destacam-se:

- Risco é a combinação de incerteza e dano;
- Risco é a razão entre perigo e as salvaguardas existentes;
- Risco é definido pelo tripé evento, probabilidade e conseqüências.

Mais a definição atualmente mais bem aceita foi proposta por W. D. Rowe¹ (1977):

“O risco de uma determinada atividade industrial pode ser definido como o potencial de ocorrência de conseqüências indesejadas decorrentes da realização da atividade considerada.”

Esta definição apresenta dois aspectos importantes relativos à natureza do risco. O primeiro diz respeito à apresentação do risco como um potencial de ocorrência, ou seja, o risco decorre de um evento que pode ou não vir a ocorrer no futuro. Portanto, pode-se falar apenas na probabilidade de ocorrência do evento futuro, o que traz em si uma incerteza inerente quanto à ocorrência do evento. Essa incerteza é um dos principais aspectos do conceito de risco. O segundo aspecto da definição acima relaciona os riscos a conseqüências indesejadas, ou seja, a efeitos danosos, que podem estar associados tanto a danos à saúde ou ao meio ambiente, como também a perdas econômicas.

A definição acima conduz naturalmente à utilização de conceitos matemáticos para a expressão do potencial ou possibilidade de ocorrência do evento acidental, ou

¹ ROWE, W. D. The Anatomy of Risk, New York: Wiley, 1977

seja, da sua incerteza inerente. Duas medidas matemáticas semelhantes, porém conceitualmente distintas, podem ser usadas para a expressão dessa incerteza:

- A probabilidade de ocorrência do evento em um certo período de tempo de interesse, por exemplo, um ano (número adimensional);
- Sua frequência esperada de ocorrência, expressa em unidades de tempo⁻¹ (frequentemente ano⁻¹).

No presente trabalho optou-se pelo uso do conceito de frequência média tendo em vista que seu uso possibilita uma melhor apreciação das diferenças referentes a eventos que ocorrem frequentemente. Por exemplo, um evento que ocorreu em média uma vez por ano nos últimos dez anos, tem uma probabilidade de ocorrer no próximo ano bem próxima de um. Outro evento accidental que tenha ocorrido três vezes por ano, nos últimos dez anos, tem uma probabilidade ainda mais próxima de um do que o primeiro caso. Como os valores de probabilidade limitam-se no intervalo de zero a um, os dois eventos terão probabilidade aproximada, ambos próximos a um. Já do ponto de vista da frequência, o primeiro evento apresentará uma frequência esperada de 1 ano⁻¹, enquanto o segundo evento apresentará uma frequência esperada de 3 ano⁻¹, ou seja, três maior do que no primeiro caso. Essa diferença entre as frequências representa fortemente a diferença de comportamento dos dois eventos.

A estimativa e avaliação dos riscos de um empreendimento depende de uma série de variáveis, por vezes pouco conhecidas e cujos resultados podem apresentar diferentes níveis de incerteza. Isto decorre principalmente do fato de que não se pode determinar todos os riscos existentes ou possíveis de ocorrer numa instalação e também da escassez de informações neste campo.

2.2 Efeito Dominó

No ambiente de uma instalação de processo cujas operações envolvam produtos e/ou condições perigosas, é cabível que um acidente originado em uma determinada área possa se propagar em uma cadeia de eventos. Diversos são os casos apresentados na literatura que ilustram a ocorrência destes efeitos:

- Feysin – França, 1966;

- Cidade do México – México, 1984;
- Pasadena – Texas, 1988.

O Efeito Dominó consiste então na propagação de um acidente, originado em um determinado inventário de produtos químicos para outros inventários da mesma instalação ou de instalação próximas.

Os seguintes eventos podem levar a ocorrência de efeito dominó:

- Fogo;
- Explosões;
 - Ondas de Impacto;
 - Mísseis;
- Vazamento tóxico;
- Impactos simultâneos e interativos de fogo e explosão.

Para avaliar a probabilidade de ocorrência desses eventos, seus danos potenciais, e mensurar as possibilidades de efeito dominó que poderão ocorrer em seqüência, modelos determinísticos devem ser usados em conjunto com análises probabilísticas. Esses modelos são usuais na quantificação física e nos processos químicos, tais como o tamanho de vazamentos, modo e taxa de vazamento, dispersão (incluindo formação de nuvem), tipo de explosão e sua intensidade, cargas térmicas/ mísseis/ ondas de choque gerados, etc.

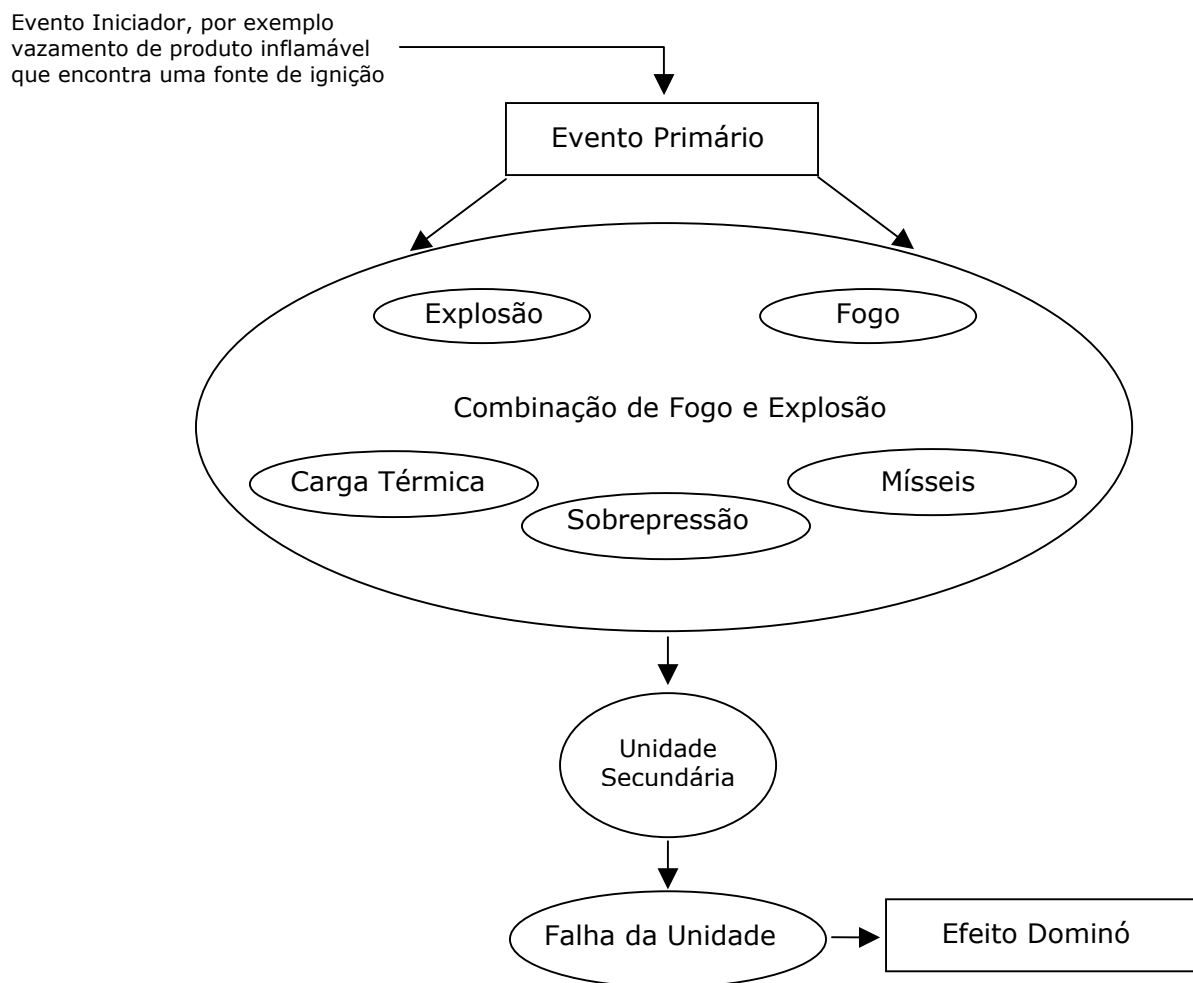


Figura 2.1 Seqüência de eventos em evento dominó típico. Adaptado de Khan e Abbasi.²

2.2.1 Incêndio como Evento Iniciador

Fogo é o resultado da oxidação descontrolada de produtos químicos na presença do ar, liberando calor. Fogo em uma unidade gera carga térmica, que pode ser grande o suficiente para danificar gravemente o material de construção das unidades próximas, ou aumentar a pressão nessas unidades através do aquecimento dos produtos químicos nelas contidos.

Incêndios são os incidentes mais comuns em indústrias químicas; estima-se que ocorra um incêndio, seja de grandes ou pequenas proporções, pelo menos uma vez por

² KHAN, F. I., and S. A. Abbasi., Models for Domino Effect Analysis in Chemical Process Industries. Process Safety Progress, vol. 17, n° 2, 1998

ano. É possível que um em cada dez desses incêndios pode gerar carga térmica grande o suficiente par iniciar um acidente de relevância. O estudo de acidentes passados indica que os efeitos dos maiores incêndios são significantes a uma distância de 200m de seu ponto de origem (Kletz³, Roberts⁴, Kayes⁵, Davies⁶ e Prugh⁷), enquanto que a distância entre duas unidades vizinhas é, geralmente, de 50 a 150m. Desta forma torna-se importante modelar os efeitos de cargas térmicas em unidades vizinhas. Vários fatores importantes devem ser considerados, dentre eles incluem-se as condições atmosféricas (que determinarão a direção do fluxo máximo e a taxa de perda de calor), a geometria da chama, posição e orientação da unidade vizinha (“unidade alvo”), e o estado dos produtos químicos armazenados na unidade alvo.

Um modelo conceitual de efeito dominó iniciado por um incêndio é apresentado na figura 2.2. A seguinte combinação de eventos pode ser iniciado por um incêndio:

Fogo – Explosão – Vazamento de Produto Químico ...

Fogo – Vazamento de Produto Químico – Fogo ...

Fogo – Vazamento de Produto Inflamável – Explosão ...

Fogo – Vazamento de Produto Tóxico ...

A severidade do incêndio em termos da carga térmica gerada é função do tipo de vazamento, inflamabilidade e quantidade do produto envolvido, potencia da fonte de ignição, e finalmente o tipo de incêndio. Por exemplo – Incêndios em Nuvem e Bolas de Fogo apresentam maior potencial de dano que Incêndios em Poça e Jatoss de Fogo para o mesmo produto envolvido, e a mesma quantidade. Contudo, a ocorrência de um tipo particular de incêndio é altamente dependente do modo de vazamento, tipo de operação, condições operacionais e forma de ignição. De acordo com Cosidine⁸, uma carga térmica de 37 kW/m² é suficiente para causar danos em outras instalações operando sob

³ KLETZ, T. A., After the Investigation of Fire, Fire Prevention, 1983, p. 16-22

⁴ ROBERTS, A. F., Thermal Radiation Hazards from Pressurized Storage, Fire Safety, 4, 1982, pp. 197-212

⁵ KAYES, P. J., Manual of Industrial Hazard Assessment Technique. Technica Ltd., London, 1986

⁶ DAVIES, P. A. A Guide to the Evaluation of Condensed Phase Explosions. Journal of Hazardous Materials, 33, 1993, pp. 1-18.

⁷ PRUGH, R. W., Quantitative Evaluation of Fire Ball Hazards, Process Safety Progress, 13(2), 1994, pp. 83-89

⁸ COSIDINE, M., Thermal Radiation Hazards Ranges from Large Hydrocarbon Pool Fires, SRD Report Number R297, U.K. Atomic Energy Authority, 1984.

condições normais de operação. Se a unidade está operando sob condições extremas de temperatura e pressão, um incêndio pode deixá-la mais vulnerável a falhas.

Em geral, incêndios são fontes altamente prováveis de explosão (explosão de nuvem de vapor ou explosão de fase rarefeita – explosão física) em unidades que manipulem gases inflamáveis liquefeitos sob alta pressão; ou podem provocar vazamentos de produtos químicos em unidades que operem em condições normais, ou ainda provocar incêndios em nuvem/ bolas de fogo em unidades que possuam produtos químicos (líquidos) inflamáveis sob pressão.

BLEVE

O *BLEVE* (abreviação para *Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion*) é um dos mais sérios perigos nas indústrias de processo. Geralmente ocorre quando um vaso de pressão contendo um líquido inflamável é exposto ao fogo, ocasionando fragilização do material e sua conseqüente ruptura.

O líquido contido no vaso começa a vaporizar aumentando a pressão no vaso. Quando a pressão atinge o valor configurado para abertura da válvula de alívio, ocorre a projeção de material através desta. O nível de líquido no vaso diminui pela expulsão de vapor para a atmosfera. O líquido é responsável pelo resfriamento da parede interna do vaso que está em contato com ele, o mesmo não acontecendo com o vapor. A proporção da parede interna do vaso que está sendo resfriada pelo líquido diminui à medida que este vaporiza. Com o tempo o metal que não é resfriado pelo líquido torna-se exposto ao fogo; o metal se aquece e enfraquece podendo então romper. Isto pode acontecer mesmo que a válvula de alívio esteja funcionando corretamente. Um vaso de pressão é projetado para resistir à pressão configurada para abertura da válvula de alívio, mas apenas considerando a temperatura de projeto. Se um metal tem sua temperatura aumentada, ele pode sofrer fragilização suficiente para romper.

O BLEVE de vaso contendo um líquido inflamável pode gerar os seguintes efeitos:

- Onda de choque;

- Fragmentos ou mísseis e;
- Bola de fogo.

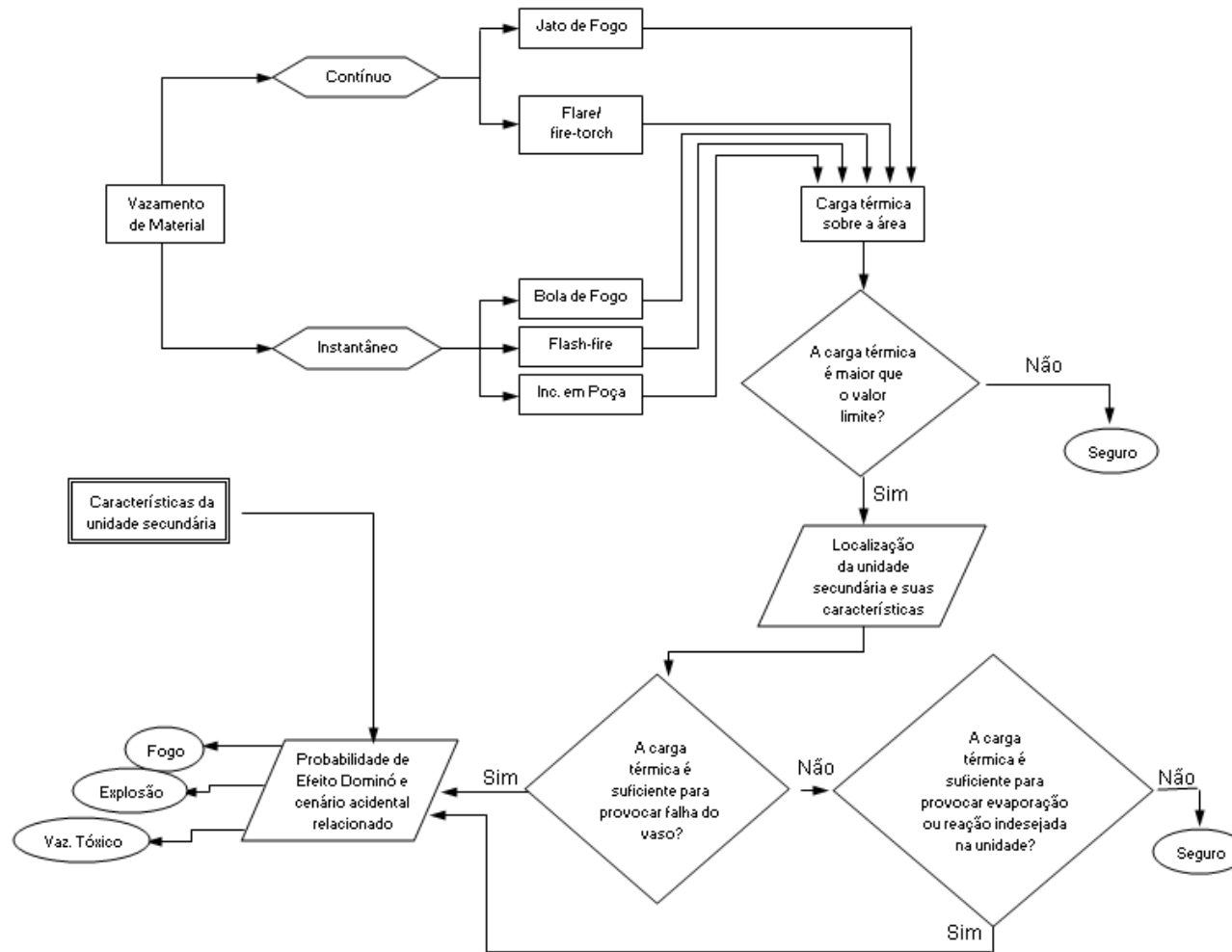


Figura 2.2 Modelo de Efeito Dominó tendo incêndio como evento iniciador. Adaptado de Khan e Abbasi.⁹

⁹ KHAN, F. I., and S. A. Abbasi., Models for Domino Effect Analysis in Chemical Process Industries. Process Safety Progress, vol. 17, nº 2, 1998

2.2.2 Explosão como Evento Iniciador

Depois dos incêndios, explosões são os acidentes mais prováveis de iniciar um Efeito Dominó e outros tipos de falhas em indústrias químicas ou de processo.

O Processo de Explosão

Uma explosão é uma repentina e violenta liberação de energia. Em indústrias químicas e de processo a energia liberada pode ser química ou física. O potencial destrutivo de uma explosão depende da taxa na qual a energia é liberada.

Exemplos de liberações de energia física são a explosão de um vaso que contém um gás a alta pressão e a ruptura repentina de um vaso por fragilização. Energia térmica também é importante neste contexto – pode ser a fonte de energia para a explosão. Em particular a energia térmica pode provocar o sobre-aquecimento de um líquido sob pressão no interior de um vaso, aumentando sua pressão interna ao mesmo tempo em que fragiliza sua estrutura.

Certos tipos de reações químicas pode liberar energia suficiente para causar uma explosão. Por exemplo, uma explosão pode ser causada pela liberação de energia química em um vaso através da combustão de um gás inflamável ou a reação de decomposição dos produtos de uma reação descontrolada.

Uma explosão em um vaso devido a reações químicas tende a ser “uniforme” enquanto que uma reação similar em um duto ou linha de transporte resulta em explosão “propagada” (reação em cadeia).

Deflagração e Detonação

A combustão de gás inflamável pode levar a dois tipos de explosão: deflagrações e detonações. Em uma deflagração a mistura inflamável queima relativamente devagar. Para misturas hidrocarboneto-ar a velocidade de deflagração é tipicamente da ordem de 1 m/s.

Em uma detonação a frente de chama viaja como uma onda de choque seguida de perto por uma onda de combustão que libera energia para sustentar a onda de choque. A frente de detonação alcança velocidades da ordem da velocidade do som e os produtos quentes da combustão podem ter velocidades supersônicas. Para misturas hidrocarboneto-ar a velocidade típica é da ordem de 2000 – 3000 m/s.

A detonação gera grandes pressões e é mais destrutiva que a deflagração. Contudo, a deflagração pode converter-se numa detonação, particularmente quando está viajando através de um duto ou linha de transporte. Quando da transição entre uma deflagração e uma detonação, a velocidade de deflagração naturalmente excede a quantidade acima.

Ondas de Choque

Uma explosão no ar é acompanhada por um aumento muito rápido da pressão no entorno do evento, levando à formação de uma onda de choque. Essas ondas viajam na fronteira da explosão (desde o epicentro) estando as partes de maior pressão viajando a maior velocidade. Após algum tempo, a velocidade da onda de choque se torna constante, com velocidade maior que a velocidade do som no ar, ou no gás ainda não queimado para o caso de uma nuvem de vapor. A onda de choque é de forma tal que a pressão aumenta rapidamente até um valor de pico e então diminui gradualmente.

A certa distância do centro da explosão a região de pressão positiva, ou sobrepressão, na onda de choque é seguida por uma região de pressão negativa, ou sub-pressão. A sub-pressão é bem menor que a sobrepressão e não excede 4 psi.

O pico de sobrepressão, p^o , dado pela equação de Friedlander (Davies, 1993) é dado para sobrepressões a diferentes instantes após a explosão:

$$p = p^o (1 - t / td) \exp(-\alpha t / td) \quad (1)$$

Onde p é a sobrepressão, p^o é o pico de sobrepressão t é o tempo, td é o tempo de duração e α é o parâmetro de decaimento.

Estudos de acidentes passados (Clancey¹⁰, Eisenberg et al.¹¹; Pietersen¹²; Prugh¹³; Davies¹⁴; Khan e Abbasi¹⁵) sugerem que uma sobrepressão de 0,7 atm é necessária para causar danos e fatalidades. Em explosões industriais esta ordem de sobrepressão só é alcançada a milhares de metros.

Com base em estudos cuidadosos de acidentes industriais passados e considerando fatores como as propriedades dos materiais usados na construção dos equipamentos e nos mecanismos de falha destes materiais, esses autores acreditam que as probabilidades de uma explosão causar um acidente secundário é função das características da unidade alvo, seus materiais de construção, produtos envolvidos, grau de junção, condições operacionais, etc., bem como da sobrepressão e da onda de choque gerada (vide figura 2.3). Com esta consideração, pode-se concluir que efeitos dominó podem ocorrer com sobrepressões menores que 0,7 atm se a unidade secundária apresentar pontos de corrosão, fadiga ou condições muito drásticas de operação. Relatórios recentes sobre o desastre de Vishakhapatnam (Shanker), levam a crer que a causa primária do acidente (falha de vaso) foi causada por corrosão.

De qualquer forma, o valor de 0,7 atm será aqui usado como um valor limite para danos causados por sobrepressão.

Mísseis

Quando uma linha ou vaso explode, suas paredes se fragmentam. Esses fragmentos são então arremessados (mísseis) pela onda de impacto.

¹⁰ CLANCEY, V. J., Diagnostic Features for Explosion Damage, Proc. Sixth International Meeting of Forensic Science, Edinburgo, 1972.

¹¹ EISENBERG, N. A., C. J. Lynch, e R. J. Breeding, Vulnerability Model – A Simulation of Condensed Phase Explosions, J. of Hazardous Materials, 33, 1993, pp. 1-18

¹² PIETERSEN, C. M., Analysis of the LPG Disaster in Mexico City, Loss Prevention and Safety Promotion, 5, 1986, p. 21

¹³ PRUGH, R. W., Quantitative Evaluation of Fire Ball Hazards, Process Safety Progress, 13(2), 1994, pp. 83-89

¹⁴ DAVIES, P. A. A Guide to the Evaluation of Condensed Phase Explosions. Journal of Hazardous Materials, 33, 1993, pp. 1-18.

¹⁵ KHAN, F. I., e S. A. Abbasi, Accident Simulation in Chemical Process Industries using Software MAXCRED, Indian J. of Chemical Technology, 3, 1996, pp. 338-344

Mísseis são geralmente classificados em primários e secundários. Mísseis primários são aqueles resultantes da ruptura catastrófica dos vasos de pressão (fragmentos do vaso de pressão). Mísseis secundários são objetos que são arrancados/deslocados pela passagem da onda de pressão por uma região.

Mísseis primários podem ser de três tipos:

- Ruptura catastrófica de um vaso em grande quantidade de pequenos fragmentos;
- Separação de grandes pedaços de um vaso (por exemplo uma esfera que se divide em duas calotas);
- Ejeção de itens simples (por exemplo, válvulas ou pedaços de tubulação).

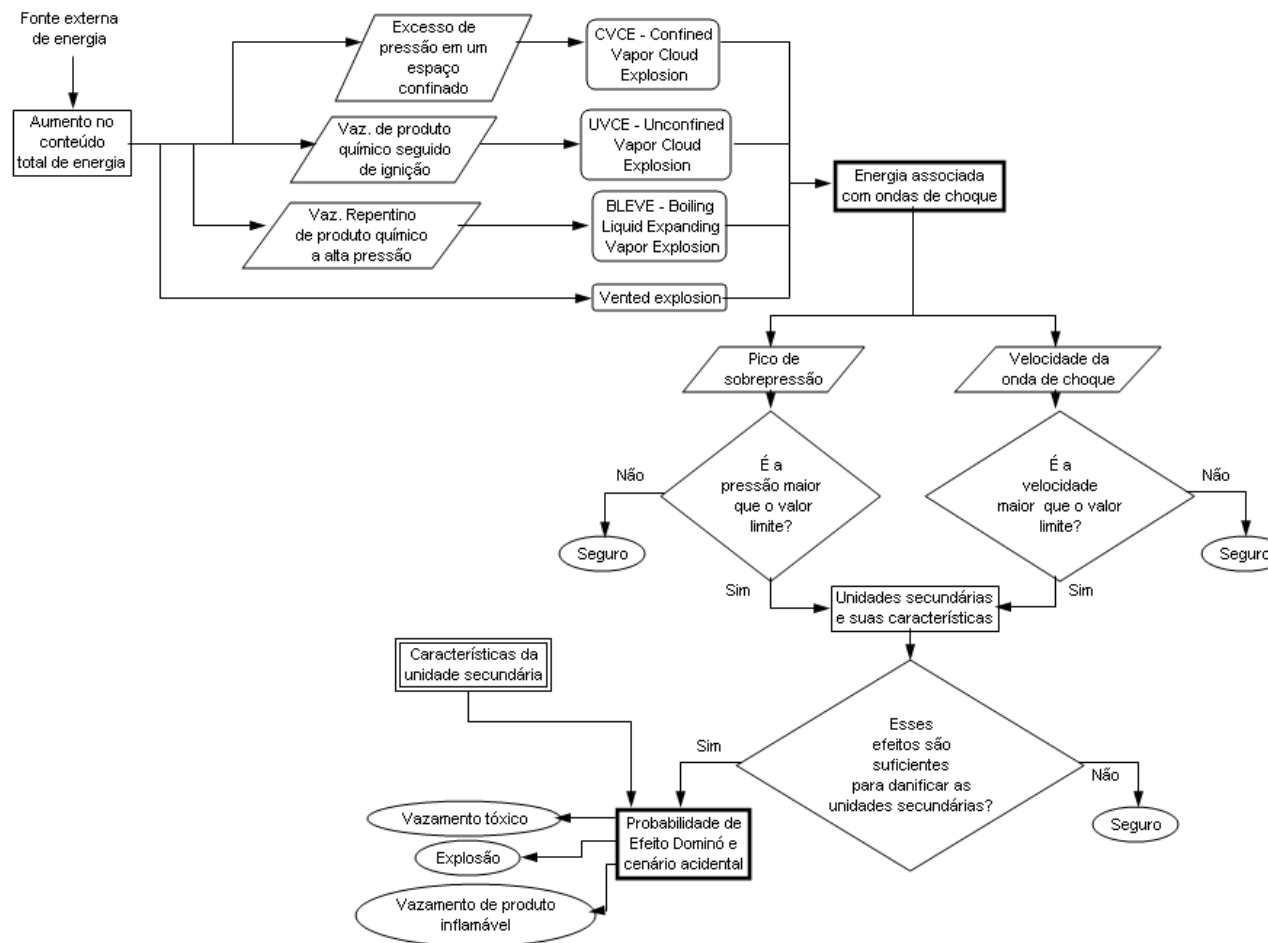


Figura 2.3 Modelo de Efeito Dominó tendo explosão como evento iniciador. Adaptado de Khan e Abbasi¹⁶.

¹⁶ KHAN, F. I., and S. A. Abbasi,. Models for Domino Effect Analysis in Chemical Process Industries. Process Safety Progress, vol. 17, nº 2, 1998

A ruptura de um vaso de pressão é a forma mais comum na qual a falha de um vaso pode levar à ocorrência de efeito dominó (figura 2.4). a falha pode ocorrer em condições normais de operação devido a uma falha existente no material do vaso. Mas se o vaso for submetido a excessiva pressão gasosa ou hidrostática, causada por combustão ou reação descontrolada, a probabilidade de falha do vaso é bem maior. Falhas de vaso podem incluir fratura frágil ou dúctil. Fratura dúctil nem sempre leva a formação de mísseis, mas tem potencial para grande dano. A fratura frágil sempre produz um grande número de mísseis.

Velocidade Inicial de Mísseis

Para que um míssil gerado por uma explosão provoque dano em uma outra unidade, é necessário que ele tenha momento grande o suficiente para induzir alguma falha na unidade alvo.

A velocidade inicial de um míssil é função:

- Da força ou pressão do míssil;
- Da transferência de momento para o míssil;
- Da transferência de energia para o míssil.

A força de ação em um míssil depende da maneira como o míssil é produzido. No caso de ruptura de um vaso de pressão contendo gás, a sobrepressão pode ocorrer através de vagaroso e gradual aumento na pressão; ou de forma repentina como em uma explosão. Dois tipos de força atuam nos fragmentos para ejetá-los de um vaso. O primeiro tipo é o diferencial entre a pressão do gás e a pressão ambiente. O outro é a pressão dinâmica, ou vento. Na prática o diferencial de pressão atua apenas por um curto intervalo de tempo, e a aceleração dos fragmentos é quase totalmente devida à pressão dinâmica.

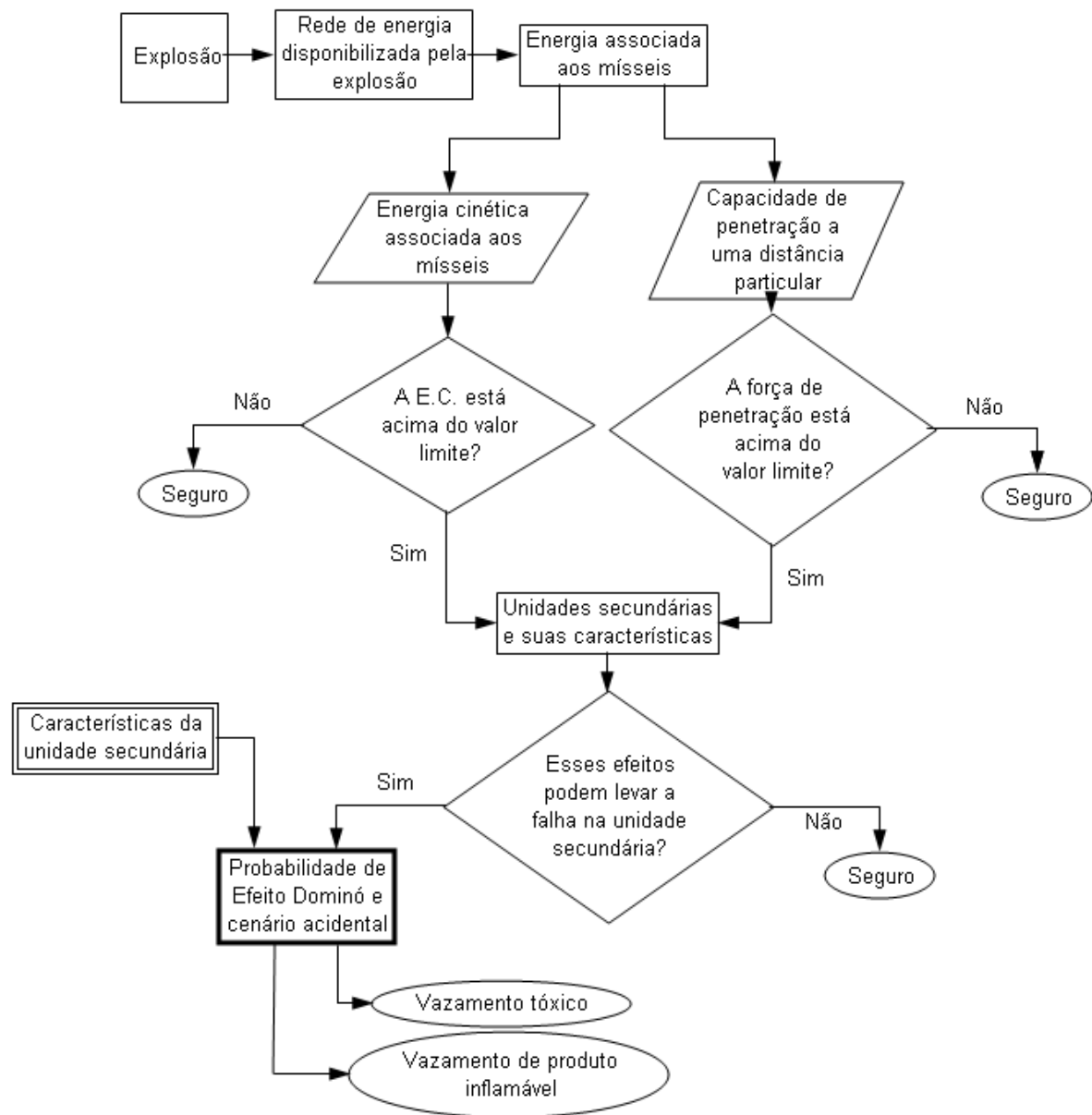


Figura 2.4 Modelo de Efeito Dominó tendo mísseis como evento iniciador.

Adaptado de Khan e Abbasi¹⁷.

¹⁷ KHAN, F. I., and S. A. Abbasi,. Models for Domino Effect Analysis in Chemical Process Industries. Process Safety Progress, vol. 17, n° 2, 1998

No caso de ruptura de uma parede causada por uma explosão, as forças que atuam nos fragmentos são o diferencial de pressão (entre a face da parede e a pressão ambiente) e a pressão dinâmica. Se a pressão incidente na parede é tal que aumenta rapidamente e a configuração da parede é tal que o diferencial de pressão persiste através desta até sua ruptura, a pressão relevante é uma pressão refletida.

Se, por outro lado, a pressão na parede aumenta relativamente devagar, o diferencial de pressão é simplesmente a diferença entre aquela pressão e a ambiente. De qualquer forma, o diferencial de pressão atua apenas por um curto espaço de tempo e a aceleração dos fragmentos é devida principalmente à pressão dinâmica.

O momento de mísseis gerados pela queima de um gás contido em um vaso de pressão pode também ser estimado como uma fração da energia disponível que é convertida em energia cinética dos fragmentos.

Para estimar a força de ejeção de um equipamento, tal como uma válvula, por um jato de fluido de alta pressão, pode ser usada uma aproximação baseada na conservação do momento.

2.2.3 Vazamento Tóxico como evento iniciador

Um vazamento tóxico pode atingir as pessoas responsáveis pela supervisão de processos automatizados, impedindo-os de executar sua função, forçando uma situação em que tais processos seguem sem o menor controle humano. Um maior número de cadeias de acidentes podem ocorrer nessas situações. Em países em desenvolvimento como a Índia, a extensão da automação é crescente, mas não ainda não atingiu o estágio comum dos países desenvolvidos onde as salas de controle de processo são cuidadosamente construídas e localizadas, a fim de minimizar os perigos e riscos deste tipo de acidente.

Para quantificar a probabilidade de ocorrência de efeito dominó devido a vazamentos tóxicos os seguintes parâmetros precisam ser considerados, juntamente com os detalhes do processo, P&ID's, etc. requeridos para todos os outros tipos de eventos iniciadores:

- Sistemas de controle de processos nas várias unidades na planta;
- Descrição detalhada das aglomerações de pessoas no entorno da unidade (populações vizinhas, funcionários, etc) e suas posições relativas na planta.

Com base em análises históricas¹⁸ pode-se concluir que a probabilidade de ocorrência de efeito dominó por este tipo de evento iniciador é provavelmente bem menor do que com os outros tipos.

2.3 Histórico

O século XX foi marcado por acidentes e desastres naturais, resultando em grandes prejuízos materiais e vítimas fatais. As emergências podem ser classificadas como Naturais e Tecnológicas assim definidos:

- Naturais: Acidentes provenientes das forças da natureza envolvendo terremotos, furacões, inundações, deslizamentos, nevascas, erupções vulcânicas, entre outros;
- Tecnológicas: Acidentes decorrentes de eventos indesejáveis nas atividades industriais envolvendo incêndio, explosão, vazamentos e potencialidade de impacto ao meio ambiente.

Segundo a OMS – Organização Mundial de Saúde, os desastres naturais entre 1970 e 2000 afetaram mais de 500 milhões de pessoas, sendo o número de óbitos superior a um milhão. A existência de programas de segurança e planos de emergência poderiam ter minimizado as conseqüências da maioria deles. A OMS estima a possibilidade de 200 mil mortes por ano, alertando que o local de trabalho pode ser um ambiente perigoso, veja as estatísticas:

- 20 a 90% dos trabalhadores vivem em países, ou regiões, sem acesso algum aos serviços de saúde ocupacional;

¹⁸ LEES, Frank P., Loss Prevention in the Process Industries, London: Butterworths, 2ª Edição, 1996

- 80% da população ativa encontra-se nos países em desenvolvimento e industrializados;
- 30 a 50% estão submetidos a agentes físicos, químicos ou biológicos em condições insalubres comprometendo gravemente sua saúde.

Os grandes acidentes industriais, como Flixborough, Piper Alpha, Exxon Valdez e PETROBRAS-P36, mostraram que estes incidentes podem ter conseqüências catastróficas, por isso a necessidade das análises de risco apresentarem dados práticos para a elaboração de planos de emergência.

Após tantos acidentes, os grandes grupos corporativos aumentaram os investimentos durante a década de 90 na tentativa de minimizar os prejuízos e resgatar a credibilidade juntos aos órgãos de governo, acionistas e o público em geral.

Apesar de todos os esforços na implantação de sistemas de gestão integrada e certificação de segurança, qualidade e meio ambiente, associado aos programas de gerenciamento de risco, muitas destas empresas ainda continuam envolvidas em acidentes graves. Estas questões nos desafiam a descobrir: O que continua ocorrendo de errado com estas empresas?

- Por que os acidentes continuam a ocorrer nestas empresas certificadas e premiadas por sua excelência em programas de segurança, qualidade e meio ambiente?
- Por que alguns acidentes industriais se repetem, dentro da mesma companhia, com causas bastante parecidas?

Poderíamos afirmar que o caminho está correto e que os envolvidos no processo produtivo estão bem intencionados em melhorar as condições de segurança e minimizar os impactos ao meio ambiente. Esta resposta, porém, nos parece muita óbvia, pois nenhum investidor pensa na possibilidade de conviver com acidentes que possam afetar os resultados da empresa e a lucratividade das ações.

Na tentativa de responder aos questionamentos colocadas anteriormente e entender por que os acidentes ocorrem, concluímos, que em algum momento do

processo a “*teoria foi diferente na prática*”, o que nos permite relacionar uma série de aspectos adversos envolvendo o fator humano e que devem ser trabalhados exaustivamente:

- Os riscos não eram conhecidos ou foram subestimados, o que levou à decisão de não se estabelecer um procedimento formal para a operação;
- Na mais complicada e arriscada operação os procedimentos foram ignorados;
- As falhas foram detectadas e relatadas, porém foi subestimada a probabilidade de ocorrência do evento e a potencialidade do dano;
- A possibilidade de falha foi negligenciada;
- Os recursos humanos e materiais não eram adequados para controlar a situação de emergência e minimizar as conseqüências do acidente;
- Os sinais de fadiga, necessidade de manutenção e previsão de vida útil do equipamento, muitas vezes previsto pelo fabricante, foram ignorados por razões de custos ou condições operacionais ligados à pressão de produção;
- Os supervisores não foram capazes de identificar o problema e fornecer uma solução rápida, acompanhada por um pequeno toque de bom senso.

Alguns dos acidentes considerados mais críticos estão associados à ocorrência do efeito dominó e podem ser observados na tabela a seguir e resumidos em seguida.

Tabela 2.1 – Lista dos Principais Acidentes Envolvendo Efeito Dominó.

Localização	Produto	Data	Fatalidades	Feridos
Texas City, EUA	Nit. de Amônia	Abril, 1947	552	3000
Nigata, Japão	Gás Natural	Junho, 1964	3	-
Feyzin, França	Propano	Janeiro, 1966	18	81
Texas City, EUA	Butadieno	Outubro, 1969	13	5
Crescent City, EUA	GLP	Junho, 1970	0	66
Rio de Janeiro, Brasil	GLP	Abril, 1972	38	nd
Flixborough, UK	Ciclohexano	Junho, 1974		
Beek, Holanda	Nafta	Novembro, 1975	14	104

Seveso, Itália	Dioxinas	Julho, 1976	-	-
Westwego, EUA	Grãos	Dezembro, 1977	36	10
Galveston, EUA	Grãos	Dezembro, 1977	15	5
Texas City, EUA	GLP	Novembro, 1978	7	10
Borger, EUA	HC's leves	Janeiro, 1980	0	41
Livingston, UK	Petroquímicos	Setembro, 1982	nd	nd
Cidade do México, México	GLP	Novembro, 1984	500	6400
Antuérpia, Bélgica	Óx. de Etileno	Julho, 1987	nd	nd
Antuérpia, Bélgica	Óx. de Etileno	Março, 1989	2	5
Pasadena, EUA	Isobutano	Outubro, 1989	23	130
Nagothane, Índia	Etano e Propano	Novembro, 1990	31	63
Bradford, UK	AZDN	Julho, 1992	nd	nd
Vishakhapatnam, Índia	GLP	Setembro, 1997	60	-

Fontes: Marshall (1987); Lees (1996).

Feysin, França, Janeiro de 1966. Vazamento de propano de uma esfera na Refinaria de Feysin, após entrar em ignição, ocasionou um incêndio que levou também à ocorrência de uma “explosão por expansão do vapor de líquido fervente”, fenômeno denominado BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion). O acidente ocasionou 18 fatalidades, 81 feridos e destruição de cinco outras esferas. A figura 2.5 mostra uma foto do acidente, encontrada em Lees¹⁹ (1980).

¹⁹ LEES, Frank P., Loss Prevention in the Process Industries, London: Butterworths, 2ª Edição, 1996.



Figura 2.5 Acidente de Feysin, 1966. Lees²⁰.

Refinaria de Duque de Caxias, Rio de Janeiro, Brasil, abril de 1972. Durante a drenagem de esfera contendo GLP (gás liquefeito do petróleo), o operador perde o controle da operação, a válvula de bloqueio do dreno congela e o vazamento de gás se espalha até atingir um ponto de ignição. A esfera de gás fica sendo aquecida por esta chama que arde bem na sua base e, após aproximadamente ½ hora ocorre o primeiro BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion) – será explicado mais adiante. Total de 38 mortos e vários feridos.

Flixborough, Grã-Bretanha, junho de 1974. Um reator de ciclohexano (o de número 5) é retirado de operação e levado para manutenção. Em seu lugar instalam uma linha de 20 polegadas de diâmetro como um “bypass” do sistema, interligando os reatores 4 e 6. Um mês após, um vazamento é detectado em uma das conexões dos reatores ao tubo. A planta é parada e o vazamento reparado. Dois meses após, as duas ligações da tubulação com os reatores se rompe após violenta vibração. Ciclohexano a uma pressão de 8,8 bar e 155° C vaza formando uma nuvem de 45 toneladas de ciclohexano que explode 10 a 25 segundos após atingir uma unidade de hidrogênio quente após o vazamento, destruindo a casa de controle de operação. Após mais 54 segundos outra forte explosão

²⁰ LEES, Frank P., Loss Prevention in the Process Industries, London: Butterworths, 2ª Edição, 1996.

seguida de incêndio que destrói toda a fábrica. Total de 28 mortos, 400 feridos e danos a 90% das edificações da cidade.

Seveso, Itália, julho de 1976. Uma decomposição exotérmica devido à reação descontrolada no interior de um vaso contendo dioxinas provocou o rompimento do disco de ruptura (sistema de segurança do vaso) e o material escapa para a atmosfera. Cerca de 2 kg de dioxinas foram lançadas na atmosfera, contaminando e matando animais e vegetais numa área de 5,2 km². Mais de 600 pessoas foram evacuadas.

Acidente de Cidade de México, Novembro de 1984. Um incêndio e uma série de explosões ocorreram no Terminal de GLP da empresa PEMEX em San Juanico na Cidade do México. Cerca de 500 pessoas morreram e o terminal foi totalmente destruído.

Acidente de Piper Alpha, Mar do Norte, 1988. Explosão ocorrida no módulo de compressão de gás da plataforma de produção de óleo de Piper ALpha no Mar do Norte. Um incêndio em poça no módulo de separação de óleo e uma pluma de fumaça envolveram toda a plataforma, inclusive as acomodações. Foi considerado o pior acidente ocorrido em plataformas, resultando em 167 mortes.

Acidente de Pasadena, 1989. Liberação ocorrida em uma Unidade de polietileno da Companhia Química Phillips 66 em Pasadena, Houston, Texas. A nuvem formada entrou em ignição provocando uma série de incêndios e explosões. O acidente resultou em 23 mortos e mais de 130 feridos.



Figura 2.6 Acidente de Pasadena, 1989. Foto retirada da Internet²¹.

Acidente de Vishakhapatnam, Índia, 1997. Um dos maiores acidentes da década de 90, ocorrido na Refinaria HPCL (“Hindustan Petroleum Corporation Limited”) na Índia. Incêndios e explosões na Refinaria provocaram a morte de mais de 60 pessoas, danos materiais superiores a 20 milhões de dólares, espalhando pânico em uma cidade de mais de dois milhões de habitantes.

A investigação minuciosa da maior parte dos acidentes mencionados resultou em relatórios, os quais visavam registrar as possíveis causas desses acidentes, as medidas adotadas durante as emergências e seus principais danos. Esses relatórios serviram de subsídios para a elaboração de regulamentos e diretrizes, na tentativa de se evitar que situações semelhantes pudessem ocorrer novamente.

²¹ <http://www.acusafe.com/Incidents/PasadenTexas1989/incident-pasadenatexas1989.html>

3. FUNDAMENTOS DA ANÁLISE QUANTITATIVA DE RISCOS

3.1 Objetivos e Definições

A análise de riscos consiste em uma etapa fundamental do processo de gerenciamento de riscos, conforme destacado pelo The Government Centre for Information Systems – CCTA (1995). Desta forma, um dos principais objetivos desta análise é facilitar a tomada de decisão dentro de uma indústria.

A Análise Quantitativa de Riscos (AQR) possibilita medir numericamente os riscos de uma instalação, abrangendo desde os incidentes frequentes de pequenas conseqüências até os eventos raros de maiores conseqüências. Os resultados fornecidos por esta análise contribuem significativamente para reduzir o grau de subjetividade das decisões relacionadas com a segurança de uma instalação, servindo como elemento facilitador do processo de tomada de decisão, tanto para o pessoal da indústria como para os órgãos reguladores. A grande motivação para a realização de uma AQR é, portanto, possibilitar a adoção de ações de gerenciamento apropriadas, com base em seus resultados, tornando, assim as instalações mais seguras.

A AQR é constituída por seis etapas, a saber:

- Caracterização do empreendimento e da região;
- Identificação de perigos e consolidação das hipóteses acidentais;
- Estimativa dos efeitos físicos e análise de vulnerabilidade;
- Estimativa de freqüências;
- Estimativa e avaliação de riscos;
- Gerenciamento de riscos.

A figura 3.1 apresenta a seqüência de desenvolvimento dessas etapas:

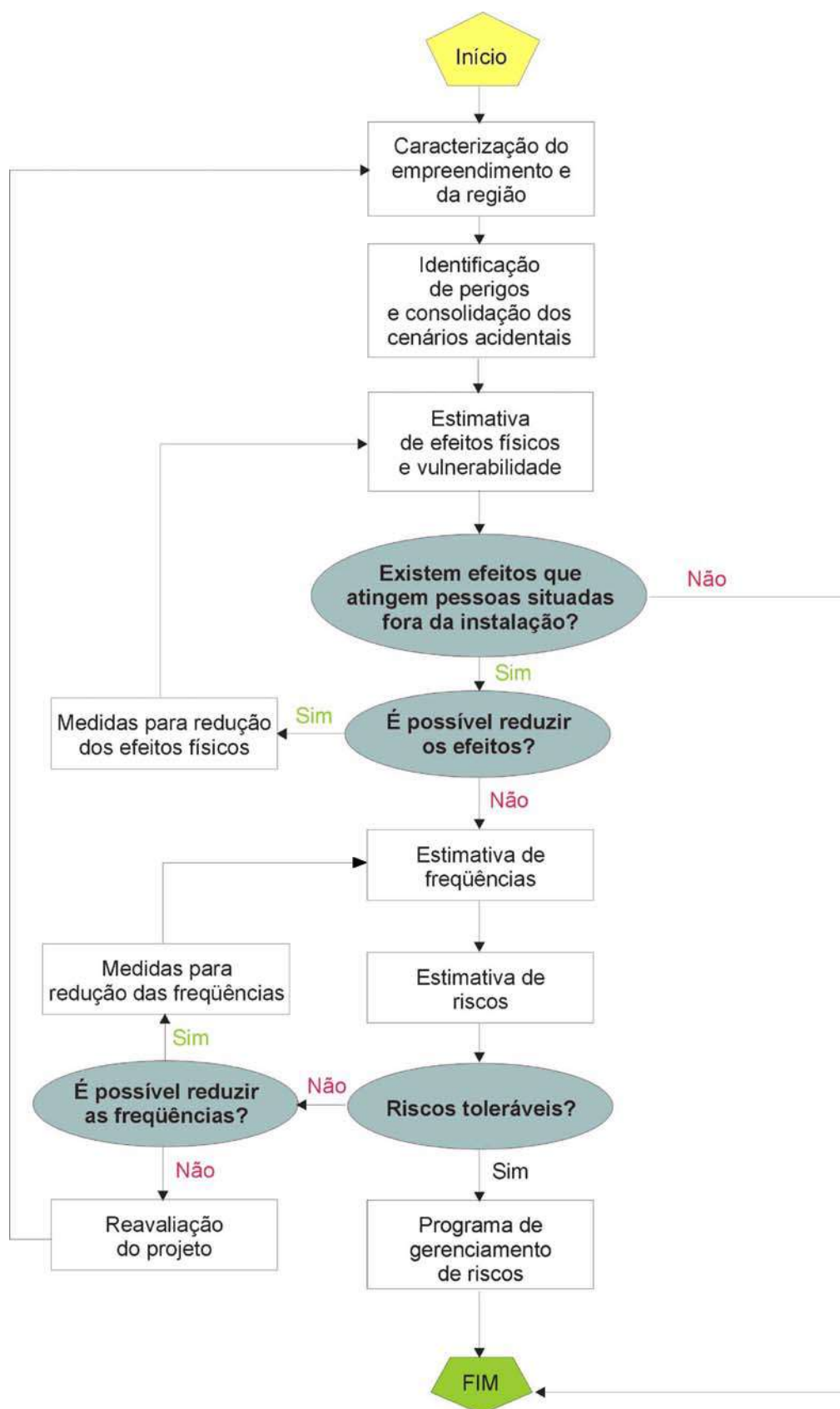


Figura 3.1 - Metodologia de execução da Análise de Riscos. Adaptado de CETESB²².

²² Manual de Orientação para Elaboração de Estudos de Análise de Riscos, da Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, CETESB, maio/2003

3.2 Etapas da AQR

3.2.1 Caracterização do empreendimento e da região

O primeiro passo para a realização de uma análise de riscos é a compilação de dados relativos às características do empreendimento, necessários para o desenvolvimento do trabalho.

Esses dados são de especial importância para que seja possível caracterizar o empreendimento, contemplando seus aspectos construtivos e operacionais, além das peculiaridades da região onde este se encontra ou será instalado.

A caracterização do empreendimento deverá incluir o levantamento dos seguintes dados:

- Localização e descrição física e geográfica da região, incluindo mananciais, áreas litorâneas, sistemas viários e cruzamentos e/ou interferências com outros sistemas existentes, entre outros aspectos;
- Distribuição populacional da região;
- Descrição física e *layout* da instalação, em escala;
- Carta planialtimétrica ou fotos aéreas que apresentem a circunvizinhança ao redor da instalação;
- Características climáticas e meteorológicas da região;
- Substâncias químicas identificadas através de nomenclatura oficial e número CAS, incluindo quantidades, formas de movimentação, armazenamento e manipulação, contemplando suas características físico-químicas e toxicológicas. Devem ser consideradas as matérias-primas, produtos auxiliares, intermediários e acabados, bem como resíduos, insumos e utilidades;
- Descrição do processo e rotinas operacionais;
- Apresentação de plantas baixas das unidades e fluxogramas de processos, de instrumentação e de tubulações;
- Sistemas de proteção e segurança.

Condições Atmosféricas

Nas Análises de Riscos devem ser utilizados dados meteorológicos reais do local em estudo, quando estes estiverem disponíveis (quando da não disponibilidade destes

dados, aproximações podem ser feitas, sempre de forma a tornar o estudo o mais conservativo possível). Os dados a serem considerados são:

- Temperatura ambiente e umidade relativa do ar;
- Velocidade do vento;
- Categoria de estabilidade (Pasquill – Tabela 3.1);
- Direção do vento;

Tabela 3.1 – Categorias de estabilidade em função das condições atmosféricas.

Velocidade do Vento (V) a 10 m (m/s)	Período Diurno			Período Noturno	
	Insolação			Nebulosidade	
	Forte	Moderada	Fraca	Parcialmente encoberto	Encoberto
$V \geq 2$	A	A – B	B	F	F
$2 < V \leq 3$	A – B	B	C	E	F
$3 < V \leq 5$	B	B - C	C	D	E
$5 < V \leq 6$	C	C – D	D	D	D
$V > 6$	C	D	D	D	D

Adaptado de Gifford, 1976

A – Extremamente instável;

B – Moderadamente instável;

C – Levemente instável;

D – Neutra;

E – Levemente Estável;

F – Moderadamente estável.

3.2.2 Identificação de Perigos

A identificação de perigos é a segunda etapa a ser desenvolvida na análise de riscos e consiste na aplicação de técnicas estruturadas para a identificação das possíveis seqüências de acidentes, para a definição dos cenários acidentais a serem estudados de forma detalhada.

As técnicas disponíveis para a realização desta atividade são muitas e, dependendo do empreendimento a ser analisado e do detalhamento necessário, deve-se utilizar as metodologias mais adequadas para o caso em estudo.

Essa etapa poderá ser precedida da elaboração de uma análise histórica de acidentes, com vista a subsidiar a identificação dos perigos na instalação em estudo.

As técnicas que podem ser utilizadas para a identificação de perigos numa instalação industrial são várias. Entre as diversas técnicas utilizadas para a identificação de perigos, as mais comumente utilizadas, e aqui apresentadas, são:

- Análise Preliminar de Perigos (APP);
- Análise de Perigos e Operabilidade (Hazard and Operability Analysis – HazOp).

No entanto, outras técnicas, como por exemplo, “E Se?” (*And If?*) e Análise de Modos de Falhas e Efeitos (AMFE), entre outras, poderão ser utilizadas, desde que adequadas à instalação em estudo.

Análise Preliminar de Perigos (APP)

A APP – Análise Preliminar de Perigos (PHA – Preliminary Hazard Analysis) é uma técnica que teve origem no programa de segurança militar do Departamento de Defesa dos EUA. Trata-se de uma técnica estruturada que tem por objetivo identificar os perigos presentes numa instalação, que podem ser ocasionados por eventos indesejáveis.

Esta técnica pode ser utilizada em instalações na fase inicial de desenvolvimento, nas etapas de projeto ou mesmo em unidades já em operação, permitindo, nesse caso, a realização de uma revisão dos aspectos de segurança existentes.

A APP deve focalizar todos os eventos perigosos cujas falhas tenham origem na instalação em análise, contemplando tanto as falhas intrínsecas de equipamentos, de instrumentos e de materiais, como erros humanos. Na APP devem ser identificados os

perigos, as causas e os efeitos (conseqüências) e as categorias de severidade correspondentes (Tabela 3.2), bem como as observações e recomendações pertinentes aos perigos identificados, devendo os resultados ser apresentados em planilhas padronizadas. A figura 3.2 apresenta um exemplo de planilha para a realização da APP.

Tabela 3.2 – Categorias de Severidade.

Categoria	Denominação	Descrição
I	Desprezível	Nenhum dano ou dano não mensurável.
II	Marginal	Danos irrelevantes ao meio ambiente e à comunidade externa.
III	Crítica	Possíveis danos ao meio ambiente devido a liberações de substâncias químicas, tóxicas ou inflamáveis, alcançando áreas externas à instalação. Pode provocar lesões de gravidade moderada na população externa ou impactos ambientais com reduzido tempo de recuperação.
IV	Catastrófica	Impactos ambientais devido a liberações de substâncias químicas, tóxicas ou inflamáveis, alcançando áreas externas à instalação. Provoca mortes ou lesões graves na população externa ou impactos ao meio ambiente com tempo de recuperação elevado.

Análise Preliminar de Perigos								
Empreendimento:			Referências:				Data:	
Subsistema 01:							Revisão:	
<i>Perigos Identificados</i>	<i>Causas</i>	<i>Modos de Detecção</i>	<i>Efeitos</i>	<i>Cat. Fre.</i>	<i>Cat. Sev.</i>	<i>Cat. Risco</i>	<i>Recomendações / Observações</i>	<i>H.A.</i>

Figura 3.2 – Exemplo de planilha para APP. Elaboração própria.

Estudo de Perigos e Operabilidade (HazOp)

O Estudo de Perigos e Operabilidade é uma técnica para a identificação de perigos projetada para estudar possíveis desvios (anomalias) de projeto ou na operação de uma instalação.

O HazOp consiste na realização de uma revisão da instalação, a fim de identificar os perigos potenciais e/ou problemas de operacionalidade, por meio de uma série de reuniões, durante as quais uma equipe multidisciplinar discute metodicamente o projeto da instalação. O líder da equipe orienta o grupo através de um conjunto de palavras-guias que focalizam os desvios dos parâmetros estabelecidos para o processo ou operação em análise.

Essa requer a divisão da planta em pontos de estudo (chamados nós) entre os quais existem componentes como bombas, vasos e trocadores de calor, entre outros.

A equipe deve começar o estudo pelo início do processo, prosseguindo a análise no sentido do seu fluxo natural, aplicando as palavras-guias em cada nó de estudo, possibilitando a identificação dos possíveis desvios nesses pontos.

Alguns exemplos de palavras-guias, parâmetros de processo e desvios estão apresentados nas Tabelas 3.3 e 3.4:.

Tabela 3.3 – Palavras-Guias.

Palavra-Guia	Significado
Não	Negação da intenção de projeto
Menor	Diminuição quantitativa
Maior	Aumento quantitativo
Parte de	Diminuição qualitativa
Bem Como	Aumento qualitativo
Reverso	Oposto lógico da intenção de projeto
Outro Que	Substituição completa

Tabela 3.4 – Parâmetros, palavras-guias e desvios

Parâmetro	Palavra-Guia	Desvio
Fluxo	Não	Sem Fluxo
	Menor	Menos Fluxo
	Maior	Mais Fluxo
	Reverso	Fluxo Reverso
Pressão	Menor	Pressão baixa
	Maior	Pressão alta
Temperatura	Menor	Baixa temperatura
	Maior	Alta temperatura
Nível	Menor	Nível baixo
	Maior	Nível alto

Os principais resultados obtidos do HazOp são:

- Identificação de desvios que conduzem a eventos indesejáveis;
- Identificação das causas que podem ocasionar desvios do processo;
- Avaliação das possíveis conseqüências geradas por desvios operacionais;
- Recomendações para a prevenção de eventos perigosos ou minimização de possíveis conseqüências.

3.2.3 Consolidação das Hipóteses Acidentais

Identificados os perigos da instalação em estudo, as hipóteses acidentais consideradas devem ser claramente descritas, devendo ser estudadas pormenorizadamente nas etapas posteriores do trabalho.

Para tanto, deve-se estabelecer detalhadamente o critério considerado para a escolha das hipóteses acidentais consideradas relevantes, levando-se em conta a severidade do dano decorrente da falha identificada.

3.2.4 Estimativa dos Efeitos Físicos e Avaliação de Vulnerabilidade

Este item tem como principal objetivo apresentar a extensão da área que está sujeita aos efeitos físicos para os acidentes mais críticos identificados na Análise Preliminar de Perigos. Os resultados da Análise de Consequência são expressos em curvas de isoradiação, sobrepressão e/ou concentração que determinam a “área vulnerável” do cenário em estudo.

A Análise de Vulnerabilidade é feita acoplando-se a área vulnerável aos efeitos físicos dos acidentes com a malha populacional da região e os resultados são expressos em termos de número esperado de vítimas fatais. Tais resultados serão apresentados em etapas posteriores do estudo, onde são consideradas as diferentes distribuições de população fixa potencialmente atingidas pelos acidentes (público externo, de dia e de noite), probabilidades de ignição e cada uma das direções e velocidades de vento.

As áreas vulneráveis apresentadas sob a forma de círculos, representam os limites das áreas que poderiam vir a ser atingidas em cada caso. É importante frisar que a área vulnerável não corresponde àquela que seria efetivamente atingida em caso de formação de nuvem de material tóxico ou inflamável, e sim ao conjunto das áreas potencialmente sujeitas aos efeitos dos acidentes.

Valores de Referência

Os danos causados pelos efeitos são de natureza estocástica, isto é, somente se pode prever a probabilidade de se observar um certo dano a um indivíduo ou a percentagem esperada de pessoas da população exposta ao efeito físico que efetivamente sofrerão aquele dano. Os modelos para a avaliação dos danos causados pelos acidentes tem como base as equações de *Probit* (*Probability Unit*).

$$\text{Pr} = K_1 + K_2 * \ln V \quad (2)$$

onde:

- $Pr = Probit$, a qual está relacionada com a percentagem do recurso vulnerável (pessoas, estruturas, etc) que é afetada pelo acidente;
- $V =$ uma medida da intensidade do efeito físico causador dos danos aos recursos vulneráveis (sobrepessão, impulso, intensidade do *fluxo térmico x tempo de exposição* ou concentração X tempo de exposição);
- K_1, K_2 e $n =$ parâmetros específicos para cada tipo de dano e de substância.

A percentagem do recurso vulnerável afetado corresponde à função de distribuição acumulada de Y (a variável Y, denominada Probit (probability unit) é uma variável aleatória distribuída normalmente com valor médio igual a 5 e variância 1), sendo esta relação definida pela equação:

$$P = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{Y-5} \exp-(u^2 / 2)du \quad (3)$$

Esta correspondência matemática é utilizada na construção da Tabela 3.5, na qual a primeira linha e a primeira coluna indicam a percentagem do recurso vulnerável afetado correspondente aos valores de probit constantes Lees, Frank P., Loss Prevention in the Process Industries, London: Butterworths, 1996, 2ª Edição. das demais linhas e colunas.

Tabela 3.5 – Relação entre *Probit* e percentagem dos recursos vulneráveis atingidos

%	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	0,00	2,67	2,95	3,12	3,25	3,36	3,45	3,52	3,59	3,66
10	3,72	3,77	3,82	3,87	3,92	3,96	4,01	4,05	4,08	4,12
20	4,16	4,19	4,23	4,26	4,29	4,33	4,36	4,39	4,42	4,45
30	4,48	4,50	4,53	4,56	4,59	4,61	4,64	4,67	4,69	4,72
40	4,75	4,77	4,80	4,82	4,85	4,87	4,90	4,92	4,95	4,97
50	5,00	5,03	5,05	5,08	5,10	5,13	5,15	5,18	5,20	5,23
60	5,25	5,28	5,31	5,33	5,36	5,39	5,41	5,44	5,47	5,50
70	5,52	5,55	5,58	5,61	5,64	5,67	5,71	5,74	5,77	5,81
80	5,84	5,88	5,92	5,95	5,99	6,04	6,08	6,13	6,18	6,23
90	6,28	6,34	6,41	6,48	6,55	6,64	6,75	6,88	7,05	7,33
-	0,0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
99	7,33	7,37	7,41	7,46	7,51	7,58	7,65	7,75	7,88	8,09

Incêndios em Poça e Jatós de Fogo

O modelo de vulnerabilidade adotado neste trabalho tem base nos dados de Stoll et al²³ para danos devido a incêndios por hidrocarbonetos. Com base neste modelo de vulnerabilidade, segue a equação de Probit (TNO²⁴) que determina a probabilidade de fatalidade devido a queimaduras:

$$Pr = - 36,38 + 2,56 * \ln (t * Q^{4/3}) \quad (4)$$

onde:

- t = tempo de exposição à radiação térmica (s);
- Q = intensidade de radiação térmica (W/m²).

²³ STOLL, A. M., Heat Transfer in Biotechnology, Advances in Heat Transfer, Vol. 4 Academic Press, New York, 1967, pp. 67-141

²⁴ Green Book.. Methods for Determining of Possible Damage to People and Objects Resulting from Release of Hazardous Materials. Rep. CPR 16E, Voorburg, Warrington. 1992

A Tabela 3.6 mostra, para alguns valores de radiação emitida (fluxo térmico), os efeitos observados e respectivos tempos de exposição.

Tabela 3.6 – Relação entre intensidade de radiação e efeitos observados

Intensidade da Radiação (kW/m²)	Efeitos Observados
37,5	Suficiente para causar danos ao equipamento e queimaduras letais.
25	Energia suficiente para ignição espontânea da madeira.
12,5	Energia mínima para possível ignição da madeira, ignição espontânea da vegetação e para provocar queimaduras não letais.
9,5	Limite de dor alcançado depois de 8 s; queimaduras de segundo grau em 20 s .
6	Intensidade máxima tolerável sobre pessoas que estão em fuga.
5	Intensidade máxima tolerável sobre pessoas que estão realizando operações de emergência.
4,5	Suficiente para causar dores em pessoas se não houver resposta em 20 s ; queimaduras de segundo grau são possíveis; 0% de letalidade.
3,0	Intensidade tolerável em situações de emergência com até 30 minutos de duração
2,1	Suficiente para causar sensação de dor após 1 minuto de exposição.
1,6	Não causa desconforto para exposições prolongadas.

Fonte: Loss Prevention in the Process Industries

Assim por exemplo, a linha de isofluxo (radiação emitida) de aproximadamente 19,5 kW/m², corresponde a probabilidade de morte igual a 50% das pessoas expostas por um período de 20s ($Pr \approx 5,00$ na Tabela 3.5).

$$Pr = - 36,38 + 2,56 * \ln (20 * 19500^{4/3}) \quad (5)$$

$$Pr = 5,00$$

Para a probabilidade de morte igual a 1% das pessoas expostas por um período de 20s ($Pr \approx 2,67$ na Tabela 3.5), o valor de radiação é igual a $9,8 \text{ kW/m}^2$.

$$Pr = - 36,38 + 2,56 * \ln (20 * 98004/3) \quad (6)$$

$$Pr = 2,67$$

Bleves

Para incêndios de curta duração como BLEVE e bolas de fogo, não são considerados os atenuantes como fuga ou área segura (abrigos) e a duração do incêndio é importante. De acordo com a TNO²⁵, o tempo de 30s é indicado como tempo de exposição a uma determinada intensidade de radiação. Com isso, para a probabilidade de morte igual a 1% e 50% das pessoas expostas por um período de 30 s ($Pr \approx 2,67$ e $5,00$ na Tabela 3.5), o valor de radiação é igual a respectivamente $7,25 \text{ kW/m}^2$ e $14,35 \text{ kW/m}^2$.

$$Pr = - 36,38 + 2,56 * \ln (30 * 7255^{4/3}) \quad Pr = - 36,38 + 2,56 * \ln (30 * 14360^{4/3})$$

$$Pr = 2,67$$

$$Pr = 5,00$$

$$(7)$$

Incêndio em Nuvem

Os estudos da vulnerabilidade de um possível incêndio em nuvem indicam que uma pessoa localizada dentro da nuvem (concentração igual ao Limite Inferior de Inflamabilidade da substância), em área não protegida, vai sofrer danos severos devido ao contato direto com a chama que causa, na maior parte do casos, o processo de auto-ignição da roupa (TNO²⁶). As pessoas que estiverem dentro de edifícios ou em lugar protegido no momento da ignição da nuvem não sofrerão danos diretos. Cabe ressaltar que o incêndio em nuvem deverá encadear outros incêndios (possibilidade de Efeito Dominó).

²⁵ Green Book.. Methods for Determining of Possible Damage to People and Objects Resulting from Release of Hazardous Materials. Rep. CPR 16E, Voorburg, Warrington. 1992

²⁶ Idem

Nuvem Tóxica

Os efeitos causados por uma nuvem de gás tóxico sobre as pessoas dependem do tipo de gás, da concentração desse gás e do tempo que as pessoas ficam expostas. Por exemplo, para a morte devido à nuvem de gás ácido (H₂S), a equação de Probit é dada por:

$$Pr = - 11,50 + 1,00 * \ln (t * C^{1,9}) \quad (8)$$

onde:

- *t* = tempo de exposição à concentração de material tóxico da nuvem (min);
- *C* = concentração de material tóxico da nuvem (mg/m³).

Para a probabilidade de morte igual a 1% e 50% das pessoas expostas por um período de 30 min (*Pr* ≈ 2,67 e 5,00 na Tabela 3.5), o valor de concentração é igual a respectivamente 289 mg/m³ e 987 mg/m³ de gás ácido (H₂S).

$$\begin{aligned} Pr &= - 11,50 + 1,00 * \ln (30 * 2891,9) & Pr &= - 11,50 + 1,00 * \ln (30 * 9871,9) \\ Pr &= 2,67 & Pr &= 5,00 \end{aligned} \quad (9)$$

Seguindo especificações da Instrução Técnica da FEEMA²⁷ para Apresentação de Análise de Riscos, os alcances das nuvens tóxicas em concentrações imediatamente perigosas para a vida (IDLH – Immediately Dangerous to Life and Health) devem ser consideradas.

Explosão

As Tabelas 3.7 e 3.8 mostram, para alguns valores empíricos de sobrepressão, os efeitos observados em estruturas e pessoas, respectivamente.

²⁷ Manual de Orientação para Estudos de Análise de Riscos – FEEMA.

Tabela 3.7 – Relação entre sobrepressão e efeitos observados sobre estruturas

Sobrepressão		Efeitos Observados
(bar)	(kPa)	
0,002	0,2	Ruído perturbador (137 dB em baixa frequência 10 - 15 Hz).
0,01	1,0	Pressão típica para quebra de vidros.
0,02	2,0	“Distância Segura” (95% de não haver danos); danos leves aos telhados.
0,035 – 0,069	3,5 – 6,9	Danos usuais em janelas grandes e pequenas.
0,1	10,0	Torção em estruturas de ferro, danos graves em estruturas civis.
0,138 – 0,207	13,8 – 20,7	Colapso parcial de paredes e telhados.
0,207 – 0,276	20,7 – 27,6	Ruptura de Tanques de Armazenamento.
0,345 – 0,483	34,5 – 48,3	Destruição completa de estruturas civis.
0,483	48,3	Descarrilamento / Tombamento de Vagões.
0,69	69,0	100% de destruição de estruturas industriais e equipamentos pesados.

Fonte: Loss Prevention in the Process Industries

Tabela 3.8 – Relação entre sobrepressão e efeitos observados sobre pessoas

Sobrepressão		Efeitos Observados
(bar)	(kPa)	
0,0069 – 0,0138	0,69 – 1,38	Limite para perda temporária de audição
0,138	13,8	Limite para ruptura de tímpano
0,0552	5,52	Mínimo para danos por penetração de pequenos fragmentos de vidro
0,069 – 0,138	6,9 – 13,8	Limite para laceração da pele por projéteis
0,138	13,8	Possibilidade fatalidade devido a impacto contra obstáculos
0,345 – 0,483	34,5 – 48,3	Probabilidade de 50% de ruptura de tímpano
0,689 – 1,034	68,9 – 103,4	Probabilidade de 90% de ruptura de tímpano
0,483	48,3	Limite para danos por sobrepressão em órgãos internos
0,276 – 0,345	27,6 – 34,5	Probabilidade de 50% de fatalidade devido a impacto de projéteis
0,483 – 0,689	48,3 – 68,9	Aproximadamente 100% de fatalidade devido a impacto de projéteis
0,827 – 1,034	82,7 – 103,4	Limite para hemorragia no pulmão
1,379 – 1,724	137,9 – 172,4	Aproximadamente 100% de fatalidade devido a hemorragia no pulmão
4,826 – 13,79	482,6 - 1379	Fatalidade imediata devido a explosão

Fonte: HSE

Os valores de sobrepressão de 0,1 bar e 0,3 bar, que representam respectivamente danos reparáveis às estruturas (paredes, portas e telhados) e danos graves às estruturas (prédio e equipamentos) e portanto, perigo à vida, correspondem a 1% de fatalidade e 50% de fatalidade das pessoas expostas. A Instrução Técnica da FEEMA para Apresentação de Análise de Riscos, especifica ainda o nível de sobrepressão igual a 0,069 bar equivalente a danos menores (janelas grandes e pequenas / limite para laceração da pele por projéteis).

3.2.5 Estimativa de Frequências

Nas instalações em que os efeitos físicos extrapolem os limites da empresa e possam afetar pessoas, os riscos do empreendimento deverão ser calculados. Para tanto,

deverão ser estimadas as frequências de ocorrência dos cenários acidentais identificados.

Em algumas análises de risco, as frequências de ocorrência dos cenários acidentais poderão ser estimadas através de registros históricos constantes de bancos de dados ou de referências bibliográficas, desde que, efetivamente, tenham representatividade para o caso em estudo. No entanto, de acordo com a complexidade da instalação em análise, pode haver a necessidade de ser utilizada a Análise por Árvores de Falhas (AAF) para a estimativa das frequências.

Uma árvore de falhas fornece uma descrição concisa e ordenada das várias combinações de ocorrências possíveis em um sistema que podem resultar no evento acidental pré definido (ex. Grande liberação de líquido inflamável). A seleção deste evento indesejado deve ser cuidadosa de modo que a análise não se torne ou muito dispersa, ou muito específica, não fornecendo uma visão suficientemente ampla do problema.

A estrutura de ramificação de uma árvore de falhas é definida por portões lógicos, localizados nas interseções dos ramos de árvore. Tais portões lógicos definem a relação causal entre os eventos (Figura 3.3):

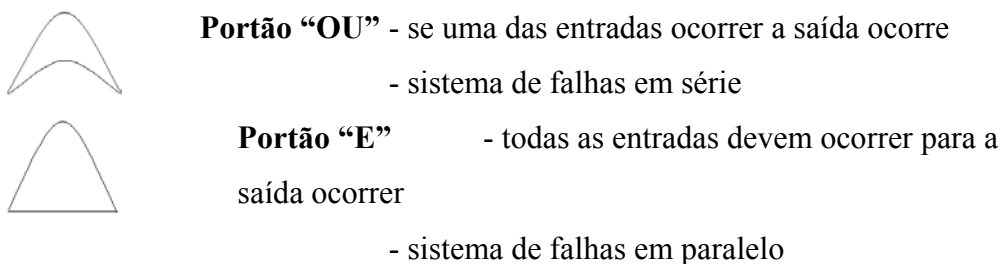


Figura 3.3 – Portões Lógicos de uma árvore de falhas. Elaboração própria.

Estes vazamentos são ocasionados, principalmente, devido a falhas nos componentes dos sistemas de segurança e/ou falha humana. A taxa de falha de componentes é função de fatores que incluem:

- Tipo de equipamento e fabricante;
- Condições de processo;

- Práticas de manutenção e inspeção.

No caso de uma falha humana, um valor específico para esta falha é difícil de ser obtido uma vez que a variabilidade humana e do meio influem diretamente no desempenho de uma tarefa. Assim, minimizar a probabilidade da falha humana significa trabalhar com os seguintes fatores delimitadores do desempenho humano:

- **Fatores Externos** – qualidade do ambiente, número de horas de trabalho X número de horas de descanso, instruções de procedimentos de ação e de comunicação e características das tarefas e do equipamento como exigências perceptivas, frequência e repetição, criticidade da tarefa e interface homem-máquina.
- **Fatores Causadores de Estresse** – fatores psicológicos (duração do estresse, velocidade e carga da tarefa), fatores fisiológicos (duração da tensão, fadiga, dor ou desconforto, fome ou sede) e fatores internos (treinamento, experiência prévia e variáveis da personalidade e da inteligência).

Assim, as frequências de falha em componentes podem ser obtidas da literatura e bancos de dados internacionais e a avaliação de erros humanos fica restrita à atribuição de probabilidades de falha e sucesso por operação executada (Tabela 3.9)

Tabela 3.9 – Algumas taxas de falha relativas à ruptura

Descrição	Taxa de Falha
<i>Vasos de processo/Torres/Reatores</i>	$5,00 * 10^{-6}$ oc/ano
<i>Bombas</i>	$5,00 * 10^{-5}$ oc/ano
<i>Trocadores de calor</i>	$5,00 * 10^{-5}$ oc/ano
<i>Filtros e Misturadores</i>	$4,38 * 10^{-3}$ oc/ano
<i>Compressores</i>	$5,00 * 10^{-4}$ oc/ano
Tubulação: $D_{nominal} < 75\text{mm (3")}$ $75\text{mm (3")} \leq D_{nominal} \leq 150\text{mm (5,9")}$ $D_{nominal} > 150\text{ mm (5,9")}$	$1,00 * 10^{-6}$ oc/m*ano $3,00 * 10^{-7}$ oc/m*ano $1,00 * 10^{-7}$ oc/m*ano
Componentes: Bocais e Flanges Válvulas Falha da válvula em fechar na demanda	$8,76 * 10^{-5}$ oc/ano $8,76 * 10^{-6}$ oc/ano $2,02 * 10^{-2}$ oc/ano
Sensor de processo Controlador de Pressão	$4,64 * 10^{-2}$ oc/ano
Probabilidade de falha humana Erro em rotina de operação quando algum cuidado é necessário	$1,00 * 10^{-2}$

Fontes: Lees, Frank P., Loss Prevention in the Process Industries, London: Butterworths, 1996, 2ª Edição;

TNO. Methods for the Calculation of the Physical Effects of the Escape of Dangerous Materials: Liquids and Gases, (The Yellow Book), Directorate General of Labour, Holanda, 3ª Edição, 1997;

TNO. Methods for the Determination of Possible Damage: to people and objects from releases for hazardous materials, (The Green Book), Directorate General of Labour, Holanda, 1ª Edição, 1992;

Normas Técnicas CETESB, Manual de Orientação para a Elaboração de Estudos de Análise de Riscos, P4.261 maio/2003;

Health and Safety Executive, “Major Accident Hazards: HSE’s Approach to Land Use Planning Advice”, Draft, 1 February 1996.

Frequências dos Cenários Acidentais

A análise da frequência dos cenários acidentais é realizada por Árvores de Eventos (AE), que cobrem a seqüência lógica de propagação do evento desde o vazamento do produto até as conseqüências possíveis como incêndio, explosão ou simplesmente a dispersão da substância.

Nas colunas da AE questiona-se sobre a ocorrência de ignição imediata (no local). Em caso afirmativo pode ocorrer, por exemplo, a formação de um jato de fogo. Não havendo ignição imediata do produto liberado, as perguntas subseqüentes referem-se à probabilidade de deslocamento da nuvem e ocorrência de ignição retardada da nuvem, resultando em incêndio em nuvem ou explosão, dependendo das condições. Caso não haja ignição, a nuvem se dispersa sem causar qualquer dano.

Após a construção das árvores de eventos, a frequência de cada cenário acidental é obtida multiplicando-se a frequência dos eventos iniciadores pelas probabilidades de cada uma das ramificações dos itens do cabeçalho da árvore (probabilidades de ignição e probabilidade de ocorrência de uma explosão).

Probabilidades de Ignição

Segundo a TNO²⁸ – The Netherlands Organization of Applied Scientific Research – a probabilidade de ignição imediata está relacionada com a substância e o tipo de vazamento, se contínuo ou instantâneo, conforme a Tabela 3.10:

²⁸ TNO. Guidelines for Quantitative risk Assessment, (The Purple Book), Directorate General of Labour, Holanda, 1ª Edição, 1999.

Tabela 3.10 – Probabilidade de ignição imediata

Fonte		Estado do produto vazado	
Taxa de vazamento	Inventário vazado	Líquido	Gás (alta reatividade)
< 10 kg/s	< 1.000 kg	0,065	0,2
10 – 100 kg/s	1.000 – 10.000 kg	0,065	0,5
> 100 kg/s	> 10.000 kg	0,065	0,7

Fonte: TNO. Purple book, 1998.

A Tabela 3.11 apresenta probabilidades de ignição retardada para diferentes áreas ao redor de uma instalação:

Tabela 3.11 – Probabilidade de ignição retardada.

Fontes de Ignição	Probabilidade de Ignição
Open land	0
Chemical plant	0,9
Oil refinery	0,9
Heavy industry	0,7

Fonte: TNO. Purple book, 1998.

Probabilidades de Ocorrência de uma Explosão / Incêndio em Nuvem

Wiekema²⁹ estima que a massa mínima de hidrocarboneto inflamável para transição entre incêndio em nuvem e explosão, é de 1 tonelada. A norma técnica API-750 (American Petroleum Institute – Management of Process Hazards) usa como informação a curva desenvolvida por Prugh³⁰, que relaciona a probabilidade de explosão com a quantidade de vapor inflamável na nuvem. Esta curva indica que a probabilidade de explosão depois da formação de uma nuvem de 5 toneladas de hidrocarbonetos é de 5%, enquanto para 1 tonelada a probabilidade é menor do que 1%.

²⁹ WIEKEMA, B. J., Vapour cloud explosions—an analysis based on accidents, J. Hazard. Mater. 8, 1984, pp. 295–329

³⁰ PRUGH, R. W., *Mitigation of Vapour Cloud Hazards*, Plant/Operations Progress 4, 1985, pp. 95-104.

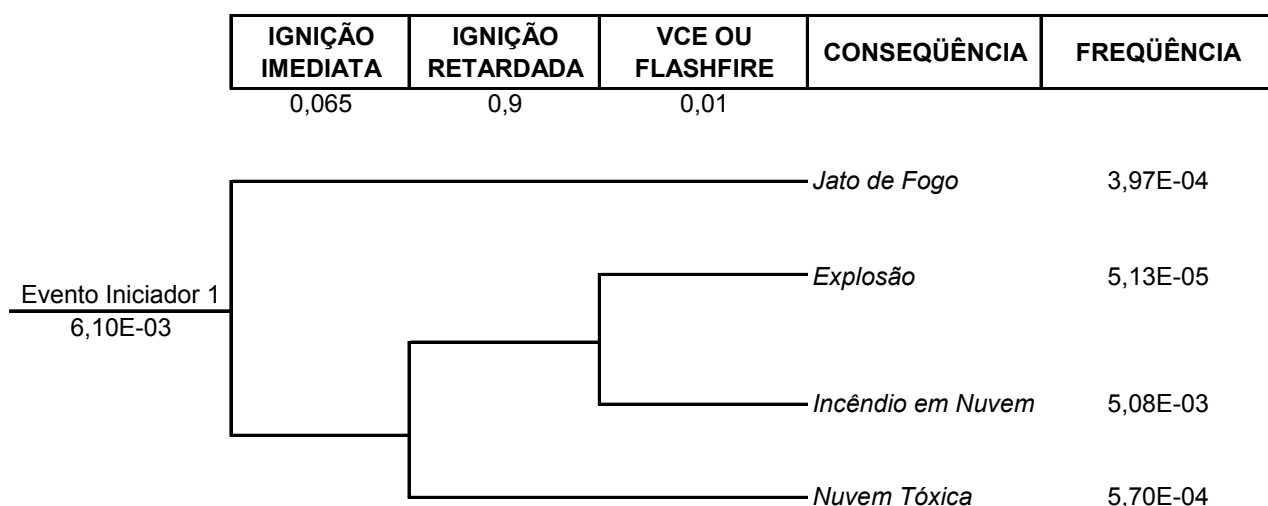


Figura 3.4 – Exemplo de Árvore de Eventos. Elaboração própria.

3.2.6 Estimativa e Avaliação de Riscos

A estimativa e avaliação dos riscos de um empreendimento depende de uma série de variáveis, por vezes pouco conhecidas e cujos resultados podem apresentar diferentes níveis de incerteza. Isto decorre principalmente de que não se pode determinar todos os riscos existentes ou possíveis de ocorrer numa instalação e também da escassez de informações neste campo.

Sendo o risco uma função que relaciona as frequências de ocorrências de cenários acidentais e suas respectivas conseqüências, em termos de danos ao homem, pode-se, com base nos resultados quantitativos obtidos nas etapas anteriores do estudo, estimar o risco de um empreendimento.

3.3 Formas de Apresentação dos Riscos

Normalmente os riscos oriundos de uma instalação perigosa dizem respeito ao indivíduo que pode ser atingido, como também à sociedade como um todo, quando existir o potencial para um desastre de amplas proporções. Então, sob o ponto de vista quantitativo, pode-se classificar os riscos em riscos individuais e riscos sociais, ambos expressos através de curvas de iso-risco e curvas F-N, respectivamente.

3.3.1 Risco Individual

O Risco Individual pode ser definido como a probabilidade de que um indivíduo, situado nas imediações de uma instalação perigosa, venha a sofrer um dano, ao longo do ano, em decorrência de acidentes na instalação. Os níveis de dano dependem das aplicações particulares mas seguramente estão relacionados a:

- Perdas de vida;
- Ferimentos mais ou menos graves.

A definição de critérios de tolerabilidade de riscos é importante para avaliar empreendimentos com potencial para danos à população, decorrentes de acidentes envolvendo produtos perigosos.

O Critério de Risco utilizado pelo HSE da Inglaterra define dois limites de risco individual: o valor de 10^{-5} ano⁻¹, considerado o nível superior para ambientes comerciais e o valor de 10^{-6} ano⁻¹, como nível inferior mais amplamente aceito. Foi proposto como nível de risco individual máximo tolerável para trabalhadores o valor 10^{-3} ano⁻¹ e para membros do público, o valor 10^{-4} ano⁻¹. Este critério em zonas de riscos e em categorias de empreendimentos, reflete as expectativas quanto à vulnerabilidade de populações sensíveis que podem estar expostas, à proporção de tempo despendida pelo indivíduo na localidade, à facilidade de evacuação e o tipo de construção

O critério de tolerabilidade proposto pela FEEMA (Fundação Estadual de Estudos do Meio Ambiente – RJ) é idêntico ao utilizado pelo HSE. Valores de risco individual superiores a 10^{-5} ano⁻¹ são considerados intoleráveis e valores abaixo de 10^{-6} ano⁻¹ são considerados toleráveis. Para os valores de riscos situados na região denominada ALARA ou ALARP (**As Low As Reasonably Achievable** ou **As Low As Reasonably Practicable**), compreendidos entre os dois limites, deverão ser introduzidas modificações nas instalações e/ou operações de modo que o novo valor de risco seja reduzido, situando-se na Região Perfeitamente Tolerável. Entretanto, reconhecendo que existe uma sensível diferença entre as características gerais das populações residentes na comunidade (crianças, adultos e idosos) e as dos membros de empresas próximas

(adultos saudáveis), o limite de intolerabilidade pode ser ligeiramente ultrapassado (até 10^{-4} ano⁻¹) em regiões ocupadas apenas por empresas.

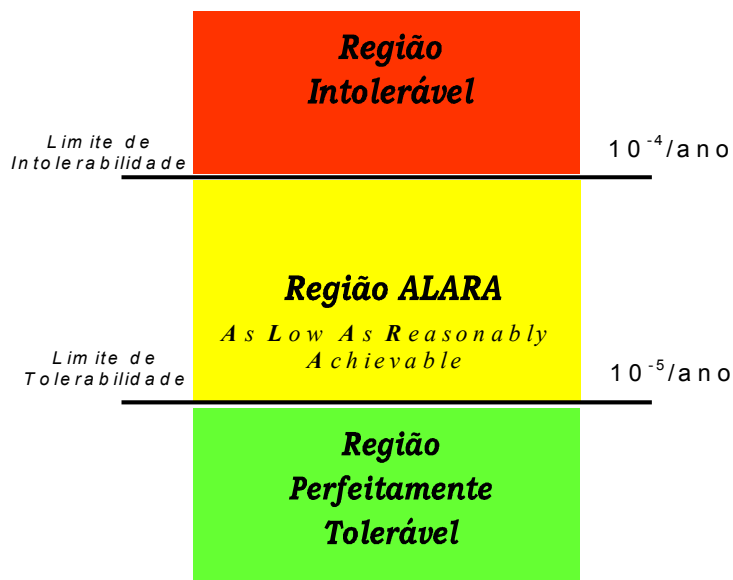


Figura 3.5 Critério de Tolerabilidade de Risco Individual adotado pela FEEMA.
Adaptado de FEEMA³¹.

Os riscos individuais de uma instalação podem ser expressos através dos chamados "contornos de risco individual" ou "contornos de iso-risco". Esses contornos ligam os pontos de mesmo nível de risco individual, fornecendo uma indicação gráfica dos níveis de risco individual nas imediações de uma dada instalação. Conhecendo-se a distribuição populacional na região, pode-se então determinar se algum grupo específico está submetido a níveis intoleráveis de risco individual.

3.3.2 Cálculo do Risco Individual

O Risco Individual num determinado ponto (x,y) de uma planta industrial é resultado da contribuição de diferentes valores de risco para cada um dos eventos acidentais (i) possíveis, dessa forma, estes valores podem ser somados conforme descrito a seguir:

³¹ Manual de Orientação para Estudos de Análise de Riscos – FEEMA.

$$RI = \sum_{i=1}^n RI_{x,y,i} = \sum_{i=1}^n f_i * p_{fi} \quad (10)$$

Onde,

n = número total de cenários acidentais considerados na análise;

$RI_{x,y,i}$ = risco de fatalidade no ponto x,y devido ao evento i;

f_i = frequência de cada cenário acidental;

p_{fi} = probabilidade que o evento i resulte em fatalidade no ponto x,y.

3.3.3 Risco Social

O Risco Social indica a probabilidade de um certo grupo de pessoas morrer face à ocorrência de um acidente considerando a área circunvizinha à instalação. Em outras palavras, o Risco Social indica o risco da população que está na zona de influência do acidente.

Há, em geral, uma grande expectativa do público de que desastres potenciais venham a receber uma atenção prioritária dos órgãos regulatórios, assim como providências para a adoção de medidas destinadas à prevenção destes. O Risco Social indica o grau do dano catastrófico e é normalmente representado através de Curvas F-N, onde F é a frequência acumulada ou ocorrências acidentais e N , o número de fatalidades.

A filosofia adotada para os Critérios de Tolerabilidade de Risco Social também se baseia no estabelecimento de dois níveis de risco:

- Um nível superior, acima do qual os riscos são considerados Intoleráveis - reta com coeficiente angular menor do que 1, que passa pelos pontos $N = 1$ fatalidade e, $F = 10^{-3} \text{ ano}^{-1}$ e $N = 10000$ fatalidades e $F = 10^{-7} \text{ ano}^{-1}$;
- Um nível inferior, abaixo do qual os riscos são considerados desprezíveis – reta com coeficiente angular igual a menos 1, que passa pelos pontos $N = 1$ fatalidades e, $F = 10^{-5} \text{ ano}^{-1}$ e $N = 10000$ fatalidades e $F = 10^{-9} \text{ ano}^{-1}$.

Para os valores de risco situados na faixa intermediária, denominada Região ALARA (As Low As Reasonably Achievable) deverão ser introduzidas modificações nas instalações e/ou operações de modo que o novo valor de risco seja reduzido, situando-se na Região Perfeitamente Tolerável.

A figura 3.6 apresenta a curva F-N adotada como critério para a avaliação do risco social:

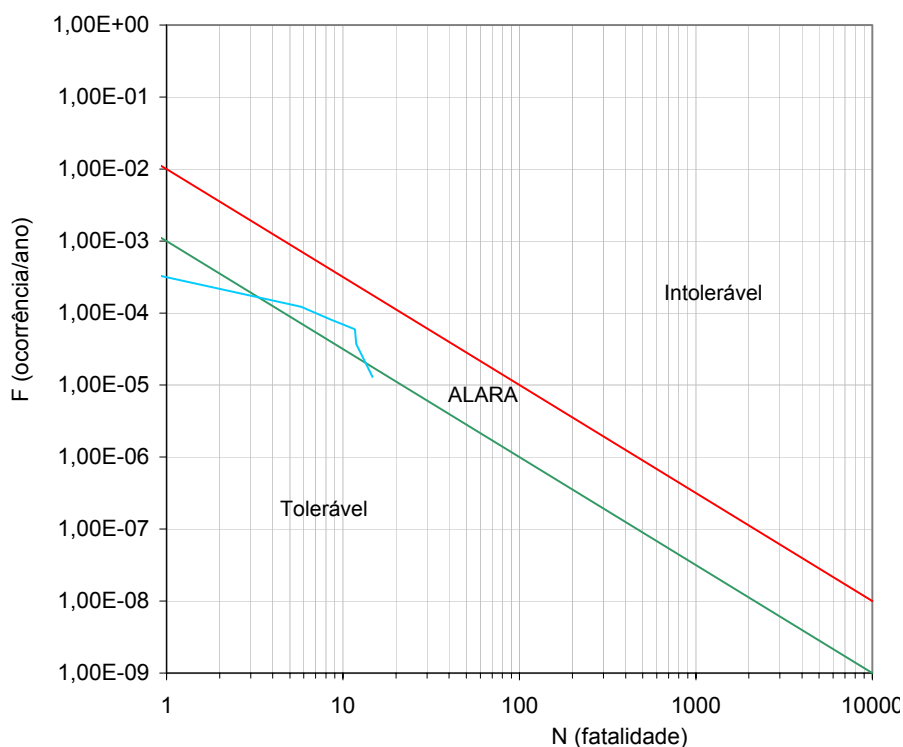


Figura 3.6 Curva F-N. Elaboração própria.

3.4 Resultados da AQR

Os resultados obtidos de uma AQR podem ser usados de maneira absoluta ou relativa. De maneira absoluta, os valores de riscos calculados são comparados com critérios de aceitação estabelecidos por órgãos regulatórios. Caso os riscos sejam considerados inaceitáveis, devem ser formuladas medidas de redução dos riscos, sendo então a AQR usada novamente para a avaliação dos riscos, considerando a implementação das medidas. Medidas de redução de risco além do valor desejado podem ainda ser apropriadas se puderem ser executadas de uma maneira custo-eficiente.

Entretanto, mesmo após a consideração da implementação das medidas de redução, os riscos ainda forem considerados inaceitáveis, pode-se ponderar, dentre todas possíveis, as alternativas de mudança do local da instalação, redução de inventário, cancelamento de determinadas operações ou até mesmo fechamento da instalação.

Os resultados da AQR podem ser usados de maneira relativa apenas para comparação entre várias medidas alternativas de redução dos riscos, a fim de classificá-las de acordo com a eficiência de cada uma delas em reduzir os riscos.

As incertezas das estimativas de riscos fornecidos pela AQR são diretamente proporcionais ao nível de profundidade e de detalhe dos modelos de cálculo e à qualidade dos dados disponíveis. Face à possibilidade de não serem considerados todos os cenários de acidentes, a falta de dados precisos, os recursos financeiros e humanos limitados, o prazo exíguo para execução da análise e as próprias incertezas inerentes aos modelos utilizados, as incertezas nos resultados obtidos podem atingir uma ou mais ordens de magnitude. Porém, essas incertezas não afetam o uso relativo dos resultados da análise.

4. METODOLOGIA(S) PARA CÁLCULO DE EFEITO DOMINÓ

De acordo com a AIChE, incidentes que envolvam Efeito Dominó podem ser analisados por duas abordagens diferentes:

- Aumentar as conseqüências de um dado incidente, sendo fixadas as respectivas freqüências, assegurando maiores conseqüências devido ao efeito dominó;
- Aumentar a freqüência de ocorrência de um incidente fixando as respectivas conseqüências, tratando o efeito dominó como um evento externo.

O aumento simultâneo da freqüência e da conseqüência pode ser requerido em alguns casos. Contudo, não se deve sobre-estimar o risco total, porque conseqüências e freqüências de incidentes podem não ser mutuamente exclusivos (isto é, a dupla contagem de incidente pode sobre-estimar o risco). A análise de efeito dominó pode expandir substancialmente o trabalho de AQR, já que dado incidente pode causar vários dominós, muitos dos quais de pequena relevância. Apenas aqueles incidentes que tiverem a devida escala de conseqüências ou freqüências de ocorrência devem ser analisados.

O critério para a seleção dos eventos secundários de maior relevância e, por isso dignos de análise no presente trabalho, serão definidos pela metodologia que segue.

4.1. Credibilidade de Cenários Acidentais

Um acidente crível é definido como “aquele que está inserido no conjunto de possibilidade (isto é, probabilidade maior que $1 \cdot e^{-06}$ /ano) e tem propensão para causar danos significativos. (pelo menos uma fatalidade)”. Este conceito conjuga o dano provável causado por um acidente e a probabilidade de sua ocorrência. Digamos que exista um tipo de acidente que pode ocorrer muito freqüentemente mas causa pequenos danos. E digamos que haja outro tipo de acidente que pode causar grandes danos mas tem muito pouca chance de ocorrer. Ambos são ditos “não críveis”. Mas acidentes que tem probabilidade de ocorrência apreciável, e potencial

para danos significativos (como quantificado acima) encontram-se na categoria de “acidentes críveis”.

Cargas Térmicas

A severidade do incêndio em termos da carga térmica é uma função do tipo de vazamento, inflamabilidade e quantidade de produto envolvido, intensidade da fonte de ignição, e finalmente, do tipo de incêndio. Por exemplo *flash fires* e bolas de fogo tem maiores potenciais de dano que incêndios em poça e jatos de fogo (para a mesma quantidade de produto envolvida). Contudo, a ocorrência de um tipo particular de incêndio é altamente dependente do modo de vazamento, tipo de operação, condições operacionais e modo/intensidade da fonte de ignição. A tabela 3.6 (página 37) mostra, para alguns valores de radiação emitida (carga térmica), os efeitos observados e os respectivos tempos de exposição.

Explosões

Os danos provocados por explosões são causados por uma onda de choque, ou onda de impacto (*blast wave*). A onda de impacto gera uma sobrepressão que pode ferir pessoas e danificar equipamentos e construções. A anatomia de ondas de impacto e seus efeitos danosos é discutida por diversas referências: Mauer³², Baker et al.³³, Martinsen et al.³⁴, Medard³⁵, Prugh³⁶, TNO³⁷, Venerate et al.³⁸, Van den Berg e Lennoy³⁹, Davies⁴⁰.

³² MAUER, B., et al., “Modeling of Vapor Cloud Dispersion and Deflagration After Bursting of Tanks Filled with Liquefied Gas,” 2nd International Symposium on Loss Prevention in Process Industries, Heidenberg, 1977, pp. VI-305.

³³ BAKER, W. E., P. A. Cox, P. S. Westin, J. J. Kulesz, and R. A. Strehlow, Explosion Hazards and Evaluations, Elsevier Science Ltd., Amsterdam, 1983.

³⁴ MARTINSEN, W. E., et al., BLEVES: Their Causes, Effects and Prevention, Hydrocarbon Processing, 65, 1986.

³⁵ MEDARD, L. A., Accidental Explosions, Ellis Horwood, England, 1989.

³⁶ PRUGH, R. W., Quantitative Evaluation of BLEVE Hazards, Chemical Engineering Process, 87(2), 1991.

³⁷ GREEN BOOK.. Methods for Determining of Possible Damage to People and Objects Resulting from Release of Hazardous Materials. Rep. CPR 16E, Voorburg, Warrington, 1992

³⁸ VENERATE, J. E. S., G. A. Rutledge, K. Sumathipala, and K. Sollows, To BLEVE or Not to BLEVE: Anatomy of Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion, Process Safety Progress, 12(2), 1993, pp. 67-70.

³⁹ VAN DEN BERG, A. C., e A. Lennoy, Methods for Vapor Cloud Explosion Blast Modeling, J. Of Hazardous Materials, 34, 1993, pp. 171-179.

Uma explosão no ar é acompanhada por um rápido aumento na pressão levando à formação da onda de choque. Essa onda viaja na superfície da explosão. Após certa distância, a onda de choque assume velocidade constante maior que a velocidade do som no ar. A onda de choque tem um perfil no qual a pressão aumenta nitidamente para um valor de pico e então gradualmente diminui. A onda de choque viaja na superfície do pico de pressão até a diminuição da frente de choque.

A mesma distância do centro da explosão, a região de pressão positiva, ou sobrepressão, é seguida por uma região de pressão negativa, ou sub-pressão. A sub-pressão é freqüentemente fraca e em geral não excede 4 psi.

A tabela 3.7. (página 40) mostra, para alguns valores empíricos de sobrepressão, os efeitos observados em estruturas e pessoas respectivamente.

No presente trabalho utilizaremos, como valores de referência:

- Para eventos envolvendo carga térmica: 37 kW/m² como limite para causar danos em outras instalações;
- Para eventos envolvendo explosão: 0,3 bar como limite para romper tanques de armazenamento e danificar outros equipamentos de processo.

4.2. Procedimento para Análise de Efeito Dominó

Este procedimento, citado por Khan e Abbasi encontra-se sumarizado na figura 4.1.

O primeiro passo é detalhar os efeitos do evento primário (carga térmica proveniente de incêndio, sobrepressão de explosão, míssil) no ponto onde se localiza a unidade secundária. Estes efeitos são quantificados mediante o uso de modelos adequados a cada cenário acidental. Neste trabalho utilizaremos como ferramenta computacional o software Effects 4.0 desenvolvido pelo departamento de Segurança

⁴⁰ DAVIES, P. A... A Guide to the Evaluation of Condensed Phase Explosions. Journal of Hazardous Materials, 33, 1993, pp. 1-18

Industrial da TNO Environment, uma empresa holandesa de grande importância no setor de segurança. O software realiza cálculos que possibilitam a previsão dos efeitos físicos (concentrações, radiação, picos de sobrepressão, etc) resultantes da perda de contenção de materiais perigosos.

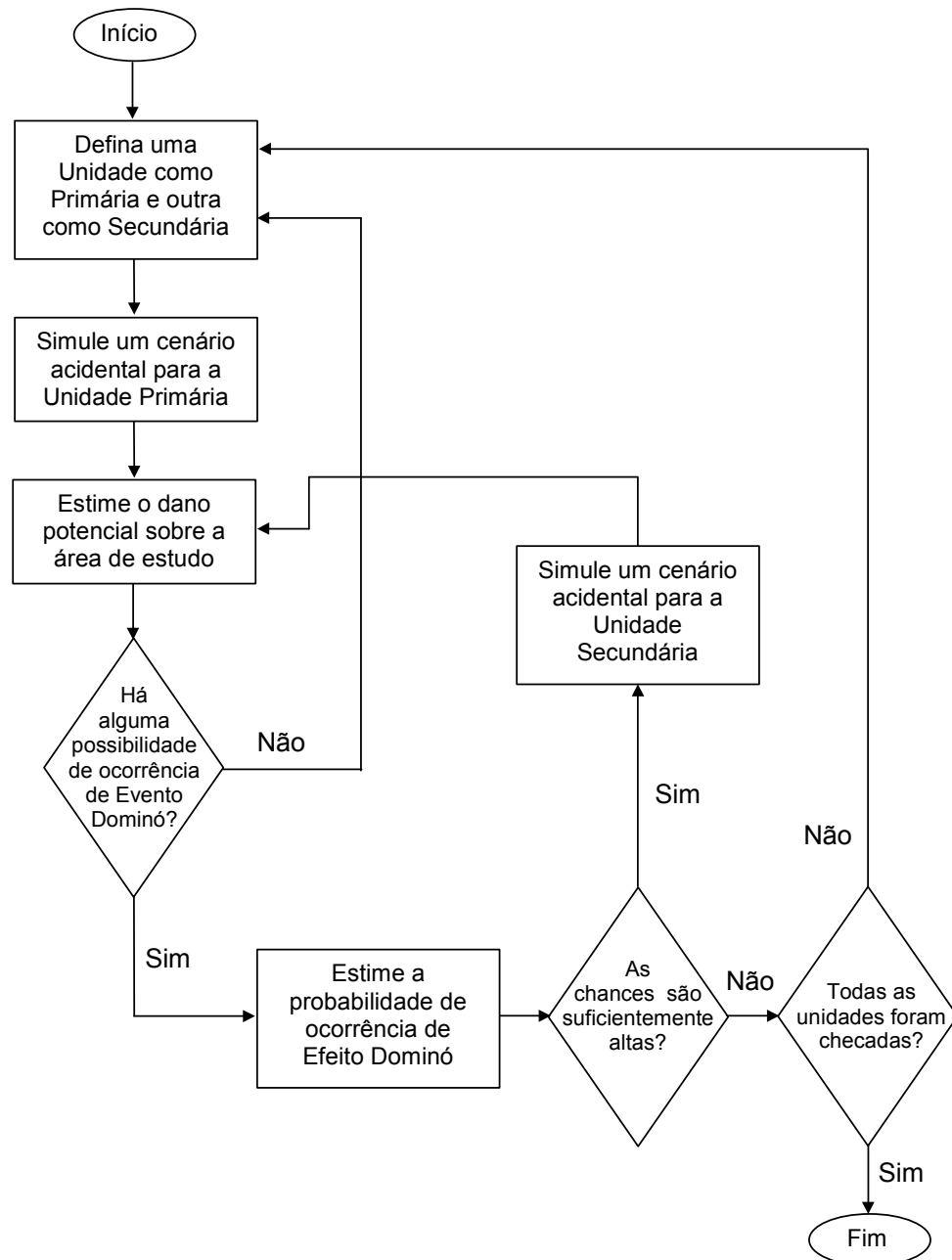


Figura 4.1. – Procedimento para Análise de Efeito Dominó. Adaptado de Khan e Abbasi⁴¹.

⁴¹ KHAN, F. I., and S. A. Abbasi,. Models for Domino Effect Analysis in Chemical Process Industries. Process Safety Progress, vol. 17, n° 2, 1998

Inicialmente devemos identificar quais unidades próximas do evento iniciador estarão sujeitas à ocorrência de efeito dominó. A seguir, procede-se a uma análise mais criteriosa da existência de possibilidade de efeito dominó, usando o potencial de dano apresentado pelo evento primário e as características das unidades secundárias:

- material de construção da unidade;
- produtos manuseados e condições de processo;
- quantidade de produto em uso;
- propriedades dos produtos;
- localização relativa da unidade;
- condições ambientais (vento, etc).

De posse dessas características e do potencial de dano do evento primário, estima-se a probabilidade de ocorrência dos eventos subsequentes (efeito dominó) como segue.

4.2.1 Evento iniciador sendo carga térmica.

Latha et al⁴² consideram que quando da incidência direta de radiação em um vaso, 60% é absorvida pelas paredes do vaso e os 40% restantes são absorvidos pelo fluido nele contido. O fluido ao absorver essa radiação apresenta um aumento de temperatura/pressão, que pode levar à falha do vaso, caso o valor atingido seja superior ao máximo de projeto.

A probabilidade de falha do vaso, nestas condições é dada por:

$$0,40*q*Ar = M*Cp*DT \quad (11)$$

onde: q é a taxa de calor incidente no vaso, em kJ/m²;
 Ar é a área do vaso, em m²;
 M é a massa do produto, em kg;

⁴² LATHA, P., G. Gautam, and K. V. Raghavan, and C. M. Pietersen. Strategies for Quantification of Thermally Initiated Cascade Effects. Journal of Loss Prevention Process Industries, 5, 1992.

C_p é o calor específico do produto contido no vaso, em kJ/kgmol*K;
 DT é a diferença, em K.

Se assumirmos que (para o caso de gás comprimido) o conteúdo do vaso comporta-se como gás ideal, o aumento de temperatura pode ser convertido em aumento de pressão usando a equação dos gases ideais. Gases liquefeitos serão convertidos em vapor pela energia absorvida. A fração de vapor gerado a temperatura T_2 é:

$$f = 1 - \exp(-C_p*(T_2 - T_1)/H_v) \quad (12)$$

e

$$V_{vap} = f*V \quad (13)$$

onde: H_v é o calor de vaporização, em kJ/kgmol;
 V é o volume total de produto no vaso, em m³;
 f é a fração de vapor;
 V_{vap} é o volume de vapor gerado.

A pressão desenvolvida no vaso devido ao aumento de temperatura é, então:

$$P_2 = n*R*T_2/V_{vap} + P_1 \quad (14)$$

A probabilidade de falha do vaso é obtida comparando-se P_2 calculada com a equação 14 com a pressão de projeto máxima do vaso:

$$Prob_{c. térmica} = (P_2 - P_{máx})/P_{máx} \quad (15)$$

4.2.2 Evento iniciador sendo sobrepressão

Quando uma onda de deslocamento de ar proveniente de uma explosão atinge um objeto, ela causa um impacto do tipo difração/arraste. O dano é medido pela frente de pressão efetiva da onda:

$$P_d = C_d * p^0 \quad (16)$$

$$P_e = p^0 + P_d \quad (17)$$

onde: P_e é a pressão efetiva;
 P_d é a pressão dinâmica;
 p^0 é o pico de sobrepressão;
 C_d é o coeficiente de arraste (= 0,1 para esferas, 1,2 para cilindros, 2,0 para cubos).

Destas considerações, Khan e Abbasi⁴³ sugerem a equação de *probit* que segue. Com ela obter pode-se obter a probabilidade de dano causado pela explosão (item 3.2.4.)

$$Pr_{sobrepressão} = -23,8 + 2,92 * \ln P_e \quad (18)$$

4.2.3 Evento iniciador sendo projétil

A avaliação do impacto de projéteis em unidades secundárias leva em conta três parâmetros:

i) *resistência de penetração, A:*

$$Prob_A = (\text{espessura-resistência do vaso}) / \text{resistência de penetração} \quad (19)$$

ii) *energia de impacto, B:*

⁴³ KHAN, F. I., and S. A. Abbasi,. Models for Domino Effect Analysis in Chemical Process Industries. Process Safety Progress, vol. 17, n° 2, 1998

De acordo com Lees e Davies aproximadamente 50% da energia total do impacto de um projétil é utilizada para aumentar a temperatura do conteúdo da unidade secundária. Desta forma:

$$\frac{1}{4} * m_f * v_f^2 = M * C_p * DT \quad (20)$$

$$T_2 = T_1 + DT \quad (21)$$

Para gases:

$$P_2 / P_1 = T_1 / T_2 \quad (22)$$

E para gases liquêfeitos:

$$P_2 = n * R * T_2 / V_{vap} + P_1 \quad (23)$$

Onde: m_f é a massa dos fragmentos, em kg;
 v_f é a velocidade dos fragmentos, em m/s;
 V_{vap} é o volume de vapor gerado, conforme dito acima.

$$Prob_B = (P_2 - P_{máx}) / P_{máx} \quad (24)$$

iii) *Probabilidade de Colisão, C:*

A probabilidade de colisão pode ser computada dividindo-se o volume do vaso pelo volume total do hemisfério de raio igual à distância entre as unidades, incluindo o diâmetro do vaso.

$$Prob_C = \text{volume do vaso} / \text{volume do hemisfério} \quad (25)$$

A probabilidade de ocorrência de efeito dominó, tendo como evento iniciador o lançamento de projéteis é obtida da expressão:

$$Prob_{projétil} = (Prob_A) \cup (Prob_B) \cup (Prob_C) \quad (26)$$

$$Prob_{projétil} = \text{mínimo}[1, \{1 - (1 - Prob_A) * (1 - Prob_B) * (1 - Prob_C)\}] \quad (27)$$

Finalmente, a probabilidade de ocorrência do efeito dominó será a soma de todas as probabilidades de cada evento contribuinte:

$$Prob_{dominó} = (Prob_{c. térmica}) \cup (Prob_{sobrepessão}) \cup (Prob_{projétil}) \quad (28)$$

$$Prob_{dominó} = \text{mínimo}[1, \{1 - (1 - Prob_{c. térmica}) * (1 - Prob_{sobrepessão}) * (1 - Prob_{projétil})\}] \quad (29)$$

$$Prob_{dominó} = Prob_{dominó} \cap Prob_{primário} = Prob_{dominó} * Prob_{primário} \quad (30)$$

Onde $Prob_{primário}$ representa a frequência (ano^{-1}) de ocorrência do evento primário.

5. ESTUDO DE CASO

Visando a aplicação da metodologia para a análise de efeito dominó proposta anteriormente, apresenta-se neste capítulo a aplicação da referida metodologia em uma instalação industrial hipotética.

Embora hipotética, a instalação em questão é baseada em instalações existentes, de forma que todos os equipamentos, produtos e condições operacionais são os mesmos que os utilizados em instalações reais.

5.1. A Unidade

A unidade hipotética simula uma unidade de armazenamento de GLP dotada de um parque de bombas de carga. Como unidade secundária (e por isso sujeita à ocorrência de efeito dominó) considerou-se uma unidade de tancagem de combustíveis (óleo diesel, querosene). Mais abaixo apresentamos as propriedades dos equipamentos constantes na unidade exemplo.

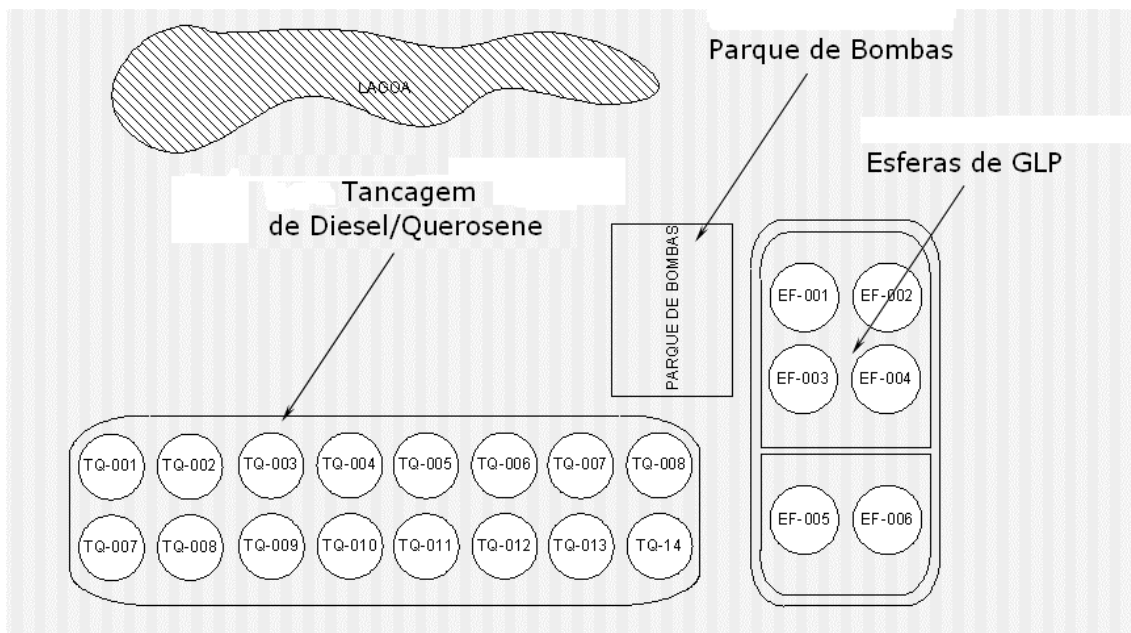


Figura 5.1 Unidade hipotética. Elaboração própria.

Tabela 5.1 – Dados de Projeto das Bombas de Carregamento de GLP.

Característica	Valor
1- Quantidade	3 x 50 %
2- Tipo	Carr Vertical -
3- Capacidade	151 m3/h
4- Altura Manométrica Total	111,5 m3/h
5- Material do Casco	Aço Carbono A216 -
6- Material do Impelidor	Aço Inox A487 -
7- Material do Eixo	Aço Inox A479 -
8- Pressão de Sucção	11 kgf/cm2 (g)
9- Pressão de Descarga	16,65 kgf/cm2 (g)
10- Temperatura de Operação	27 °C
11- NPSHREQ	0,4 m
12- NPSHDISP	1 m
13- Fluido	GLP -
14- Densidade	506 kg/m3
15- Pressão de Vapor	11,97 kgf/cm2 (a)

Tabela 5.2 – Dados de Projeto das Esferas de GLP.

Característica	Valor
1- Capacidade	3180 m3
2- Diâmetro	9,125 m
3- Material do Casco	Aço Carbono SA516 -
4- Temperatura de Projeto	80 °C
5- Pressão de Projeto	17,6 kgf/cm2(g)
6- Temperatura de Operação	38 °C
7- Pressão de Operação	13,4 kgf/cm2(g)
8- Fluido	GLP -

Tabela 5.3 – Dados de Projeto dos Tanques de Diesel/ Querosene.

Característica	Valor
1- Capacidade	1569,87 m3
2- Diâmetro	13,48 m
3- Altura	11,00 m
4- Volume útil	1180,00
5- Temperatura de Projeto	AMB °C
6- Pressão de Projeto	AMB kgf/cm2(g)
7- Temperatura de Operação	AMB °C
8- Pressão de Operação	AMB kgf/cm2(g)
9- Fluido	Diesel/Querosene -

5.2. Simulações

As simulações das conseqüências dos cenários acidentais foram realizadas através do software Effects 4.0, selecionando-se os modelos de cálculo mais apropriados (TNO⁴⁴). A tabela 5.4 apresenta os modelos presentes no software.

O Effects 4.0 desenvolve cálculos para predizer os efeitos físicos (concentrações gasosas, níveis de radiação térmica, picos de sobrepressão, etc) resultantes de vazamentos de materiais perigosos. Os resultados são apresentados na forma de arquivos de texto ou gráficos.

O Effects 4.0 pode também modelar eventos complexos conectando modelos individuais de tal forma a descrever todos os fenômenos físicos que podem ocorrer durante um vazamento. Por exemplo um vazamento de líquido deverá consistir de um modelo de vazamento, conectado a um modelo de evaporação, que é então conectado a um modelo de dispersão que calcula a concentração no ambiente atingido.

Finalmente pode-se conectar um modelo de explosão para calcular os últimos efeitos (pico de sobrepressão ou radiação térmica se o vazamento encontrar uma fonte de ignição).

Os cálculos realizados pelo Effects neste trabalho estão apresentados no Anexo B.

⁴⁴ TNO, Methods for the Calculation of the Physical Effects of the Escape of Dangerous Materials: Liquids and Gases, (The Yellow Book), Directorate General of Labour, Holanda, 3ª Edição, 1997.

Tabela 5.4 – Modelos do Effects 4.0 utilizados no cálculo das consequências

Item de cálculo	Modelo de cálculo
Quantidades vazadas ou taxas de descarga de material (gasoso, líquido e bifásico)	<i>Release: pressurized liquefied gas release from vessel or pipe – Modelo descrito no Yellow Book da TNO [1997], seção 2.5.3.5</i>
	<i>Release: spray release of pressurized liquefied gas from vessel or pipe – Modelo descrito no Yellow Book da TNO [1997], seção 2.5.3.7</i>
	<i>Release: liquid release from vessel or pipe – Modelo descrito no Yellow Book da TNO [1997], seção 2.5.4</i>
Evaporação súbita de líquidos	<i>Release: liquefied gas release, instantaneous flashing liquid release – Modelo descrito no Yellow Book da TNO [1997], seção 2.5.3.8</i>
BLEVE	<i>BLEVE – Modelo descrito no Yellow book da TNO [1997], seção 6.5.7</i>
Jato de fogo	<i>Two-phase jet fire – Modelo descrito no LPG Integral Study da TNO [1983]</i>
Dispersão de gases (leves ou pesados) na atmosfera	<i>Dense gas dispersion: dispersion from a jet – Modelo descrito no Yellow Book da TNO [1997], seção 4.5.5</i>
	<i>Dense gas dispersion: instantaneous gas release – Modelo descrito no Yellow Book da TNO [1997], seção 4.5.5</i>
	<i>Turbulent free jet dispersion – Modelo descrito no Yellow Book da TNO [1997], seção 4.5.4</i>
Sobrepresão devido a explosão de nuvem de vapor	<i>Vapor cloud explosion – Modelo descrito no Yellow book da TNO [1997], seção 5.5</i>

A Figura 5.2. mostra o esquema básico a ser seguido para modelagem de um cenário acidental envolvendo produtos tóxicos ou inflamáveis.

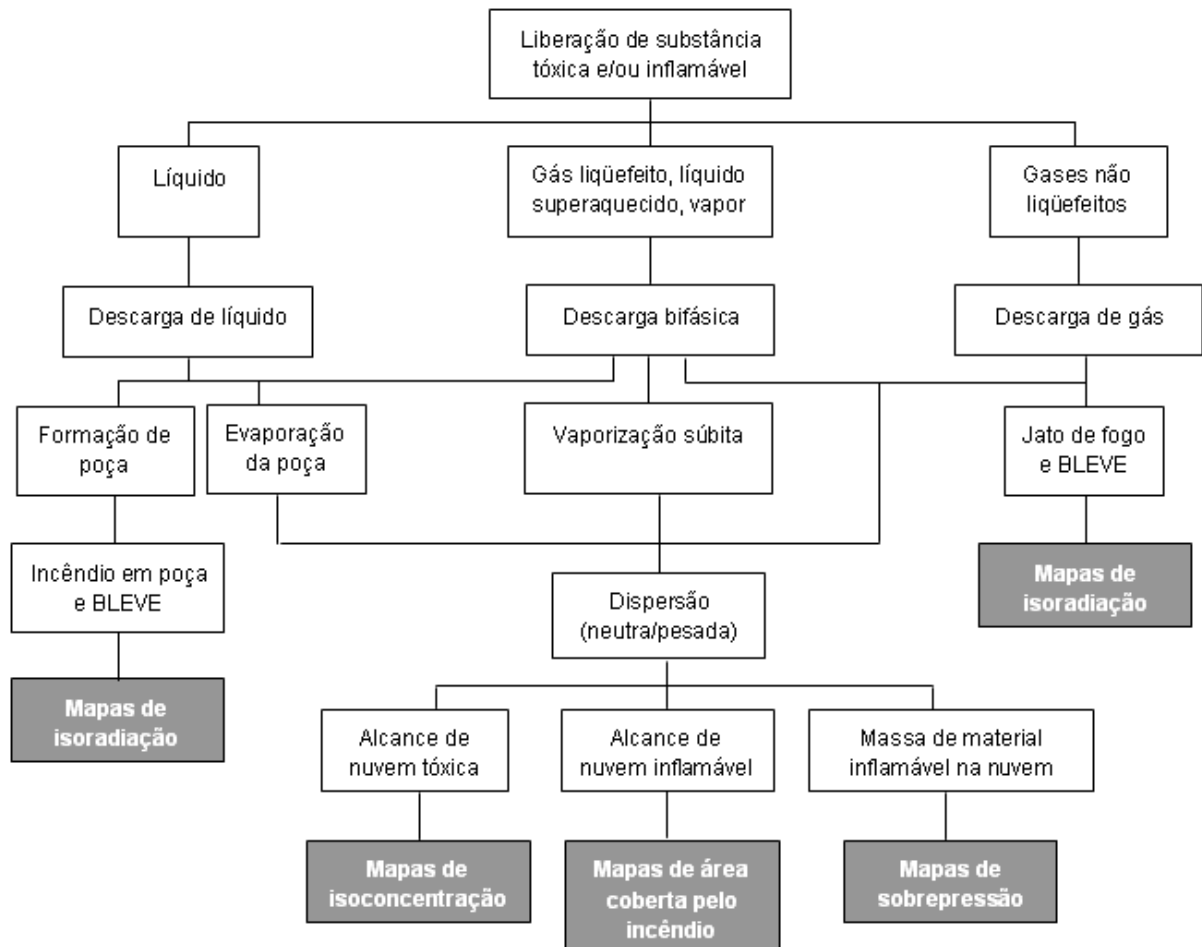


Figura 5.2 Diagrama lógico para avaliação de consequências. Elaboração própria.

5.3. Condições Ambientais

Para efeito de simulação, utilizamos os seguintes dados meteorológicos:

- Temperatura Média do Ar: 28°C;
- Temperatura Média do Solo: 32°C;
- Pressão Atmosférica: 1 atm;
- Umidade Relativa do Ar: 71,1%;
- Velocidade Média do Vento: 3 m/s;
- Classe de Estabilidade: D (neutra).

5.4. Cenário

Evento iniciador: vazamento de GLP provocado pela ruptura da linha de alimentação a jusante da(s) bombas de carga das esferas.

Efeitos: Jato de Fogo, Incêndio em Nuvem e Explosão.

Possibilidades de Efeito Dominó:

- BLEVE das esferas de GLP;
- Ruptura catastrófica das esferas seguida de bola de fogo;
- Ruptura catastrófica dos tanques gerando incêndios.

O que pode acontecer:

- No caso de haver ignição imediata do conteúdo vazado o jato de fogo formado pode incidir sobre as esferas e/ou tanques ocasionando BLEVE das esferas e ruptura/incêndio dos tanques;
- No caso de haver ignição retardada, pode ocorrer a explosão do conteúdo vazado, que pode levar à ruptura das esferas e tanques provocando explosão seguida de bola de fogo (somente para o caso das esferas) e incêndio (ambos os casos).

5.5. Frequência de Ocorrência do Evento Iniciador

Para quantificar a frequência de ocorrência do evento iniciador, é necessário desenvolver uma árvore de falhas. Relembrando os conceitos abordados anteriormente, uma árvore de falhas fornece uma descrição concisa e ordenada das várias combinações de ocorrências possíveis em um sistema que podem resultar no evento acidental pré-definido.

A figura 5.3 apresenta uma árvore de falhas característica para o cenário acidental considerado.

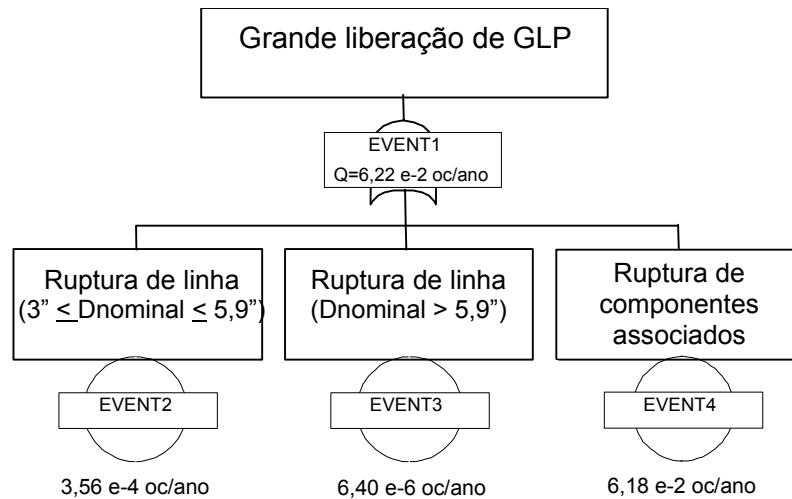


Figura 5.3 Diagrama lógico para avaliação de consequências. Elaboração própria.

Considerações para estimativa da frequência:

- EVENT2 – 518 m da linha 3”;
667 m da linha 4”;
- EVENT3 – 64 m da linha 6”;
- EVENT4 - Componentes associados: 7 válvulas esfera, 1 válvula de retenção e 5 válvulas XV.

No Anexo A apresentamos um fluxograma de processo que ilustra o cenário acidental acima (as linhas em questão estão destacadas). Os comprimentos foram arbitrados, mas não estão de forma alguma distantes dos casos reais encontrados na prática em unidades semelhantes. As taxas de falha utilizadas na obtenção dos valores apresentados na figura 5.3 são os apresentados anteriormente no capítulo 3, tabela 3.9. (taxas de falhas relativas a ruptura).

Tendo a frequência de ocorrência do evento iniciador (liberação de GLP na carga da esfera), podemos desenvolver uma árvore de eventos para obter a frequência de ocorrência dos cenários acidentais possíveis, ainda de acordo com o exposto no capítulo 3. A referida árvore é apresentada na figura 5.4.

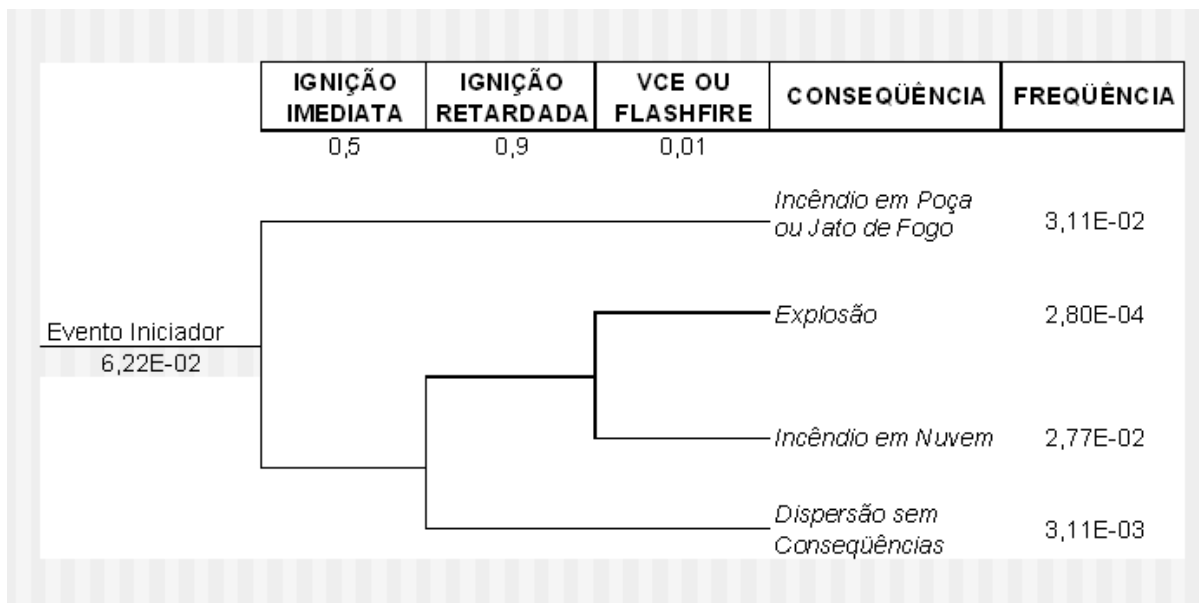


Figura 5.4 Árvore de Eventos para o Evento Iniciador. Elaboração própria.

Os valores das probabilidades de ocorrência de ignição imediata e retardada, bem como de VCE ou *Flashfire* estão apresentados nas tabelas 3.10 e 3.11.

De posse dessas freqüências e utilizando as equações propostas por Faisal e Abbasi, obtêm-se as probabilidades de ocorrência dos dominós, apresentadas na tabela 5.5:

Tabela 5.5 – Probabilidades de Efeito Dominó

Evento Primário	Freq. de Ocorrência do Evento Primário	Evento Secundário	Probabilidade de Ocorrência do Evento Secundário	Freq. de Ocorrência do Evento Secundário
Jato de Fogo	3,11E-02	BLEVE de Esfera	0,78	2,43E-02
		Incêndio de Tanque	0,15	4,53E-03
Explosão	2,80E-04	Ruptura de Esfera	0,83	2,32E-04
		Ruptura de Tanque	0,11	3,08E-05

Imaginando agora que os eventos secundários podem levar a outros (terciários), obtemos da mesma forma que a anteriormente usada, os valores apresentados na tabela 5.6

Tabela 5.6 – Efeitos terciários.

Evento Secundário	Freq. de Ocorrência do Evento Secundário	Evento Terciário	Probabilidade de Ocorrência do Evento Terciário	Freq. de Ocorrência do Evento Terciário
BLEVE de Esfera	2,43E-02	Ruptura de esfera com explosão do conteúdo	0,99	2,40E-02
Incêndio de Tanque	4,53E-03	Ruptura de tanque com incêndio do conteúdo	0,57	2,60E-03

6. CONCLUSÕES

De acordo com a AIChE, incidentes que envolvam Efeito Dominó podem ser analisados por duas abordagens diferentes:

- Aumentar as conseqüências de um dado incidente, sendo fixadas as respectivas freqüências, assegurando maiores conseqüências devido ao efeito dominó;
- Aumentar a freqüência de ocorrência de um incidente fixando as respectivas conseqüências, tratando o efeito dominó como um evento externo.

Utilizando a metodologia inicialmente proposta por Khan e Abbasi, pudemos quantificar a ocorrência de Efeitos Secundários e mesmo Terciários, tomando como base uma unidade de processo hipotética.

Confrontando os valores apresentados na Tabela 5.5 para as freqüências de ocorrência dos Eventos Primários, com as freqüências de ocorrência dos Eventos Secundários (Efeito Dominó), verificamos que estes valores são bastante próximos, apresentando a mesma ordem de grandeza em alguns casos. Com base nesses cálculos podemos concluir que é provável a ocorrência de Efeito Dominó para o caso em estudo. O dito também se aplica para os Eventos Terciários apresentados na Tabela 5.6.

Para uma análise completa, seria necessário avaliar o risco da instalação com base nas simulações realizadas, considerando a existência de uma população (fictícia) no entorno da instalação. Existem no mercado ferramentas computacionais que executam esse tipo de cálculo, tomando como base os dados geográficos da região e as saídas do software de avaliação de conseqüências utilizado. Uma dessas ferramentas – o SARQ – foi desenvolvida numa parceria entre a Sereno Sistemas e o Bureau Veritas do Brasil, sendo a muito utilizada com sucesso por esse último num grande número de trabalhos.

Desta forma fica evidenciada a relevância do estudo de Efeitos Dominó em Estudos de Análise Quantitativa de Riscos, tendo em vista que estes eventos, embora de menor freqüência de ocorrência que os cenários acidentais primários, têm, como se pode

observar no breve histórico apresentado, um grande potencial para o dano, e leva quase sempre à perda de vidas humanas.

7. BIBLIOGRAFIA

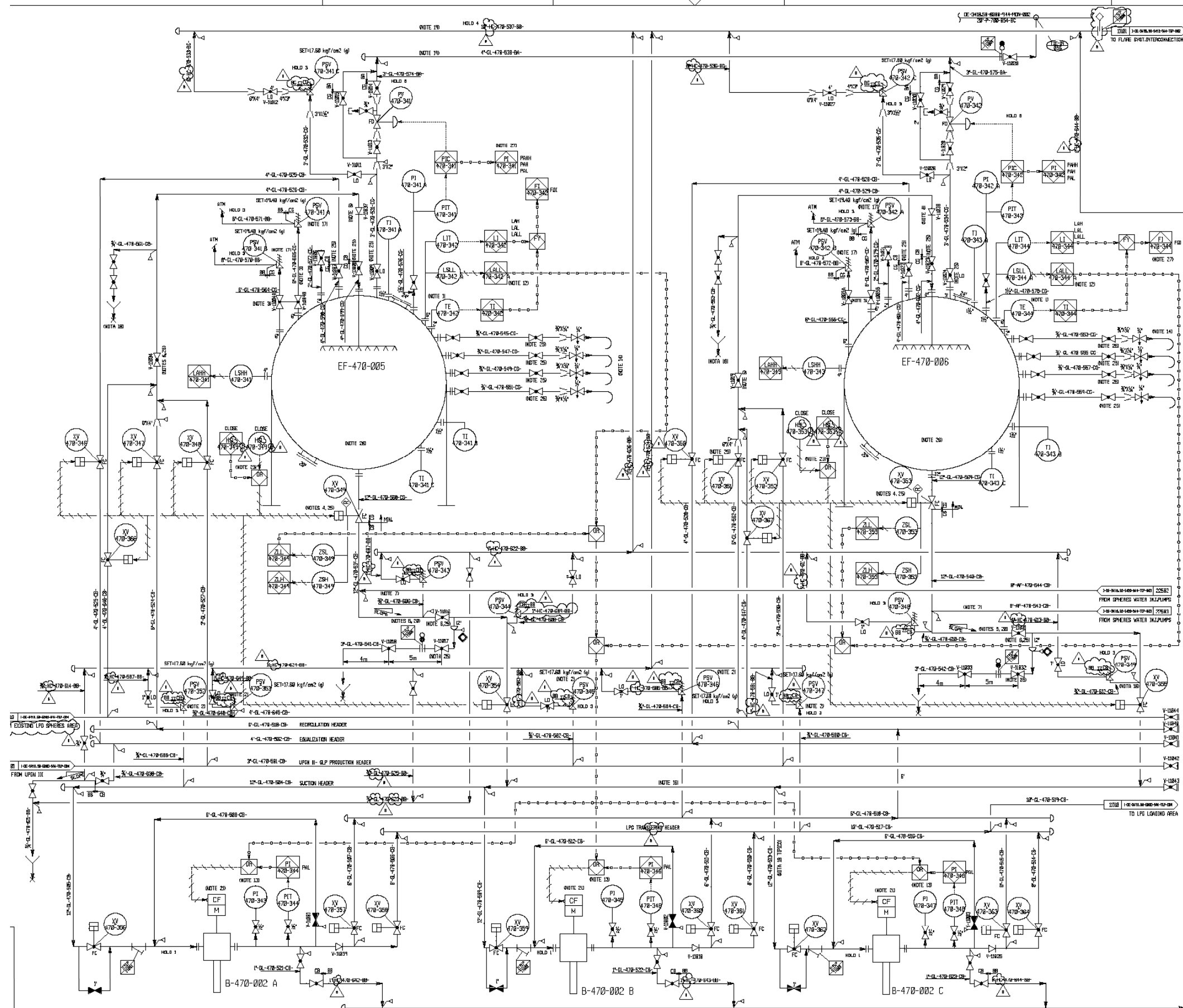
- AIChE. Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers, New York, USA, 1989.
- ALE, B. J. M., 1991. Risk Analysis and Risk Policy in the Netherlands and EEC. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 4(1), 58.
- API (1990). *Management of Process Hazards*, API Recommended Practice 750, 1^a Ed. American Petroleum Institute, Washington, D.C.
- Banco de Dados MHIDAS, 2001 – 2^o trimestre
- BAKER, W. E., P. A. Cox, P. S. Westin, J. J. Kulesz, and R. A. Strehlow, *Explosion Hazards and Evaluations*, Elsevier Science Ltd., Amsterdam, 1983.
- CLANCEY, V. J., *Diagnostic Features for Explosion Damage*, Proc. Sixth International Meeting of Forensic Science, Edinburgo, 1972.
- COSIDINE, M., *Thermal Radiation Hazards Ranges from Large Hydrocarbon Pool Fires*, SRD Report Number R297, U.K. Atomic Energy Authority, 1984.
- DAVIES, P. A.. 1993. *A Guide to the Evaluation of Condensed Phase Explosions*. *Journal of Hazardous Materials*, 33, pp. 1-18.
- EISENBERG, N. A., C. J. Lynch, e R. J. Breeding, *Vulnerability Model – A Simulation of Condensed Phase Explosions*, *J. of Hazardous Materials*, 33, 1993, pp. 1-18
- GREEN BOOK. *Methods for Determining of Possible Damage to People and Objects Resulting from Release of Hazardous Materials*. Rep. CPR 16E, Voorburg, Warrington. 1992
- HAGON, D. O., 1984. *Use of Frequency-Consequence Curves to Examine the Conclusion of Published Risk Analysis and to Define Broad Criteria for Major Hazard Installations*. *Chemical Engineering Research Development*, 62, 381.
- HSE – Health and Safety Executive, “*Controlling Risks Around Explosives Stores*”, Review of the requirements on separation distances, 2002.
- HSE – Health and Safety Executive, “*Major Accident Hazards: HSE’s Approach to Land Use Planning Advice*”, Draft, 1 February 1996.
- HSE – Health and Safety Executive, “*Quantified risk assessment: its input to decision making*”, 1989.

- HSE, 1988. The Tolerability of Risks Formation from Nuclear Power Stations. Health and Safety Executive, London: HM Stationary Office.
- HUMAN Reliability Analysis – A D Swain, 27.3.74. Fault Tree Synthesis for Chemical Processes – G J Powers, F C Tompkins, AIChE Journal Vol 20 No 2 March 1974.
- KAYES, P. J. 1986. Manual of Industrial Hazard Assessment Technique. Technica Ltd., London.
- KHAN, F. I., and S. A. Abbasi, 1997. Accident Hazard Index: A Multi-Attribute Scheme for Process Industry Hazard Rating. Trans. IChemE (Environmental Protection and Safety), 75B, p. 217.
- KHAN, F.I. Y ABBASI, S.A., 2002. A Criterion for Developing Credible Accident Scenarios for Risk Assessment. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 15, pág. 467-475.
- KHAN, F. I., e S. A. Abbasi, Accident Simulation in Chemical Process Industries using Software MAXCRED, Indian J. of Chemical Technology, 3, 1996, pp. 338-344
- KHAN, F. I., and S. A. Abbasi, 1998. Hazard identification and Ranking (HIRA): A Multi-Attribute Technique for Hazard Identification. Process Safety Progress, 17(3), p.16.
- KHAN, F. I., and S. A. Abbasi,. Models for Domino Effect Analysis in Chemical Process Industries. Process Safety Progress, vol. 17, n° 2, 1998
- KHAN, F. I., and S.A. Abbasi, 1998. Risk Assessment in the Chemical Process Industries: Advanced Techniques. Discovery Publishing House, New Delhi, India, p. 393.
- KHAN, F. I., and S. A. Abbasi, 1998. Techniques for Risk Analysis of Chemical Process Industries. Journal of Loss Prevention in Process Industries, 11(2), p. 91.
- KHAN, F.I., 2001. Use Maximum-Credible Accident Scenarios for Realistic and Reliable Risk Assessment. www.cepmagazine.org.
- KLETZ, T. A., After the Investigation of Fire, Fire Prevention, 1983, p. 16-22
- LATHA, P., G. Gautam, and K. V. Raghavan, and C. M. Pietersen. Strategies for Quantification of Thermally Initiated Cascade Effects. Journal of Loss Prevention Process Industries, 5, 1992.
- LEES, Frank P., Loss Prevention in the Process Industries, London: Butterworths, 2ª Edição, 1996

- Manual de Orientação para Elaboração de Estudos de Análise de Riscos, da Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, CETESB, maio/2003
- Manual de Orientação para Estudos de Análise de Riscos – FEEMA.
- MARTINSEN, W. E., et al., BLEVEs: Their Causes, Effects and Prevention, Hydrocarbon Processing, 65, 1986.
- MAUER, B., et al., “Modeling of Vapor Cloud Dispersion and Deflagration After Bursting of Tanks Filled with Liquefied Gas,” 2nd International Symposium on Loss Prevention in Process Industries, Heidenberg, 1977, pp. VI-305.
- MEDARD, L. A., Accidental Explosions, Ellis Horwood, England, 1989.
- OREDA Participants, Offshore Reliability Data, Noruega, 4ª Ed. 2002.
- PIETERSEN, C. M., Analysis of the LPG Disaster in Mexico City, Loss Prevention and Safety Promotion, 5, 1986, p. 21
- PRUGH, R. W. (1987). “Evaluation of Unconfined Vapor Cloud Explosion Hazards” Proceedings of the International Conference on Vapor Cloud Modeling. Novembro 2-4, AIChE, Nova York.
- PRUGH, R. W. (1985). “Mitigation of Vapour Cloud Hazards” Plant/Operations Progress 4 (2, Abril), 95-104.
- PRUGH, R. W. (1986). “Mitigation of Vapour Cloud Hazards; Part II Limiting the Quantity Released and Countermeasures for Releases” Plant/Operations Progress 5 (3, Julho), 169-174.
- PRUGH, R. W., Quantitative Evaluation of BLEVE Hazards, Chemical Engineering Process, 87(2), 1991.
- PRUGH, R. W., Quantitative Evaluation of Fire Ball Hazards, Process Safety Progress, 13(2), 1994, pp. 83-89
- ROBERTS, A. F., Thermal Radiation Hazards from Pressurized Storage, Fire Safety, 4, 1982, pp. 197-212
- ROWE, W. D. The Anatomy of Risk (New York: Wiley), 1977
- SCHEFFLER, N. E., 1994. Improved Fire and Explosion Index Hazard Classification. Process Safety Progress, 13(4), p. 214.
- SMITH, David J., Reliability Maintainability on Risk, 5ª Edição
- STOLL, A. M., Heat Transfer in Biotechnology, Advances in Heat Transfer, Vol. 4 Academic Press, New York, 1967, pp. 67-141
- TNO. Guidelines for Quantitative risk Assessment, (The Purple Book), Directorate General of Labour, Holanda, 1ª Edição, 1999.

- TNO, Methods for the Calculation of the Physical Effects of the Escape of Dangerous Materials: Liquids and Gases, (The Yellow Book), Directorate General of Labour, Holanda, 3ª Edição, 1997.
- TNO Safety Software, 2000. Effects 4.0 – User and Reference Manual. Apeldoorn, the Netherlands.
- VAN DEN BERG, A. C., and A. Lennoy, Methods for Vapor Cloud Explosion Blast Modeling, J. Of Hazardous Materials, 34, pp. 171-179 (1993).
- VENERATE, J. E. S., G. A. Rutledge, K. Sumathipala, and K. Sollows, To BLEVE or Not to BLEVE: Anatomy of Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion, Process Safety Progress, 12(2), pp. 67-70 (1993).
- WIEKEMA, B. J., Vapour cloud explosions—an analysis based on accidents, J. Hazard. Mater. 8, 1984, pp. 295–329

ANEXO A



ANEXO B

EVENTO INICIADOR

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 (SCENARIO CALCULATION) -----
INPUT

Case description..... : Projeto 01
Chemical name..... : Propane
Mass flow rate of the source..... : 21.224 kg/s
Height leak above ground level..... : 0 m
Initial pressure..... : 13.14 Bar
Initial temperature..... : 38 °C
Outflow direction..... : 90 deg
Wind speed at 10 m height..... : 1 m/s
Ambient temperature..... : 28 °C
Ambient relative humidity..... : 71.1 %
Fraction CO2 in atmosphere..... : 0.03 %
Distance from release (X)..... : 100 m
Exposure duration to heat radiation..... : 30 s

RESULTS

Heat radiation level at X..... : 0.18 kW/m2
Fraction of mortality at X..... : 0 %
Safe distance (Q" = 1 kW/m2)..... : 81.23 m
Heat emission from surface of the flare..... : 57.86 kW/m2
Angle between hole and flame axis..... : -1.241 deg
Frustum lift off height..... : 13.51 m
Width of frustum base..... : 2.72 m
Width of frustum tip..... : 18.88 m
Length of frustum (flame)..... : 64.38 m
Tilt central axis flare..... : 88.76 deg
View factor..... : 0.4373 %
Atmospheric transmissivity..... : 71 %

Administrative & version data:

Model name : Chamberlain model
Date calculated : 03 jun 2005 10:19:54
Driver version(s) : 3.04 (11 Apr 2000)
Executable version(s) : External FLARE.EXE 26 nov 1998 15:02:46
Software library version : 4.0.0.0097
Project file name : Standard project.eff40
Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0
Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

Heat radiation vs. distance
Modified : 03 jun 2005 10:19:54
Coordinate : (0.0,0.0)

Distance [m]	Heat load [W/m2]		
1	43260	35.8	42100
4.9	43240	39.7	41880
8.7	43180	43.6	41650
12.6	43090	47.4	41390
16.5	42980	51.3	41110
20.3	42840	55.2	40820
24.2	42680	59	40450
28.1	42500	62.9	39780
31.9	42310	66.8	37160

70.6	16290	78.4	1600
74.5	3859	82.2	868.6

Results array 2

Mortality vs. distance
 Modified : 03 jun 2005 10:19:54
 Coordinate : (0.0,0.0)

Distance [m]	Mortality [%]		
1	100	39.7	100
4.9	100	43.6	100
8.7	100	47.4	100
12.6	100	51.3	100
16.5	100	55.2	100
20.3	100	59	100
24.2	100	62.9	100
28.1	100	66.8	100
31.9	100	70.6	66.662
35.8	100	74.5	0

----- END OF SESSION 1 MODEL 1 (SCENARIO CALCULATION) -----

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 (SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Case description..... : Projeto 01
 (copied from model "Chamberlain model" field "Case description"
 [SessionDescription]) Reason: Identical identifier
 Chemical name..... : Propane
 (copied from model "Chamberlain model" field "Chemical name" [ChemicalName])
 Reason: Identical identifier
 Type of release..... : Release from
 vessel through (a hole in) pipe
 Mass flow rate of the source..... : 21.224 kg/s
 Outflow orientation..... : Horizontal
 Height leak above ground level..... : 0 m
 (copied from model "Chamberlain model" field "Height leak above ground level"
 [HeightLeakAboveGroundLevel]) Reason: Identical identifier
 Ambient temperature..... : 28 °C
 (copied from model "Chamberlain model" field "Ambient temperature"
 [AmbientTemperature]) Reason: Identical identifier
 Ambient relative humidity..... : 71.1 %
 (copied from model "Chamberlain model" field "Ambient relative humidity"
 [AmbientrelativeHumidity]) Reason: Identical identifier
 Exit temperature..... : 38 °C
 Exit vapour mass fraction..... : 100 %
 Discharge coefficient..... : 0.61 -
 Hole diameter..... : 101.6 mm
 Duration of the release..... : 600 s

RESULTS

Nett air-borne mass flow rate..... : 22.65 kg/s
 Jet diameter after rain out..... : 0.17 m
 Temperature after rain out..... : -42.25 °C
 Vapour mass fraction after rain out..... : 100 %
 Total mass liquid rained out..... : -858.5 kg
 Jet diameter after air entrainment..... : 0.37 m
 Temperature of air/vapour mixture..... : -76.96 °C
 Concentration in air/vapour mixture..... : 2.8823E5 mg/m3
 Volumetric flow rate..... : 53.54 m3/s

Administrative & version data:

 Model name : Spray release of pressurized liquefied gas
 Date calculated : 03 jun 2005 10:23:08
 Driver version(s) : 3.03 (11 Apr 2000)
 Executable version(s) : External SPRAYREL.EXE 07 mar 1998 18:55:32

Software library version : 4.0.0.0097
Project file name : Standard project.eff40
Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0
Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

<This model has no graphical output available>

Modified : 03 jun 2005 10:23:08

Coordinate : N/A

[] []

----- END OF SESSION 1 MODEL 2 (SCENARIO CALCULATION) -----

----- START OF SESSION 1 MODEL 3 (SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Case description..... : Projeto 01
(copied from model "Spray release of pressurized liquefied gas" field "Case
description" [SessionDescription]) Reason: Identical identifier
Chemical name..... : Propane
(copied from model "Spray release of pressurized liquefied gas" field
"Chemical name" [ChemicalName]) Reason: Identical identifier
Outflow orientation..... : Horizontal
(copied from model "Spray release of pressurized liquefied gas" field "Outflow
orientation" [OutflowOrientation]) Reason: Identical identifier
Mass flow rate of the source..... : 22.65 kg/s
Duration of the release..... : 600 s
Diameter of expanded jet..... : 0.17 m
(copied from model "Spray release of pressurized liquefied gas" field "Jet
diameter after rain out" [DiameterExpandingJet]) Reason: Identical identifier
Height leak above ground level..... : 0 m
(copied from model "Spray release of pressurized liquefied gas" field "Height
leak above ground level" [HeightLeakAboveGroundLevel]) Reason: Identical
identifier
Initial liquid mass fraction..... : 0 %
(copied from model "Spray release of pressurized liquefied gas" field
"InitialLiquidFraction" [InitialLiquidFraction]) Reason: Identical identifier
Vapour temperature after expansion..... : -42.25 °C
Wind speed at 10 m height..... : 1 m/s
(copied from model "Chamberlain model" field "Wind speed at 10 m height"
[WindSpeedAt10m]) Reason: Identical identifier
Pasquill stability class..... : D (Neutral)
Ambient temperature..... : 28 °C
(copied from model "Spray release of pressurized liquefied gas" field "Ambient
temperature" [AmbientTemperature]) Reason: Identical identifier
Ambient relative humidity..... : 71.1 %
(copied from model "Spray release of pressurized liquefied gas" field "Ambient
relative humidity" [AmbientrelativeHumidity]) Reason: Identical identifier
Roughness length description..... : Flat land
Time t after start release..... : 600 s
Distance from release (X)..... : 100 m
(copied from model "Chamberlain model" field "Distance from release (X)"
[DistanceFromReleaseCentre]) Reason: Identical identifier
Distance perpendicular to wind direction (Y)..... : 0 m
Height (Z)..... : 0 m
threshold concentration..... : 38504 mg/m3

RESULTS

Maximum length of the vapour cloud..... : 38 m
Maximum width of the vapour cloud..... : 6 m
Minimum distance to threshold concentration..... : 1 m
Maximum distance to threshold concentration..... : 39 m

Administrative & version data:

```

-----
Model name           : Dense gas; jet dispersion; concentration contour
Date calculated      : 03 jun 2005 10:24:05
Driver version(s)   : 3.04 (11 Apr 2000)
Executable version(s) : External SLAB_RUN.EXE 01 abr 1999 15:36:28
Software library version : 4.0.0.0097
Project file name    : Standard project.eff40
Project directory    : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0
Database file used   : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0\Databases
  
```

Results array 1

Contour plot

Modified : 03 jun 2005 10:24:05

Coordinate : (0.0,0.0)

X [m]	Y [m]		
0.1273	0	39.21	0
2	-1.873	38	0.8048
4	-1.735	36	1.913
6	-1.723	35.82	2
8	-1.915	34	2.294
8.708	-2	32	2.561
10	-2.402	30	2.803
12	-2.66	28	2.966
14	-2.809	26	3.059
16	-2.921	24	3.095
18	-3	22	3.089
20	-3.058	20	3.058
22	-3.089	18	3
24	-3.095	16	2.921
26	-3.059	14	2.809
28	-2.966	12	2.66
30	-2.803	10	2.402
32	-2.561	8.708	2
34	-2.294	8	1.915
35.82	-2	6	1.723
36	-1.913	4	1.735
38	-0.8048	2	1.873

Results array 2

Maximum concentration vs. distance

Modified : 03 jun 2005 10:24:05

Coordinate : (0.0,0.0)

Distance [m]	Concentration [mg/m3]		
2	6.05E5	26	53570
4	2.877E5	28	50380
6	1.953E5	30	47480
8	1.494E5	32	44890
10	1.224E5	34	42830
12	1.033E5	36	41040
14	90100	38	39420
16	80550	40	37900
18	72560	42	36480
20	66310	44	35170
22	61220	46	33960
24	57100	48	32850

----- END OF SESSION 1 MODEL 3 (SCENARIO CALCULATION) -----

----- START OF SESSION 1 MODEL 4 (SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Case description..... : Projeto 01
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Case description" [SessionDescription]) Reason: Identical identifier

Chemical name..... : Propane
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Chemical name" [ChemicalName]) Reason: Identical identifier

Outflow orientation..... : Horizontal
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Outflow orientation" [OutflowOrientation]) Reason: Identical identifier

Mass flow rate of the source..... : 22.65 kg/s
(copied from model "Spray release of pressurized liquefied gas" field "Nett
air-borne mass flow rate" [AverageMassFlowRate]) Reason: Exchange command

Duration of the release..... : 600 s
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Duration of the release" [ReleaseDuration]) Reason: Identical identifier

Diameter of expanded jet..... : 0.17 m
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Diameter of expanded jet" [DiameterExpandingJet]) Reason: Identical
identifier

Height leak above ground level..... : 0 m
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Height leak above ground level" [HeightLeakAboveGroundLevel]) Reason:
Identical identifier

Initial liquid mass fraction..... : 0 %
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Initial liquid mass fraction" [InitialLiquidFraction]) Reason: Identical
identifier

Vapour temperature after expansion..... : -42.25 °C
(copied from model "Spray release of pressurized liquefied gas" field
"Temperature after rain out" [TemperatureAfterRainOut]) Reason: Exchange
command

Wind speed at 10 m height..... : 1 m/s
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Wind speed at 10 m height" [WindSpeedAt10m]) Reason: Identical identifier

Pasquill stability class..... : D (Neutral)
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Pasquill stability class" [PasquillStabilityClass]) Reason: Identical
identifier

Ambient temperature..... : 28 °C
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Ambient temperature" [AmbientTemperature]) Reason: Identical identifier

Ambient relative humidity..... : 71.1 %
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Ambient relative humidity" [AmbientrelativeHumidity]) Reason: Identical
identifier

Roughness length description..... : Flat land
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Roughness length description" [RoughnessLengthClass]) Reason: Identical
identifier

Time t after start release..... : 600 s
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Time t after start release" [TimeTAfterStartRelease]) Reason: Identical
identifier

Distance from release (X)..... : 100 m
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Distance from release (X)" [DistanceFromReleaseCentre]) Reason: Identical
identifier

Distance perpendicular to wind direction (Y)..... : 0 m
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Distance perpendicular to wind direction (Y)" [YCoordinate]) Reason:
Identical identifier

Height (Z)..... : 0 m
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; concentration contour" field
"Height (Z)" [ZCoordinate]) Reason: Identical identifier

RESULTS

Total explosive mass at time t..... : 21.38 kg
Maximum distance of source to LEL at time t..... : 40.81 m
Minimum distance of source to LEL at time t..... : 1 m
Width between LEL at time t..... : 6.47 m
Maximum height to LEL at time t..... : 4.9 m
Maximum explosive mass..... : 21.38 kg
...at time..... : 6.22 s
Maximum distance of source to LEL..... : 40.81 m

Administrative & version data:

Model name : Dense gas; jet dispersion; explosive mass
Date calculated : 03 jun 2005 10:24:29
Driver version(s) : 3.04 (11 Apr 2000)
Executable version(s) : External SLAB_RUN.EXE 01 abr 1999 15:36:28
Software library version : 4.0.0.0097
Project file name : Standard project.eff40
Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0
Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

<This model has no graphical output available>

Modified : 03 jun 2005 10:24:29

Coordinate : N/A

[] []
----- END OF SESSION 1 MODEL 4 (SCENARIO CALCULATION) -----

----- START OF SESSION 1 MODEL 5 (SCENARIO CALCULATION) -----
INPUT

Case description..... : Projeto 01
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; explosive mass" field "Case
description" [SessionDescription]) Reason: Identical identifier
Chemical name..... : Propane
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; explosive mass" field "Chemical
name" [ChemicalName]) Reason: Identical identifier
Ambient temperature..... : 28 °C
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; explosive mass" field "Ambient
temperature" [AmbientTemperature]) Reason: Identical identifier
Total mass in explosive range..... : 21.38 kg
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; explosive mass" field "Maximum
explosive mass" [MaximumExplosiveMass]) Reason: Exchange command
Fraction of flammable cloud confined..... : 40 %
Curve number..... : 6 (Strong
deflagration)
Distance from release (X)..... : 100 m
(copied from model "Dense gas; jet dispersion; explosive mass" field "Distance
from release (X)" [DistanceFromReleaseCentre]) Reason: Identical identifier

RESULTS

Confined mass in explosive range..... : 8.55 kg
Peak overpressure..... : 0.043405 Bar
Positive phase duration..... : 20 ms

Administrative & version data:

Model name : Multi energy explosion model
Date calculated : 03 jun 2005 10:24:45
Driver version(s) : 3.04 (11 Apr 2000)
Executable version(s) : External M_ENERGY.EXE 07 mar 1998 18:07:48

Software library version : 4.0.0.0097
 Project file name : Standard project.eff40
 Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
 Safety\Effects 4.0
 Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
 Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
 Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

Peak overpressure versus distance

Modified : 03 jun 2005 10:24:45

Coordinate : (0.0,0.0)

Distance [m]	Peak overpressure [Bar]		
1	0.5066	441.3	
11.03	0.4807	0.008404	
22.06	0.2669	452.3	
33.09	0.1715	0.008157	
44.13	0.116	463.3	
55.16	0.08674	0.007922	
66.19	0.07035	474.3	
77.22	0.05974	0.007701	
88.25	0.05085	485.4	
99.28	0.04378	0.007501	
110.3	0.03873	496.4	
121.3	0.03499	0.007311	
132.4	0.03166	507.4	0.00713
143.4	0.02845	518.5	
154.4	0.02644	0.006958	
165.5	0.02474	529.5	
176.5	0.02318	0.006794	
187.5	0.02179	540.5	
198.6	0.02054	0.006637	
209.6	0.01941	551.6	
220.6	0.01839	0.006488	
231.7	0.01746	562.6	
242.7	0.01661	0.006345	
253.7	0.01583	573.6	
264.8	0.01512	0.006208	
275.8	0.01446	584.7	
286.8	0.01384	0.006078	
297.8	0.01328	595.7	
308.9	0.01275	0.005952	
319.9	0.01225	606.7	
330.9	0.01179	0.005832	
342	0.01135	617.8	
353	0.01094	0.005716	
364	0.01056	628.8	
375.1	0.0102	0.005605	
386.1		639.8	
0.009855		0.005488	
397.1		650.8	
0.009532		0.005374	
408.2		661.9	
0.009227		0.005263	
419.2		672.9	
0.008938		0.005155	
430.2		683.9	
0.008664		0.005051	

Results array 2

Positive phase duration versus distance

Modified : 03 jun 2005 10:24:45

Coordinate : (0.0,0.0)

Distance [m]	Positive phase duration [ms]		
3.447	23.59	24.13	17.61
10.34	16.34	31.03	18.35
17.24	17.08	37.92	18.65

44.81	18.83	368.9	22.6
51.71	19.01	375.8	22.65
58.6	19.2	382.6	22.69
65.5	19.33	389.5	22.74
72.39	19.31	396.4	22.78
79.29	19.26	403.3	22.83
86.18	19.37	410.2	22.87
93.08	19.53	417.1	22.92
99.97	19.72	424	22.96
106.9	19.94	430.9	23
113.8	20.14	437.8	23.05
120.7	20.31	444.7	23.09
127.5	20.49	451.6	23.13
134.4	20.73	458.5	23.18
141.3	20.99	465.4	23.22
148.2	21.14	472.3	23.26
155.1	21.23	479.2	23.3
162	21.31	486.1	23.34
168.9	21.4	493	23.38
175.8	21.48	499.9	23.42
182.7	21.56	506.7	23.46
189.6	21.63	513.6	23.5
196.5	21.69	520.5	23.53
203.4	21.75	527.4	23.57
210.3	21.8	534.3	23.61
217.2	21.85	541.2	23.65
224.1	21.9	548.1	23.68
231	21.94	555	23.72
237.9	21.98	561.9	23.76
244.8	22.02	568.8	23.79
251.7	22.05	575.7	23.83
258.5	22.08	582.6	23.86
265.4	22.11	589.5	23.9
272.3	22.13	596.4	23.93
279.2	22.16	603.3	23.97
286.1	22.18	610.2	24
293	22.2	617.1	24.04
299.9	22.22	624	24.07
306.8	22.23	630.8	24.1
313.7	22.25	637.7	24.13
320.6	22.29	644.6	24.15
327.5	22.33	651.5	24.17
334.4	22.38	658.4	24.19
341.3	22.42	665.3	24.2
348.2	22.47	672.2	24.22
355.1	22.51	679.1	24.24
362	22.56	686	24.26

----- END OF SESSION 1 MODEL 5 (SCENARIO CALCULATION) -----

----- START OF SESSION 1 MODEL 6 (SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Case description..... : Projeto 01
(copied from model "Multi energy explosion model" field "Case description"
[SessionDescription]) Reason: Identical identifier
Chemical name..... : Propane
(copied from model "Multi energy explosion model" field "Chemical name"
[ChemicalName]) Reason: Identical identifier
Total mass released..... : 12734 kg
Initial temperature..... : 38 °C
(copied from model "Chamberlain model" field "Initial temperature"
[InitialTemperatureInEquipment]) Reason: Identical identifier

RESULTS

Fraction of liquid flashed..... : 100 %
Mass of vapour evaporated..... : 12734 kg

Mass of liquid in pool..... : 0 kg
Temperature vapour/liquid..... : -42.25 °C

Administrative & version data:

Model name : Flashing liquid instantaneous release
Date calculated : 03 jun 2005 10:26:30
Driver version(s) : 4.03 (11 Apr 2000)
Executable version(s) : N/A
Software library version : 4.0.0.0097
Project file name : Standard project.eff40
Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0
Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

<This model has no graphical output available>

Modified : 03 jun 2005 10:26:30

Coordinate : N/A

[] []

----- END OF SESSION 1 MODEL 6 (SCENARIO CALCULATION) -----

ESFERAS

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 (SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Case description..... : Esfera
Chemical name..... : Propane
Total mass in vessel..... : 1.4482E6 kg
Temperature in vessel..... : 38 °C
Burst pressure vessel..... : 13.14 Bar
Orientation to fireball..... : 0 deg
Ambient temperature..... : 28 °C
Ambient relative humidity..... : 71.1 %
Fraction CO2 in atmosphere..... : 0.03 %
Distance from centre of vessel (X)..... : 100 m

RESULTS

Heat radiation level at X..... : 51.89 kW/m2
Heat emission from surface of the fireball..... : 385.02 kW/m2
Duration of the fireball..... : 34.061 s
Radius of the fireball..... : 325.7 m
Height bottom of the fire ball..... : 325.7 m
View factor..... : 20 %
Atmospheric transmissivity..... : 67.387 %
Flame temperature..... : 1341.1 °C

Administrative & version data:

Model name : BLEVE
Date calculated : 26 jul 2005 14:36:01
Driver version(s) : 4.03 (11 Apr 2000)
Executable version(s) : N/A
Software library version : 4.0.0.0097
Project file name : Standard project.eff40
Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0
Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)

Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

Heat radiation vs. distance

Modified : 26 jul 2005 14:36:01

Coordinate : N/A

Distance [m] Heat radiation [kW/m2]

1	51.89	30.06	51.89
1.4925	51.89	30.552	51.89
1.9851	51.89	31.045	51.89
2.4776	51.89	31.537	51.89
2.9701	51.89	32.03	51.89
3.4627	51.89	32.522	51.89
3.9552	51.89	33.015	51.89
4.4478	51.89	33.507	51.89
4.9403	51.89	34	51.89
5.4328	51.89	34.493	51.89
5.9254	51.89	34.985	51.89
6.4179	51.89	35.478	51.89
6.9104	51.89	35.97	51.89
7.403	51.89	36.463	51.89
7.8955	51.89	36.955	51.89
8.3881	51.89	37.448	51.89
8.8806	51.89	37.94	51.89
9.3731	51.89	38.433	51.89
9.8657	51.89	38.925	51.89
10.358	51.89	39.418	51.89
10.851	51.89	39.91	51.89
11.343	51.89	40.403	51.89
11.836	51.89	40.896	51.89
12.328	51.89	41.388	51.89
12.821	51.89	41.881	51.89
13.313	51.89	42.373	51.89
13.806	51.89	42.866	51.89
14.299	51.89	43.358	51.89
14.791	51.89	43.851	51.89
15.284	51.89	44.343	51.89
15.776	51.89	44.836	51.89
16.269	51.89	45.328	51.89
16.761	51.89	45.821	51.89
17.254	51.89	46.313	51.89
17.746	51.89	46.806	51.89
18.239	51.89	47.299	51.89
18.731	51.89	47.791	51.89
19.224	51.89	48.284	51.89
19.716	51.89	48.776	51.89
20.209	51.89	49.269	51.89
20.701	51.89	49.761	51.89
21.194	51.89	50.254	51.89
21.687	51.89	50.746	51.89
22.179	51.89	51.239	51.89
22.672	51.89	51.731	51.89
23.164	51.89	52.224	51.89
23.657	51.89	52.716	51.89
24.149	51.89	53.209	51.89
24.642	51.89	53.701	51.89
25.134	51.89	54.194	51.89
25.627	51.89	54.687	51.89
26.119	51.89	55.179	51.89
26.612	51.89	55.672	51.89
27.104	51.89	56.164	51.89
27.597	51.89	56.657	51.89
28.09	51.89	57.149	51.89
28.582	51.89	57.642	51.89
29.075	51.89	58.134	51.89
29.567	51.89	58.627	51.89

59.119	51.89	79.806	51.89
59.612	51.89	80.299	51.89
60.104	51.89	80.791	51.89
60.597	51.89	81.284	51.89
61.09	51.89	81.776	51.89
61.582	51.89	82.269	51.89
62.075	51.89	82.761	51.89
62.567	51.89	83.254	51.89
63.06	51.89	83.746	51.89
63.552	51.89	84.239	51.89
64.045	51.89	84.731	51.89
64.537	51.89	85.224	51.89
65.03	51.89	85.716	51.89
65.522	51.89	86.209	51.89
66.015	51.89	86.701	51.89
66.507	51.89	87.194	51.89
67	51.89	87.687	51.89
67.493	51.89	88.179	51.89
67.985	51.89	88.672	51.89
68.478	51.89	89.164	51.89
68.97	51.89	89.657	51.89
69.463	51.89	90.149	51.89
69.955	51.89	90.642	51.89
70.448	51.89	91.134	51.89
70.94	51.89	91.627	51.89
71.433	51.89	92.119	51.89
71.925	51.89	92.612	51.89
72.418	51.89	93.104	51.89
72.91	51.89	93.597	51.89
73.403	51.89	94.09	51.89
73.896	51.89	94.582	51.89
74.388	51.89	95.075	51.89
74.881	51.89	95.567	51.89
75.373	51.89	96.06	51.89
75.866	51.89	96.552	51.89
76.358	51.89	97.045	51.89
76.851	51.89	97.537	51.89
77.343	51.89	98.03	51.89
77.836	51.89	98.522	51.89
78.328	51.89	99.015	51.89
78.821	51.89	99.507	51.89
79.313	51.89	100	51.89

Results array 2
Mortality vs. distance
Modified : 26 jul 2005 14:36:01
Coordinate : N/A

Distance [m]	Mortality [%]		
1	100	10.851	100
1.4925	100	11.343	100
1.9851	100	11.836	100
2.4776	100	12.328	100
2.9701	100	12.821	100
3.4627	100	13.313	100
3.9552	100	13.806	100
4.4478	100	14.299	100
4.9403	100	14.791	100
5.4328	100	15.284	100
5.9254	100	15.776	100
6.4179	100	16.269	100
6.9104	100	16.761	100
7.403	100	17.254	100
7.8955	100	17.746	100
8.3881	100	18.239	100
8.8806	100	18.731	100
9.3731	100	19.224	100
9.8657	100	19.716	100
10.358	100	20.209	100

20.701	100	54.194	100
21.194	100	54.687	100
21.687	100	55.179	100
22.179	100	55.672	100
22.672	100	56.164	100
23.164	100	56.657	100
23.657	100	57.149	100
24.149	100	57.642	100
24.642	100	58.134	100
25.134	100	58.627	100
25.627	100	59.119	100
26.119	100	59.612	100
26.612	100	60.104	100
27.104	100	60.597	100
27.597	100	61.09	100
28.09	100	61.582	100
28.582	100	62.075	100
29.075	100	62.567	100
29.567	100	63.06	100
30.06	100	63.552	100
30.552	100	64.045	100
31.045	100	64.537	100
31.537	100	65.03	100
32.03	100	65.522	100
32.522	100	66.015	100
33.015	100	66.507	100
33.507	100	67	100
34	100	67.493	100
34.493	100	67.985	100
34.985	100	68.478	100
35.478	100	68.97	100
35.97	100	69.463	100
36.463	100	69.955	100
36.955	100	70.448	100
37.448	100	70.94	100
37.94	100	71.433	100
38.433	100	71.925	100
38.925	100	72.418	100
39.418	100	72.91	100
39.91	100	73.403	100
40.403	100	73.896	100
40.896	100	74.388	100
41.388	100	74.881	100
41.881	100	75.373	100
42.373	100	75.866	100
42.866	100	76.358	100
43.358	100	76.851	100
43.851	100	77.343	100
44.343	100	77.836	100
44.836	100	78.328	100
45.328	100	78.821	100
45.821	100	79.313	100
46.313	100	79.806	100
46.806	100	80.299	100
47.299	100	80.791	100
47.791	100	81.284	100
48.284	100	81.776	100
48.776	100	82.269	100
49.269	100	82.761	100
49.761	100	83.254	100
50.254	100	83.746	100
50.746	100	84.239	100
51.239	100	84.731	100
51.731	100	85.224	100
52.224	100	85.716	100
52.716	100	86.209	100
53.209	100	86.701	100
53.701	100	87.194	100

87.687	100	94.09	100
88.179	100	94.582	100
88.672	100	95.075	100
89.164	100	95.567	100
89.657	100	96.06	100
90.149	100	96.552	100
90.642	100	97.045	100
91.134	100	97.537	100
91.627	100	98.03	100
92.119	100	98.522	100
92.612	100	99.015	100
93.104	100	99.507	100
93.597	100	100	100

Results array 3

Heat load vs. distance

Modified : 26 jul 2005 14:36:01

Coordinate : N/A

Distance [m] Heat load [s*(W/m2)^n]

1	3.8709E7	25.134	3.8709E7
1.4925	3.8709E7	25.627	3.8709E7
1.9851	3.8709E7	26.119	3.8709E7
2.4776	3.8709E7	26.612	3.8709E7
2.9701	3.8709E7	27.104	3.8709E7
3.4627	3.8709E7	27.597	3.8709E7
3.9552	3.8709E7	28.09	3.8709E7
4.4478	3.8709E7	28.582	3.8709E7
4.9403	3.8709E7	29.075	3.8709E7
5.4328	3.8709E7	29.567	3.8709E7
5.9254	3.8709E7	30.06	3.8709E7
6.4179	3.8709E7	30.552	3.8709E7
6.9104	3.8709E7	31.045	3.8709E7
7.403	3.8709E7	31.537	3.8709E7
7.8955	3.8709E7	32.03	3.8709E7
8.3881	3.8709E7	32.522	3.8709E7
8.8806	3.8709E7	33.015	3.8709E7
9.3731	3.8709E7	33.507	3.8709E7
9.8657	3.8709E7	34	3.8709E7
10.358	3.8709E7	34.493	3.8709E7
10.851	3.8709E7	34.985	3.8709E7
11.343	3.8709E7	35.478	3.8709E7
11.836	3.8709E7	35.97	3.8709E7
12.328	3.8709E7	36.463	3.8709E7
12.821	3.8709E7	36.955	3.8709E7
13.313	3.8709E7	37.448	3.8709E7
13.806	3.8709E7	37.94	3.8709E7
14.299	3.8709E7	38.433	3.8709E7
14.791	3.8709E7	38.925	3.8709E7
15.284	3.8709E7	39.418	3.8709E7
15.776	3.8709E7	39.91	3.8709E7
16.269	3.8709E7	40.403	3.8709E7
16.761	3.8709E7	40.896	3.8709E7
17.254	3.8709E7	41.388	3.8709E7
17.746	3.8709E7	41.881	3.8709E7
18.239	3.8709E7	42.373	3.8709E7
18.731	3.8709E7	42.866	3.8709E7
19.224	3.8709E7	43.358	3.8709E7
19.716	3.8709E7	43.851	3.8709E7
20.209	3.8709E7	44.343	3.8709E7
20.701	3.8709E7	44.836	3.8709E7
21.194	3.8709E7	45.328	3.8709E7
21.687	3.8709E7	45.821	3.8709E7
22.179	3.8709E7	46.313	3.8709E7
22.672	3.8709E7	46.806	3.8709E7
23.164	3.8709E7	47.299	3.8709E7
23.657	3.8709E7	47.791	3.8709E7
24.149	3.8709E7	48.284	3.8709E7
24.642	3.8709E7	48.776	3.8709E7

49.269	3.8709E7	74.881	3.8709E7
49.761	3.8709E7	75.373	3.8709E7
50.254	3.8709E7	75.866	3.8709E7
50.746	3.8709E7	76.358	3.8709E7
51.239	3.8709E7	76.851	3.8709E7
51.731	3.8709E7	77.343	3.8709E7
52.224	3.8709E7	77.836	3.8709E7
52.716	3.8709E7	78.328	3.8709E7
53.209	3.8709E7	78.821	3.8709E7
53.701	3.8709E7	79.313	3.8709E7
54.194	3.8709E7	79.806	3.8709E7
54.687	3.8709E7	80.299	3.8709E7
55.179	3.8709E7	80.791	3.8709E7
55.672	3.8709E7	81.284	3.8709E7
56.164	3.8709E7	81.776	3.8709E7
56.657	3.8709E7	82.269	3.8709E7
57.149	3.8709E7	82.761	3.8709E7
57.642	3.8709E7	83.254	3.8709E7
58.134	3.8709E7	83.746	3.8709E7
58.627	3.8709E7	84.239	3.8709E7
59.119	3.8709E7	84.731	3.8709E7
59.612	3.8709E7	85.224	3.8709E7
60.104	3.8709E7	85.716	3.8709E7
60.597	3.8709E7	86.209	3.8709E7
61.09	3.8709E7	86.701	3.8709E7
61.582	3.8709E7	87.194	3.8709E7
62.075	3.8709E7	87.687	3.8709E7
62.567	3.8709E7	88.179	3.8709E7
63.06	3.8709E7	88.672	3.8709E7
63.552	3.8709E7	89.164	3.8709E7
64.045	3.8709E7	89.657	3.8709E7
64.537	3.8709E7	90.149	3.8709E7
65.03	3.8709E7	90.642	3.8709E7
65.522	3.8709E7	91.134	3.8709E7
66.015	3.8709E7	91.627	3.8709E7
66.507	3.8709E7	92.119	3.8709E7
67	3.8709E7	92.612	3.8709E7
67.493	3.8709E7	93.104	3.8709E7
67.985	3.8709E7	93.597	3.8709E7
68.478	3.8709E7	94.09	3.8709E7
68.97	3.8709E7	94.582	3.8709E7
69.463	3.8709E7	95.075	3.8709E7
69.955	3.8709E7	95.567	3.8709E7
70.448	3.8709E7	96.06	3.8709E7
70.94	3.8709E7	96.552	3.8709E7
71.433	3.8709E7	97.045	3.8709E7
71.925	3.8709E7	97.537	3.8709E7
72.418	3.8709E7	98.03	3.8709E7
72.91	3.8709E7	98.522	3.8709E7
73.403	3.8709E7	99.015	3.8709E7
73.896	3.8709E7	99.507	3.8709E7
74.388	3.8709E7	100	3.8709E7

----- END OF SESSION 1 MODEL 1 (SCENARIO CALCULATION) -----

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 (SCENARIO CALCULATION) -----
INPUT

Case description..... : Esfera (copied from model "BLEVE" field "Case description" [SessionDescription]) Reason: Identical identifier
Chemical name..... : Propane (copied from model "BLEVE" field "Chemical name" [ChemicalName]) Reason: Identical identifier
Type of release..... : Release through hole in vessel
Vessel volume..... : 3180 m3
Vessel type..... : Sphere
Filling degree..... : 0.9 %

Hole diameter..... : 101.6 mm
 Height leak above tank bottom..... : 0 m
 Initial temperature..... : 38 °C
 (copied from model "BLEVE" field "Temperature in vessel"
 [InitialTemperatureInEquipment]) Reason: Identical identifier
 Discharge coefficient..... : 0.62 -
 Ambient temperature..... : 28 °C
 (copied from model "BLEVE" field "Ambient temperature" [AmbientTemperature])
 Reason: Identical identifier
 Time t after start release..... : 300 s

RESULTS

Mass flow rate at time t..... : 0 kg/s
 Exit vapour mass fraction at time t..... : 0 %
 Exit temperature at time t..... : 37.57 °C
 Pressure in vessel at time t..... : 12.94 Bar
 Temperature in vessel at time t..... : 37.57 °C
 Total mass released at time t..... : 13510 kg
 Mass of liquid in vessel at time t..... : 0 kg
 Mass of vapour in vessel at time t..... : 70240 kg
 Filling degree at time t..... : 0 %
 Height of liquid at time t..... : 0 m
 Average mass flow rate..... : 169.31 kg/s
 ...Based upon time..... : 81.213 s
 Maximum mass flow rate..... : 169.7 kg/s

Administrative & version data:

 Model name : Two-phase release from vessel or pipe
 Date calculated : 26 jul 2005 14:47:38
 Driver version(s) : 3.03 (11 Apr 2000)
 Executable version(s) : External MFLIQVAV.EXE 16 dez 1999 12:11:42
 Software library version : 4.0.0.0097
 Project file name : Standard project.eff40
 Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
 Safety\Effects 4.0
 Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
 Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
 Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

Release rate vs. time
 Modified : 26 jul 2005 14:47:38
 Coordinate : (0.0,0.0)

Time [s]	Release rate [kg/s]		
0	169.7	42.995	169.3
2.3886	169.7	45.384	169.3
4.7772	169.7	47.772	169.2
7.1658	169.7	50.161	169.2
9.5545	169.6	52.55	169.2
11.943	169.6	54.938	169.2
14.332	169.6	57.327	169.1
16.72	169.6	59.715	169.1
19.109	169.5	62.104	169.1
21.497	169.5	64.493	169.1
23.886	169.5	66.881	169
26.275	169.5	69.27	169
28.663	169.4	71.659	169
31.052	169.4	74.047	169
33.441	169.4	76.436	168.9
35.829	169.4	78.824	168.9
38.218	169.3	81.213	168.9
40.606	169.3		

----- END OF SESSION 1 MODEL 2 (SCENARIO CALCULATION) -----

----- START OF SESSION 1 MODEL 3 (SCENARIO CALCULATION) -----
INPUT

Case description..... : Esfera (copied from model "Two-phase release from vessel or pipe" field "Case description" [SessionDescription]) Reason: Identical identifier
Chemical name..... : Propane (copied from model "Two-phase release from vessel or pipe" field "Chemical name" [ChemicalName]) Reason: Identical identifier
Total mass released..... : 13510 kg
Initial liquid mass fraction..... : 0 %
Vapour temperature after expansion..... : 28 °C
Wind speed at 10 m height..... : 2 m/s
Pasquill stability class..... : D (Neutral)
Ambient temperature..... : 28 °C (copied from model "Two-phase release from vessel or pipe" field "Ambient temperature" [AmbientTemperature]) Reason: Identical identifier
Ambient relative humidity..... : 71.1 % (copied from model "BLEVE" field "Ambient relative humidity" [AmbientrelativeHumidity]) Reason: Identical identifier
Roughness length description..... : Flat land
Concentration averaging time..... : 300 s
Time t after start release..... : 300 s (copied from model "Two-phase release from vessel or pipe" field "Time t after start release" [TimeTAfterStartRelease]) Reason: Identical identifier
Distance from release (X)..... : 100 m
Distance perpendicular to wind direction (Y)..... : 100 m
Height (Z)..... : 100 m

RESULTS

Total explosive mass at time t..... : 0 kg
Maximum distance of source to LEL at time t..... : 0 m
Minimum distance of source to LEL at time t..... : 0 m
Width between LEL at time t..... : 0 m
Maximum height to LEL at time t..... : 0 m
Maximum explosive mass..... : 3913.6 kg
...at time..... : 121.61 s
Maximum distance of source to LEL..... : 269.57 m

Administrative & version data:

Model name : Dense gas; instantaneous release; explosive mass
Date calculated : 26 jul 2005 14:50:26
Driver version(s) : 3.04 (11 Apr 2000)
Executable version(s) : External SLAB_RUN.EXE 01 abr 1999 15:36:28
Software library version : 4.0.0.0097
Project file name : Standard project.eff40
Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial Safety\Effects 4.0
Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

<This model has no graphical output available>

Modified : 26 jul 2005 14:50:26

Coordinate : N/A

[] []

----- END OF SESSION 1 MODEL 3 (SCENARIO CALCULATION) -----

----- START OF SESSION 1 MODEL 4 (SCENARIO CALCULATION) -----
INPUT

Case description..... : Esfera (copied from model "Dense gas; instantaneous release; explosive mass" field "Case description" [SessionDescription]) Reason: Identical identifier
 Chemical name..... : Propane (copied from model "Dense gas; instantaneous release; explosive mass" field "Chemical name" [ChemicalName]) Reason: Identical identifier
 Ambient temperature..... : 28 °C (copied from model "Dense gas; instantaneous release; explosive mass" field "Ambient temperature" [AmbientTemperature]) Reason: Identical identifier
 Total mass in explosive range..... : 3913.6 kg (copied from model "Dense gas; instantaneous release; explosive mass" field "Maximum explosive mass" [MaximumExplosiveMass]) Reason: Exchange command
 Fraction of flammable cloud confined..... : 60 %
 Curve number..... : 6 (Strong deflagration)
 Distance from release (X)..... : 100 m (copied from model "Dense gas; instantaneous release; explosive mass" field "Distance from release (X)" [DistanceFromReleaseCentre]) Reason: Identical identifier

RESULTS

Confined mass in explosive range..... : 2348.2 kg
 Peak overpressure..... : 0.3762 Bar
 Positive phase duration..... : 111 ms

Administrative & version data:

Model name : Multi energy explosion model
 Date calculated : 26 jul 2005 14:50:47
 Driver version(s) : 3.04 (11 Apr 2000)
 Executable version(s) : External M_ENERGY.EXE 07 mar 1998 18:07:48
 Software library version : 4.0.0.0097
 Project file name : Standard project.eff40
 Project directory : C:\Archivos de programas\TNO Industrial Safety\Effects 4.0
 Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
 Database was located in : C:\Archivos de programas\TNO Industrial Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

Peak overpressure versus distance
 Modified : 26 jul 2005 14:50:47
 Coordinate : (0.0,0.0)

Distance [m]	Peak overpressure [Bar]		
1	0.5066	800	0.03449
40	0.5066	840	0.03265
80	0.4581	880	0.03073
120	0.318	920	0.02887
160	0.2385	960	0.02758
200	0.1873	1000	0.02653
240	0.1487	1040	0.02559
280	0.1201	1080	0.02464
320	0.09964	1120	0.02375
360	0.08631	1160	0.02292
400	0.07633	1200	0.02214
440	0.06864	1240	0.0214
480	0.06255	1280	0.02071
520	0.05745	1320	0.02006
560	0.05244	1360	0.01945
600	0.04794	1400	0.01886
640	0.04421	1440	0.01831
680	0.04116	1480	0.01778
720	0.03855	1520	0.01729
760	0.03636	1560	0.01681

1600	0.01636	2080	0.01225
1640	0.01593	2120	0.01198
1680	0.01552	2160	0.01173
1720	0.01512	2200	0.01149
1760	0.01475	2240	0.01125
1800	0.01439	2280	0.01102
1840	0.01405	2320	0.0108
1880	0.01371	2360	0.01059
1920	0.0134	2400	0.01038
1960	0.01309	2440	0.01019
2000	0.0128	2480	
2040	0.01252	0.009993	

Results array 2

Positive phase duration versus distance

Modified : 26 jul 2005 14:50:47

Coordinate : (0.0,0.0)

Distance [m]	Positive phase duration [ms]		
12.5	153.3	1262	140.8
37.5	122.9	1287	141.1
62.5	105.4	1312	141.3
87.5	109.6	1337	141.5
112.5	111	1362	141.7
137.5	112.7	1387	141.9
162.5	115	1412	142
187.5	117.6	1437	142.2
212.5	119.9	1462	142.4
237.5	120.9	1487	142.5
262.5	121.7	1512	142.7
287.5	122.3	1537	142.8
312.5	122.9	1562	143
337.5	123.6	1587	143.1
362.5	124.3	1612	143.2
387.5	125	1637	143.3
412.5	125.5	1662	143.4
437.5	125.6	1687	143.5
462.5	125.6	1712	143.6
487.5	125.4	1737	143.7
512.5	125.2	1762	143.8
537.5	125.5	1787	143.9
562.5	125.9	1812	144
587.5	126.5	1837	144.1
612.5	127.1	1862	144.2
637.5	127.8	1887	144.2
662.5	128.5	1912	144.3
687.5	129.3	1937	144.4
712.5	130.2	1962	144.4
737.5	130.9	1987	144.5
762.5	131.5	2012	144.5
787.5	132.1	2037	144.6
812.5	132.7	2062	144.7
837.5	133.4	2087	144.9
862.5	134.3	2112	145.1
887.5	135.2	2137	145.2
912.5	136.2	2162	145.4
937.5	136.9	2187	145.5
962.5	137.4	2212	145.7
987.5	137.7	2237	145.9
1012	138	2262	146
1037	138.3	2287	146.2
1062	138.6	2312	146.4
1087	139	2337	146.5
1112	139.3	2362	146.7
1137	139.6	2387	146.9
1162	139.8	2412	147
1187	140.1	2437	147.2
1212	140.4	2462	147.3
1237	140.6	2487	147.5

----- END OF SESSION 1 MODEL 4 (SCENARIO CALCULATION) -----

TANQUES

----- START OF SESSION 1 MODEL 1 (SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Case description..... : Projeto 01
Chemical name..... : Xylene (m-)
Type of release..... : Release through
hole in vessel
Vessel volume..... : 1569.9 m3
Vessel type..... : Vertical
cylinder
Length cylinder..... : 11 m
Filling degree..... : 90 %
Overpressure above liquid..... : 1 Bar
Hole diameter..... : 0.1016 mm
Height leak above tank bottom..... : 0 m
Initial temperature..... : 28 °C
Discharge coefficient..... : 0.62 -
Time t after start release..... : 600 s

RESULTS

Mass flow rate at time t..... : 8.914E-5 kg/s
Total mass released at time t..... : -0.08028 kg
Filling degree at time t..... : 90 %
Height of liquid at time t..... : 9.9 m
Total mass released..... : 0 kg

Administrative & version data:

Model name : Liquid release from vessel or pipe
Date calculated : 05 jul 2005 08:04:46
Driver version(s) : 3.03 (11 Apr 2000)
Executable version(s) : External MFLIQVES.EXE 28 dez 1999 16:17:04
Software library version : 4.0.0.0097
Project file name : Standard project.eff40
Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0
Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1
Release rate vs. time
Modified : 05 jul 2005 08:04:46
Coordinate : (0.0,0.0)
Time [s] Release rate [kg/s]

Results array 2
Released mass vs. time
Modified : 05 jul 2005 08:04:46
Coordinate : (0.0,0.0)
Time [s] Released mass [kg]

----- END OF SESSION 1 MODEL 1 (SCENARIO CALCULATION) -----

----- START OF SESSION 1 MODEL 2 (SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Case description..... : Projeto 01
(copied from model "Liquid release from vessel or pipe" field "Case
description" [SessionDescription]) Reason: Identical identifier

Chemical name..... : Xylene (m-)
(copied from model "Liquid release from vessel or pipe" field "Chemical name"
[ChemicalName]) Reason: Identical identifier
Total mass released..... : 1.3469E6 kg
(copied from model "Liquid release from vessel or pipe" field "Total mass
released" [TotalMassReleased]) Reason: Identical identifier
Temperature of the pool..... : 28 °C
Fixed pool surface..... : 2825.7 m2
Type of subsoil..... : insulation
concrete
Roughness subsoil..... : 0.005 m
Temperature subsoil..... : 30 °C
Ambient temperature..... : 28 °C
Wind speed at 10 m height..... : 2 m/s
Pasquill stability class..... : F (Very Stable)
Time t after start release..... : 600 s
(copied from model "Liquid release from vessel or pipe" field "Time t after
start release" [TimeTAfterStartRelease]) Reason: Identical identifier

RESULTS

Evaporation rate at time t..... : 0.94 kg/s
Temperature of liquid at time t..... : 27.93 °C
Initial liquid height..... : 560 mm
Average evaporation rate..... : 0.92153 kg/s
...Based upon time..... : 7200 s
Average pool temperature..... : 7.7415 °C
Maximum evaporation rate..... : 0.9469 kg/s
Total mass evaporated..... : 5.6535E5 kg

Administrative & version data:

Model name : Evaporation from land; non-boiling liquid fixed
pool size
Date calculated : 05 jul 2005 08:09:29
Driver version(s) : 3.05 (11 Apr 2000)
Executable version(s) : External MODEL_8.EXE 07 mar 1998 18:26:30
Software library version : 4.0.0.0097
Project file name : Standard project.eff40
Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0
Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)
Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

Evaporation rate vs. time
Modified : 05 jul 2005 08:09:29
Coordinate : (0.0,0.0)
Time [s] Evaporation rate [kg/s]

0	0.9469	14509	0.8518
56.9	0.9468	29076	0.7833
170.7	0.9461	58208	0.6986
398.3	0.9446	1.1647E5	0.626
853.5	0.9413	2.33E5	0.5921
1763.9	0.9346	4.6606E5	0.5853
3584.7	0.9213	9.3218E5	0.5821
7226.2	0.8961		

Results array 2

Evaporated mass vs. time
Modified : 05 jul 2005 08:09:29
Coordinate : (0.0,0.0)
Time [s] Evaporated mass [kg]

56.9	53.876	170.7	161.58
------	--------	-------	--------

398.3	376.74	29076	24932
853.5	805.97	58208	46518
1763.9	1659.9	1.1647E5	85107
3584.7	3349.5	2.33E5	1.5608E5
7226.2	6658.5	4.6606E5	2.9328E5
14509	13024	9.3218E5	5.6535E5

----- END OF SESSION 1 MODEL 2 (SCENARIO CALCULATION) -----

----- START OF SESSION 1 MODEL 3 (SCENARIO CALCULATION) -----

INPUT

Case description..... : Projeto 01
(copied from model "Evaporation from land; non-boiling liquid fixed pool size"
field "Case description" [SessionDescription]) Reason: Identical identifier
Chemical name..... : Xylene (m-)
(copied from model "Evaporation from land; non-boiling liquid fixed pool size"
field "Chemical name" [ChemicalName]) Reason: Identical identifier
Total mass released..... : 1E6 kg
(copied from model "Evaporation from land; non-boiling liquid fixed pool size"
field "Total mass released" [TotalMassReleased]) Reason: Identical identifier
Fixed pool surface..... : 188 m2
(copied from model "Evaporation from land; non-boiling liquid fixed pool size"
field "Fixed pool surface" [PoolSurface]) Reason: Identical identifier
Temperature of the pool..... : 28 °C
(copied from model "Evaporation from land; non-boiling liquid fixed pool size"
field "Temperature of the pool" [PoolTemperature]) Reason: Identical
identifier
Fraction combustion heat radiated..... : 60 %
Wind speed at 10 m height..... : 2 m/s
(copied from model "Evaporation from land; non-boiling liquid fixed pool size"
field "Wind speed at 10 m height" [WindSpeedAt10m]) Reason: Identical
identifier
Ambient temperature..... : 28 °C
(copied from model "Evaporation from land; non-boiling liquid fixed pool size"
field "Ambient temperature" [AmbientTemperature]) Reason: Identical identifier
Ambient relative humidity..... : 71 %
Fraction CO2 in atmosphere..... : 0.03 %
Distance from centre of vessel (X)..... : 100 m
Exposure duration to heat radiation..... : 30 s

RESULTS

Heat radiation level at X..... : 0.4672 kW/m2
Combustion rate..... : 12.938 kg/s
Duration of the fire..... : 77292 s
Heat emission from surface of the pool fire..... : 63.655 kW/m2
Flame tilt..... : 39.897 deg
View factor..... : 1.2003 %
Atmospheric transmissivity..... : 61.15 %
Flame temperature..... : 756.18 °C
Weight ratio of HCL/chemical..... : 0 %
Weight ratio of NO2/chemical..... : 0 %
Weight ratio of SO2/chemical..... : 0 %

Administrative & version data:

Model name : Pool fire (confined)
Date calculated : 05 jul 2005 08:14:57
Driver version(s) : 4.03 (11 Apr 2000)
Executable version(s) : N/A
Software library version : 4.0.0.0097
Project file name : Standard project.eff40
Project directory : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0
Database file used : STANDARD.RDB (10 out 1997 13:51:26)

Database was located in : C:\Arquivos de programas\TNO Industrial
Safety\Effects 4.0\Databases

Results array 1

Heat radiation vs. distance

Modified : 05 jul 2005 08:14:56

Coordinate : N/A

Distance [m] Heat radiation [kW/m2]

1	63.655	30.06	9.6334
1.4925	63.655	30.552	9.302
1.9851	63.655	31.045	8.9821
2.4776	63.655	31.537	8.6755
2.9701	63.655	32.03	8.3801
3.4627	63.655	32.522	8.096
3.9552	63.655	33.015	7.8241
4.4478	63.655	33.507	7.5614
4.9403	63.655	34	7.3041
5.4328	63.655	34.493	7.0567
5.9254	63.655	34.985	6.819
6.4179	63.655	35.478	6.5906
6.9104	63.655	35.97	6.3758
7.403	63.655	36.463	6.1692
7.8955	55.133	36.955	5.9704
8.3881	50.429	37.448	5.7793
8.8806	47.354	37.94	5.5955
9.3731	44.858	38.433	5.4184
9.8657	42.634	38.925	5.2481
10.358	40.599	39.418	5.0842
10.851	38.782	39.91	4.9263
11.343	37.06	40.403	4.7745
11.836	35.529	40.896	4.6291
12.328	34.075	41.388	4.4893
12.821	32.692	41.881	4.3548
13.313	31.407	42.373	4.2254
13.806	30.218	42.866	4.101
14.299	29.092	43.358	3.9815
14.791	28.024	43.851	3.8666
15.284	27.002	44.343	3.7559
15.776	26.061	44.836	3.6497
16.269	25.166	45.328	3.5475
16.761	24.311	45.821	3.4491
17.254	23.497	46.313	3.3542
17.746	22.712	46.806	3.2628
18.239	21.956	47.299	3.1747
18.731	21.223	47.791	3.0897
19.224	20.511	48.284	3.0082
19.716	19.823	48.776	2.9296
20.209	19.159	49.269	2.8537
20.701	18.524	49.761	2.7805
21.194	17.907	50.254	2.7098
21.687	17.314	50.746	2.6416
22.179	16.742	51.239	2.5757
22.672	16.186	51.731	2.5119
23.164	15.646	52.224	2.4504
23.657	15.123	52.716	2.3908
24.149	14.615	53.209	2.3333
24.642	14.125	53.701	2.2776
25.134	13.65	54.194	2.2237
25.627	13.188	54.687	2.1716
26.119	12.74	55.179	2.1211
26.612	12.308	55.672	2.0723
27.104	11.889	56.164	2.025
27.597	11.483	56.657	1.9792
28.09	11.088	57.149	1.9348
28.582	10.704	57.642	1.8919
29.075	10.334	58.134	1.8502
29.567	9.9752	58.627	1.8099

59.119	1.7707	79.806	0.8185
59.612	1.7327	80.299	0.8059
60.104	1.6958	80.791	0.79359
60.597	1.6601	81.284	0.78155
61.09	1.6253	81.776	0.76978
61.582	1.5916	82.269	0.75826
62.075	1.5589	82.761	0.74698
62.567	1.5271	83.254	0.73595
63.06	1.4963	83.746	0.72515
63.552	1.4662	84.239	0.71458
64.045	1.4372	84.731	0.70424
64.537	1.409	85.224	0.6941
65.03	1.3817	85.716	0.68418
65.522	1.355	86.209	0.67446
66.015	1.3291	86.701	0.66494
66.507	1.3039	87.194	0.65561
67	1.2794	87.687	0.64647
67.493	1.2555	88.179	0.63752
67.985	1.2322	88.672	0.62874
68.478	1.2096	89.164	0.62014
68.97	1.1875	89.657	0.61171
69.463	1.166	90.149	0.60344
69.955	1.145	90.642	0.59534
70.448	1.1246	91.134	0.58739
70.94	1.1046	91.627	0.57959
71.433	1.0852	92.119	0.57195
71.925	1.0663	92.612	0.56445
72.418	1.0478	93.104	0.55709
72.91	1.0297	93.597	0.54987
73.403	1.0121	94.09	0.54279
73.896	0.99496	94.582	0.53584
74.388	0.9782	95.075	0.52901
74.881	0.96183	95.567	0.52231
75.373	0.94589	96.06	0.51574
75.866	0.93033	96.552	0.50928
76.358	0.91519	97.045	0.50294
76.851	0.9004	97.537	0.49672
77.343	0.88595	98.03	0.4906
77.836	0.87184	98.522	0.4846
78.328	0.85804	99.015	0.4787
78.821	0.84456	99.507	0.4729
79.313	0.83138	100	0.4672

Results array 2
Mortality vs. distance
Modified : 05 jul 2005 08:14:56
Coordinate : N/A

Distance [m]	Mortality [%]		
1	100	10.851	99.07
1.4925	100	11.343	98.604
1.9851	100	11.836	98.003
2.4776	100	12.328	97.204
2.9701	100	12.821	96.166
3.4627	100	13.313	94.881
3.9552	100	13.806	93.34
4.4478	100	14.299	91.498
4.9403	100	14.791	89.332
5.4328	100	15.284	86.813
5.9254	100	15.776	84.049
6.4179	100	16.269	80.983
6.9104	100	16.761	77.615
7.403	100	17.254	73.986
7.8955	100	17.746	70.092
8.3881	100	18.239	65.963
8.8806	99.88	18.731	61.622
9.3731	99.781	19.224	57.108
9.8657	99.628	19.716	52.499
10.358	99.396	20.209	47.864

20.701	43.304	27.597	3.5857
21.194	38.811	28.09	2.7405
21.687	34.486	28.582	2.0646
22.179	30.363	29.075	1.5351
22.672	26.461	29.567	1.1263
23.164	22.813	30.06	0.81884
23.657	19.46	30.552	0.58697
24.149	16.41	31.045	0.41537
24.642	13.698	31.537	0.29084
25.134	11.297	32.03	0.2013
25.627	9.2024	32.522	0.13773
26.119	7.4032	33.015	0
26.612	5.8898		
27.104	4.6253		

Results array 3

Heat load vs. distance

Modified : 05 jul 2005 08:14:57

Coordinate : N/A

Distance [m] Heat load [s*(W/m2)^n]

1	5.0833E7	25.134	6.5243E6
1.4925	5.0833E7	25.627	6.2317E6
1.9851	5.0833E7	26.119	5.9509E6
2.4776	5.0833E7	26.612	5.6835E6
2.9701	5.0833E7	27.104	5.427E6
3.4627	5.0833E7	27.597	5.1812E6
3.9552	5.0833E7	28.09	4.9451E6
4.4478	5.0833E7	28.582	4.7182E6
4.9403	5.0833E7	29.075	4.5016E6
5.4328	5.0833E7	29.567	4.2946E6
5.9254	5.0833E7	30.06	4.0995E6
6.4179	5.0833E7	30.552	3.9126E6
6.9104	5.0833E7	31.045	3.7342E6
7.403	5.0833E7	31.537	3.5652E6
7.8955	4.1967E7	32.03	3.4043E6
8.3881	3.7262E7	32.522	3.2513E6
8.8806	3.4264E7	33.015	3.1065E6
9.3731	3.1878E7	33.507	2.9682E6
9.8657	2.9788E7	34	2.8344E6
10.358	2.7907E7	34.493	2.707E6
10.851	2.6254E7	34.985	2.5862E6
11.343	2.4712E7	35.478	2.4713E6
11.836	2.336E7	35.97	2.3645E6
12.328	2.2094E7	36.463	2.2629E6
12.821	2.0907E7	36.955	2.1662E6
13.313	1.9818E7	37.448	2.0743E6
13.806	1.8824E7	37.94	1.9868E6
14.299	1.7895E7	38.433	1.9034E6
14.791	1.7024E7	38.925	1.824E6
15.284	1.6202E7	39.418	1.7485E6
15.776	1.5453E7	39.91	1.6765E6
16.269	1.475E7	40.403	1.6079E6
16.761	1.4085E7	40.896	1.543E6
17.254	1.346E7	41.388	1.4811E6
17.746	1.2864E7	41.881	1.4223E6
18.239	1.2296E7	42.373	1.3662E6
18.731	1.1752E7	42.866	1.3128E6
19.224	1.1229E7	43.358	1.2621E6
19.716	1.073E7	43.851	1.2138E6
20.209	1.0254E7	44.343	1.1677E6
20.701	9.8029E6	44.836	1.1238E6
21.194	9.3701E6	45.328	1.0821E6
21.687	8.9585E6	45.821	1.0422E6
22.179	8.5658E6	46.313	1.0042E6
22.672	8.1888E6	46.806	9.6788E5
23.164	7.8266E6	47.299	9.3318E5
23.657	7.4797E6	47.791	9.0003E5
24.149	7.1465E6	48.284	8.6851E5
24.642	6.8291E6	48.776	8.3837E5

49.269	8.0955E5	74.881	1.8989E5
49.761	7.8198E5	75.373	1.857E5
50.254	7.5559E5	75.866	1.8164E5
50.746	7.3033E5	76.358	1.7771E5
51.239	7.0612E5	76.851	1.7389E5
51.731	6.8293E5	77.343	1.7018E5
52.224	6.607E5	77.836	1.6657E5
52.716	6.3939E5	78.328	1.6307E5
53.209	6.1894E5	78.821	1.5966E5
53.701	5.9933E5	79.313	1.5635E5
54.194	5.805E5	79.806	1.5313E5
54.687	5.6243E5	80.299	1.4999E5
55.179	5.4507E5	80.791	1.4695E5
55.672	5.284E5	81.284	1.4398E5
56.164	5.1238E5	81.776	1.411E5
56.657	4.9698E5	82.269	1.3829E5
57.149	4.8219E5	82.761	1.3555E5
57.642	4.6797E5	83.254	1.3289E5
58.134	4.5429E5	83.746	1.303E5
58.627	4.4112E5	84.239	1.2777E5
59.119	4.2844E5	84.731	1.2531E5
59.612	4.1622E5	85.224	1.2291E5
60.104	4.0446E5	85.716	1.2057E5
60.597	3.9312E5	86.209	1.183E5
61.09	3.8219E5	86.701	1.1608E5
61.582	3.7167E5	87.194	1.1391E5
62.075	3.6152E5	87.687	1.118E5
62.567	3.5172E5	88.179	1.0974E5
63.06	3.4227E5	88.672	1.0773E5
63.552	3.3315E5	89.164	1.0577E5
64.045	3.2437E5	89.657	1.0385E5
64.537	3.1593E5	90.149	1.0199E5
65.03	3.0777E5	90.642	1.0016E5
65.522	2.9989E5	91.134	98385
66.015	2.9227E5	91.627	96648
66.507	2.8491E5	92.119	94952
67	2.7778E5	92.612	93296
67.493	2.7088E5	93.104	91678
67.985	2.6421E5	93.597	90097
68.478	2.5775E5	94.09	88553
68.97	2.515E5	94.582	87044
69.463	2.4544E5	95.075	85569
69.955	2.3957E5	95.567	84128
70.448	2.3389E5	96.06	82718
70.94	2.2838E5	96.552	81341
71.433	2.2304E5	97.045	79993
71.925	2.1786E5	97.537	78676
72.418	2.1284E5	98.03	77387
72.91	2.0797E5	98.522	76126
73.403	2.0324E5	99.015	74893
73.896	1.9866E5	99.507	73687
74.388	1.9421E5	100	72506

----- END OF SESSION 1 MODEL 3 (SCENARIO CALCULATION) -----