



中华人民共和国石油化工行业标准

SH/T 3226—2024

石油化工过程风险定量分析标准

Standard for quantitative analysis of petrochemical process risk

2024-03-29 发布

2024-10-01 实施

中华人民共和国工业和信息化部 发布

目 次

前言 1

1 范围 1

2 规范性引用文件 1

3 术语和定义 1

4 基本规定 4

 4.1 一般规定 4

 4.2 定量风险评估工作内容要求 5

5 资料数据收集 6

 5.1 一般规定 6

 5.2 人员数据 7

 5.3 自然条件资料 7

 5.4 点火源 7

 5.5 人员集中建筑物数据 8

6 危险识别与泄漏单元确定 9

 6.1 危险因素识别 9

 6.2 危险识别方法 9

 6.3 分析对象 9

 6.4 泄漏单元划分 10

7 风险场景确定和频率 10

 7.1 一般规定 10

 7.2 装置泄漏单元风险场景 10

 7.3 长管道风险场景 13

 7.4 泵和压缩机风险场景 13

 7.5 常压储罐风险场景 13

 7.6 压力储罐风险场景 14

 7.7 气柜风险场景 14

 7.8 公路槽车、铁路槽车和船舶装卸设施 14

 7.9 公路槽车、铁路槽车和船舶 14

 7.10 危险化学品公路和铁路厂内运输线 14

 7.11 LNG 工厂及 LNG 接收站风险场景 14

 7.12 危险化学品储存仓库 14

8 事件概率 15

 8.1 点火概率计算 15

 8.2 危险物料释放事件树与结果发生概率 15

9 安全措施风险消减作用 19

 9.1 一般规定 19

 9.2 围堤（防火堤、隔堤、围堰） 19

 9.3 泄漏切断系统 19

 9.4 限制过流系统 20

 9.5 装卸过程中操作人员现场切断 20

 9.6 气体泄漏蒸发扩散减缓系统 20

 9.7 火灾爆炸减缓系统 20

 9.8 自动紧急泄压系统 20

9.9	过程安全管理水平	21
10	后果评估	21
10.1	一般规定	21
10.2	泄漏与释放	21
10.3	气云扩散	25
10.4	火灾分析	27
10.5	爆炸分析	27
11	暴露影响与风险分析	31
11.1	暴露下死亡概率计算	31
11.2	毒性气体影响	31
11.3	热辐射影响	33
11.4	爆炸冲击影响	34
11.5	致死概率分析	34
11.6	多米诺影响分析	35
11.7	风险分析	35
12	风险控制标准与风险敏感性分析	36
12.1	毒性物质影响	36
12.2	火灾热辐射影响阈值	36
12.3	LSIR 与社会风险	37
12.4	厂区内的风险控制	37
12.5	厂区内人员集中建筑物风险控制标准	38
12.6	风险敏感性分析	38
附录 A	(资料性附录) 定量风险评估基本程序	39
附录 B	(资料性附录) ALARP 原则	40
附录 C	(规范性附录) 主要工艺设备的通用泄漏频率	41
附录 D	(规范性附录) CAS 确定方法	57
附录 E	(资料性附录) 点火概率计算方法	59
附录 F	(资料性附录) 危险物料基本事件树和事件树详细事件分析	72
附录 G	(资料性附录) 后果分析经验模型	76
附录 H	(资料性附录) 部分物质的毒性、燃烧性和爆炸性属性数据	118
附录 J	(资料性附录) 设备、设施与结构热响应	125
附录 K	(资料性附录) 超压对工艺设备的损伤影响	126
附录 L	(资料性附录) 建筑超压致死概率曲线	128
附录 M	(资料性附录) 多米诺影响阈值	129
参考文献		129
附：条文说明		129

Contents

Preface	1
1 Scope	1
2 Normative references	1
3 Terms and definitions	1
4 Basic regulation	4
4.1 General requirement	4
4.2 Content requirement of quantitative risk assessment	5
5 Data collection	6
5.1 General requirement	6
5.2 Personnel data	7
5.3 Natural condition data	7
5.4 Ignition source	7
5.5 Data of buildings with concentrated population	8
6 Hazard identification and determination of leakage segment	9
6.1 Hazard identification	9
6.2 Hazard identification method	9
6.3 Analysis object	9
6.4 Division of leakage unit	10
7 Risk scenario identification and frequency	10
7.1 General requirement	10
7.2 Risk scenario of leakage segment of process module	10
7.3 Risk scenario of long pipeline	13
7.4 Risk scenario of pump and compressor	13
7.5 Risk scenario of atmospheric storage tank	13
7.6 Risk scenario of pressurized storage tank	14
7.7 Risk scenario of gas holder	14
7.8 Loading and unloading facilities of road tanker, railway tanker and ship	14
7.9 Road tanker, railway tanker and ship	14
7.10 Road and railway in plant transport lines for hazardous chemicals	14
7.11 Risk scenario of LNG plant and LNG terminal	14
7.12 Hazardous chemical storage warehouse	14
8 Event probability	15
8.1 Calculation of ignition probability	15
8.2 Hazardous material release event tree and result probability	15
9 Risk reduction effect of safety measure	19
9.1 General requirement	19
9.2 Cofferdam (fire dike, partition dike, cofferdam)	19
9.3 Leakage cut off system	19
9.4 Limiting overcurrent system	20
9.5 Operators cut off on site during loading and unloading	20
9.6 Gas leakage, evaporation and diffusion mitigation system	20
9.7 Fire and explosion mitigation system	20
9.8 Automatic emergency pressure relief system	20
9.9 Process safety management level	21
10 Consequence assessment	21
10.1 General requirement	21
10.2 Leakage and release	21
10.3 Gas cloud diffusion	25
10.4 Fire analysis	27
10.5 Explosion analysis	27
11 Exposure impact and risk analysis	31
11.1 Calculation of death probability under exposure	31

11.2	Toxic gas effect	31
11.3	Thermal radiation effect	33
11.4	Explosion shock Impact	34
11.5	Lethal probability analysis	34
11.6	Domino impact analysis	35
11.7	Risk analysis	35
12	Risk control standard and risk sensitivity analysis	36
12.1	Effect of toxic substance	36
12.2	Fire thermal radiation impact threshold	36
12.3	LSIR and social risk	37
12.4	Risk control in the plant	37
12.5	Risk control standard for buildings with concentrated population in the Plant	38
12.6	Risk sensitivity analysis	38
Appendix A	(Informative) Basic procedures of quantitative risk assessment	39
Appendix B	(Informative) ALARP principle	40
Appendix C	(Normative) General leakage frequency of main process equipment	41
Appendix D	(Informative) CAS determination method	57
Appendix E	(Informative) Calculation method of ignition probability	59
Appendix F	(Informative) Basic event tree and event tree detailed event analysis of hazardous materials	72
Appendix G	(Informative) Empirical model of consequence analysis	76
Appendix H	(Informative) Toxicity, flammability and explosiveness attribute data of some substances	118
Appendix J	(Informative) Thermal response of equipment, facilities and structures	125
Appendix K	(Informative) Damage effect of overpressure on process equipment	126
Appendix L	(Informative) Lethal probability curve of building overpressure	128
Appendix M	(Informative) Domino influence threshold	129
	Bibliography	129
	Addition: Explanation of provisions	129

前 言

根据中华人民共和国工业和信息化部《2017年第三批标准制修订计划》工信厅科〔2017〕106号，一般项目）的要求，标准编制组经广泛调查研究，认真总结实践经验，参考有关标准和国内外文献，并在广泛征求意见的基础上，制定本标准。

请注意本标准的某些内容可能涉及专利，本标准的发布机构不承担识别这些专利的责任。

本标准由中国石油化工集团有限公司负责管理，由中国石油化工集团有限公司安全卫生消防技术中心站负责日常管理，由中石化安全工程研究院有限公司负责具体技术内容的解释。执行过程中如有意见和建议，请寄送日常管理单位和主编单位。

本标准日常管理单位：中国石油化工集团有限公司安全卫生消防技术中心站

通讯地址：北京朝阳区安慧北里安园 21 号

邮政编码：100101

电 话：010-84876994

邮 箱：zhangli@sei.com.cn

本标准主编单位：中石化安全工程研究院有限公司

通讯地址：山东省青岛市崂山区松岭路 339 号

邮政编码：266071

电 话：0532-83786086

邮 箱：xinq.qday@sinopec.com

本标准参编单位：中石化国家石化项目风险评估技术中心有限公司、中国石化工程建设有限公司、中石化广州工程有限公司、中石化上海工程有限公司、挪威船级社（中国）有限公司、中国石油大学（华东）、北京风控工程技术股份有限公司。

本标准主要起草人员：党文义、杨哲、张德全、武志峰、辛保泉、李少鹏、于安峰、唐平、李发东、张力、贾微、华俊杰、张斌、韩璐、张文海、张新梅、袁小军、王浩喆、凌晓东、张英

本标准主要审查人员：文科武、王玉台、葛春玉、王金良、苏晓妹、蔡明锋、石一丁、李冬、王冰、胡晓昕、王朝辉、齐青

石油化工过程风险定量分析标准

1 范围

本标准规定了石油化工过程所涉及的火灾、爆炸、中毒事件的资料收集、危险与泄漏单元识别、风险场景确定、事件频率分析、后果评估、暴露影响、风险计算和风险控制等定量评估基本规定、主要内容和技术要求。

本标准适用于以石油、煤、天然气等为原料制取燃料和化学品的新建、改建或扩建工程项目和在役装置（设施）的定量风险评估。

2 规范性引用文件

下列文件中的内容通过本文中的规范性引用而构成本文件必不可少的条款。其中，注日期的引用文件，仅该日期对应的版本适用于本文件；不注日期的引用文件，其最新版本（包括所有的修改单）适用于本文件。

GB 18218 危险化学品重大危险源辨识
GB 36894 危险化学品生产装置和储存设施风险基准
GB/T 50493 石油化工可燃气体和有毒气体检测报警设计标准
GB 36894 危险化学品生产装置和储存设施风险基准
GB/T 37243 危险化学品生产装置和储存设施外部安全防护距离确定方法
GB 50160 石油化工企业设计防火标准
GB 50779 石油化工控制室抗爆设计规范
GB 50351 储罐区防火堤设计规范
GB/T 32857 保护层分析(LOPA)应用指南
GB/T 26610.4 承压设备系统基于风险的检验实施导则 第4部分：失效可能性定量分析方法
AQ/T 3046 化工企业定量风险评价导则
AQ/T 3054 保护层分析(LOPA)方法应用导则
SH 3009 石油化工可燃性气体排放系统设计规范

3 术语、定义和缩略语

下列术语、定义和缩略语适用于本标准。

3.1 术语和定义

3.1.1

泄漏单元 leakage segment

一个或多个连通的工艺设备设施，单元内物料相同，单元运行压力和温度近似相等。在系统隔离设施作用下，单元的危险物料泄漏不会引发来自上下游单元大量的物料泄漏。泄漏单元也称为泄漏段、隔离段。

3.1.2

装置泄漏单元 leakage segment of process module

按泄漏单元划分准则，将生产装置或储运系统划分成的一个或多个泄漏单元。

3.1.3

系统隔离设施 system isolation facility

通过维持一定的压差（如往复泵）、设置封闭或切断等功能，在泄漏和操作条件下将一组设备与其他设备分隔。系统隔离设施是泄漏单元划分的主要依据之一。

3.1.4

点火能力 ignition intensity

SH/T 3226—2024

衡量点火源的点火能力，可燃气体云接触点火源后在 1min 内被点燃的概率。

3.1.5

沸腾液体扩展蒸气云爆炸 boiled liquid evaporate vapor explosion (BLEVE)

储存温度高于常压沸点的液体物料容器突发破裂，减压液体产生爆炸性的快速气化并释放能量的一种过程。如果液体是可燃液体，在外部火灾下容器发生破裂引发 BLEVE 时通常伴随火球产生。在减压液体闪蒸气化期间释放的能量将产生冲击波。

3.1.6

可信事故场景 credible accident scenario (CAS)

通过风险识别，识别出所有真实的且概率（通常事故后果的发生频率不低于 1×10^{-5} /年）可信的事故场景，其中事故后果最严重的场景称为最大可信事故场景。

3.1.7

过流阀 excess flow valve

过流阀是一个被动安全系统，当流速超过设定值后依靠机械装置实现阀门自动关闭。

3.1.8

特定地点的个人风险 location specific individual risk (LSIR)

人员暴露于某特定位置（地理）上因事故导致的年度死亡风险，假设某人一年 365 天，1 天 24 小时处于某一地点，由于发生危险化学品事故导致的个人年度死亡频率，单位为次/年。特定地点的个人风险计算时需要分析脆弱度的影响。对企业界区外或界区内室外某地点的个人风险计算时假设人员处于室外，未受到保护，脆弱度采用室外的脆弱度。对界区内的人员集中建筑物内的个人风险假设人员处于室内，事故下人员死亡受到建筑物及其相关措施的影响，脆弱度采用建筑物的脆弱度。

3.1.9

个人年度死亡风险 individual risk per annum (IRPA)

在人员暴露情况下，衡量在某特定工作地点的人员年度死亡频率。

3.1.10

潜在生命损失 potential loss of life (PLL)

石油化工行业内，因事故导致的某一单位时间（年）内人员死亡的预期值，单位为死亡人数/年。

3.1.11

ALARP 原则 ALARP principle

在当前的技术条件和合理的费用下，对风险的控制要做到在合理可行的原则下“尽可能的低”。按照 ALARP 原则，风险区域分为不可接受的风险区域、尽可能降低区域和广泛可接受的风险区域。

3.1.12

抗爆设防荷载 blast resistant defense loads

建筑物或设施抗爆设计时需要确定的爆炸冲击波参数，包括爆炸冲击波峰值入射超压和相应的正压作用时间。

3.1.13

FN 曲线 FN curve

表示为大于或等于 N 人死亡及其累计发生频率的曲线（F）。

3.1.14

早期池火 early pool fire

液池的燃烧速率与进入液池的泄漏速率相同时形成的最大液池火灾。

3.1.15

晚期池火 late pool fire

形成的最大液池直径后，被引燃的液池火灾。

3.1.16

液滴降落 rainout

液体物质泄漏雾化后形成的液滴降落至地面或液面的过程。当工艺设备液体物料在一定压力时喷射释

放或过热两相释放时，释放物质会形成大小不一的液滴射流。射流物中粒径较小且挥发性强的液滴蒸发形成气云，粒径较大或挥发性较弱的液滴会雨落到地面形成液池，形成液池后会在环境作用下二次蒸发形成气云。

3.1.17

显著死亡毒性剂量 significant likelihood of death (SL0D)

导致暴露人群 50% 死亡 (LD50) 的剂量。

3.1.18

特定毒性水平 specified level of toxicity (SL0T)

导致高度易感人群死亡的剂量，一部分暴露人群需要医疗护理，一部分暴露人群严重中毒。表示导致暴露人群 1%~5% 死亡的剂量。

3.1.19

立即点火 Immediate ignition

点火发生在距离可燃物释放源足够近（在时间和空间上），从而不会导致释放的可燃物形成爆炸的蒸气云。

3.1.20

延迟点火 delayed ignition

可燃物质释放时没有发生立即点火，在空气中扩散，形成可燃蒸气云，遇到附近的点火源点燃，发生蒸气云燃烧的现象，这种过程通常导致闪火或爆炸的发生。

3.1.21

灾难性破裂 catastrophic rupture

对于容器，灾难性破裂特指容器在发生泄漏前瞬间全部破坏，物料全部瞬时释放到环境中。对于泵或压缩机等，灾难性破裂特指相连的进口管道发生全直径断裂泄漏。

3.1.22

闪火 flash fire

可燃性气体或蒸气泄漏到空气中并与之混合后被点燃而发生的一种非爆炸性的蒸气云燃烧。其主要危害是热辐射和火焰直接灼烧。

3.1.23

火球 fireball

一种燃烧的燃料-空气云团，其能量主要通过辐射热的形式释放。云团的内核主要由燃料构成，而外层由燃料-空气的混合物构成。在燃烧过程中，气体受热浮力增加，燃烧的云团上升、膨胀，形成一种类似燃烧的球形云团。

3.1.24

冲量 impulse

度量爆炸冲击波破坏能力的一个指标，通过对冲击波的压力-时间曲线积分得到该指标。

3.1.25

连续释放 continuous release

物料泄漏持续时间与达到相关浓度的时间相比较长的泄漏。

3.1.26

瞬时释放 instantaneous release

物料泄漏持续时间很短的泄漏，泄漏持续时间甚至可忽略不计。

3.1.27

蒸气云爆炸 vapour cloud explosion (VCE)

可燃蒸气、气体或喷雾与空气的预混合气云点火引起的爆炸，其中火焰加速到足够高的速度，产生显著的超压。

3.1.28

IDLH (immediately dangerous to life or health concentration) 立即威胁生命和健康浓度
有害环境中空气污染物浓度达到某种危险水平, 如: 可致命, 或可永久损害健康, 或可使人立即丧失逃生能力。

3.1.29

ERPG (emergency response planning guidelines) 紧急响应计划指南

在紧急情况下, 人们持续暴露在有毒环境中 1 小时, 并完成指定任务所能接受的气体、蒸气或烟雾的浓度 (紧急暴露指导标准)。

3.2 缩略语

本标准使用的缩略语见表 3.2。

表 3.2 本标准使用的缩略语

缩略语	解释	全称
CAS	可信事故场景	Credible accident scenario
BLEVE	沸腾液体扩展蒸气云爆炸	Boiled liquid evaporate vapor explosion
LSIR	特定地点的个人风险	Location specific individual risk
IRPA	个人年度死亡风险	Individual risk per IRPA annum
PLL	潜在生命损失	Potential loss of life
SLOD	显著死亡毒性剂量	Significant likelihood of death
SLOT	特定毒性水平	Specified level of toxicity
VCE	蒸气云爆炸	Vapour cloud explosion
IDLH	立即威胁生命和健康浓度	Immediately dangerous to life or health concentration
ERPG	紧急响应计划指南	Emergency response planning guidelines

4 基本规定

4.1 一般规定

4.1.1 在石油化工项目全生命周期内, 可根据企业或项目需求, 开展下列定量风险评估工作:

- a) 在可行性研究阶段, 开展项目选址、平面布局和工艺方案安全评估等;
- b) 在总体设计、基础设计或详细设计阶段, 通过定量风险评估技术进行平面布局安全优化、建筑物的火灾、爆炸和毒性风险评估、外部安全防护距离与社会风险计算等;
- c) 在生产运行阶段, 当外部环境、总图布置、人员集中建筑物或工艺装置等发生变更时, 可采用定量风险评估技术量化安全风险;
- d) 可能导致多米诺效应的评估;
- e) 泄漏扩散、火灾、爆炸与毒物的影响评估;
- f) 重大危险源安全评估;
- g) 应急预案的制定;
- h) 其他需要定量风险评估的方面。

定量风险评估的基本程序参见附录 A。

4.1.2 应根据生产装置、储运设施等所处的阶段和定量风险分析目的, 选择适用的方法、模型和深度。选择的计算方法、模型和工具应在适用的使用范围内, 并得到试验数据验证或模型比较研究论证等。

4.1.3 在石油化工项目全生命周期内, 应至少满足以下风险基准要求:

- a) 企业界区外 LSIR 应小于或等于 GB 36894 规定的个人风险基准;
- b) 界区外社会风险不应高于“尽可能降低区”(中风险区域), 企业应按照 ALARP 原则采取措施降低社会风险, ALARP 原则参见附录 B, 具体 ALARP 区域限值见 GB 36894。

4.1.4 在项目风险分析中, 确定风险场景发生频率时应满足以下要求:

- a) 应使用附录 C 中的通用频率, 当使用其他失效数据库或企业失效数据时, 应做专项说明;
- b) 对于反应失控、溢流等工艺过程引发的事故频率, 可采用故障树、保护层分析 (LOPA) 技术等技术分析确定, 并做专项说明;
- c) 事件频率中涉及人因错误时, 人因错误概率取值应做专项说明;
- d) 可行性研究阶段不对通用频率修正;

e) 总体设计、基础设计阶段或详细设计阶段可根据装置或设施的设计条件对通用频率修正, 并做专项说明;

f) 运行阶段可根据实际的设计水平和管理水平对通用频率修正, 并做专项说明。当使用企业的失效频率时, 不对管理水平修正。

4.1.5 在风险计算时, 应分析安全预防措施和减缓措施的作用, 安全措施的可信性或减缓作用应在分析报告中做专项说明。

4.1.6 当石油化工过程设施在常温常压下属于气体(含液化气体)的剧毒化学品, 且构成重大危险源时, 应同时采用基于风险和基于可信事故后果的方法确定外部安全距离, 可信事故的影响距离取 SLOTH 或 IDLH 的影响距离, 可信事故的影响距离可通过模型计算或试验确定。

4.1.7 当石油化工过程涉及爆炸物时, 应采用 GB/T 37243 规定的最严重事故场景评估外部安全防护距离。

4.1.8 建筑物的抗爆设计采用的峰值入射超压及相应的正压作用时间, 应采用可信事故或爆炸载荷累计频率曲线评估确定。

4.1.9 泄漏、扩散、火灾、爆炸后果评估可根据评估目的和输入条件选择经验证或许可的经验模型、CFD 模型或实验评估。

4.2 定量风险评估工作内容要求

4.2.1 可行性研究阶段宜开展下列工作:

- a) 确定最严重事故和可信事故的影响范围, CAS 确定方法参见附录 D;
- b) 确定界区外 LSIR 等高线、各防护目标的个人风险值和界区外社会风险 FN 曲线;
- c) 确定石油化工生产装置和储存设施的外部安全防护距离。

4.2.2 总体设计、基础设计或详细设计阶段宜开展下列工作:

- a) 确定火灾爆炸与毒性气体扩散的影响范围;
- b) 确定人员集中建筑物的抗爆设防荷载;
- c) 确定人员集中建筑物处的 IRPA;
- d) 确定火炬系统的热辐射影响;
- e) 确定累计频率不高于 10^{-4} /年的特定爆炸冲击载荷;
- f) 核算外部个人风险和外部社会风险水平;
- g) 消减措施评估与优化
- h) 其他相关要求。

4.2.3 运行阶段宜开展下列工作:

- a) 评估最严重事故和可信事故的影响范围;
- b) 评估企业外部个人风险、社会风险和外部安全防护距离;
- c) 评估企业内部人员集中建筑物处的 IRPA;
- d) 评估企业各装置的年度 PLL;
- e) 评估人员集中建筑物的火灾风险、爆炸风险和中毒风险;
- f) 其他相关要求。

4.2.4 输出结果

定量风险评估输出结果要根据项目所处阶段、风险评估目的和要求来确定, 各类输出结果见表 4.2.4。

表 4.2.4 定量风险评估输出结果要求

输出结果名称	输出具体内容
最严重事故场景和可信事故的影响范围	毒性浓度：SLOT 或 IDLH、ERPG-2 和 ERPG-3 的影响范围 ^a
	热辐射强度：4.7kW/m ² 、6.3kW/m ² 、12.5kW/m ² 和 35kW/m ² 的影响范围
	爆炸超压：3kPa、6.9kPa、21kPa、48kPa、65kPa 的影响范围
LSIR	给出 10 ⁻¹ /年~10 ⁻⁸ /年的风险等高线和各防护目标处的个体风险值
社会风险	给出 1~1000 人死亡的累计社会风险 FN 曲线
PLL 及其分布	1) 总的 PLL
	2) 各装置造成的 PLL 和各特定位置处的 PLL
人员集中建筑物的火灾爆炸和毒性气体影响	1) 闪火发生的累计频率
	2) 可信事故的爆炸冲击波参数（超压值、正压作用时间）
	3) 热辐射为 35kW/m ² 的累计频率
	4) 累计频率不高于 1.0×10 ⁻⁴ /年对应的爆炸冲击波参数
	5) 可信事故的毒性气体浓度与致死率
	6) 人员集中建筑物处毒性气体泄漏导致的 IRPA
	7) 人员集中建筑物处的 IRPA
风险敏感性分析	对风险开展主要贡献分析；当风险不满足风险基准要求时，开展风险敏感性分析
a 当物质没有 IDLH 值，取 SLOT 对应的浓度（暴露时间可取 30min）。	

5 资料数据收集

5.1 一般规定

5.1.1 应根据石油化工过程所处阶段、定量风险评估目的和工作范围确定收集的资料。

5.1.2 石油化工项目不同阶段定量风险评估宜收集但不限于表 5.1.2 的资料。

表 5.1.2 不同阶段的资料数据收集清单

资料类别		可行性研究阶段	基础设计或详细设计阶段	在役阶段
自然条件	大气参数（气压、温度、湿度、太阳辐射热等）	√	√	√
	厂址所在地的风玫瑰图和风速、风向及大气稳定度联合频率	√	√	√
	现场周边地形或三维地形图 ^a	√	√	√
平面布局	区域位置图	√	√	√
	平面布置图	√	√	√
	设备布局立面图或 3D 模型 ^b	--	*	*
设计数据	工艺流程图（PFD）	√	√	√
	物料平衡表	√	√	√
	管道和仪表流程图（P&ID）	--	√	√
	设备和管道数据	√	√	√
	设计说明 ^c	√	√	√
工艺危害信息	工艺物料信息以及界区内涉及物料安全数据表(MSDS)	√	√	√
	HAZOP/LOPA 等工艺危害分析资料	--	√	√
安全设施	工艺事故的预防措施	√	√	√
	探测和紧急切断系统	*	√	√
	泄漏拦蓄设施	√	√	√
	扩散/火灾/爆炸减缓措施	--	√	√
点火源数据	外部点火源（点源、线源和面源）	√	√	√
	内部面源 ^d	√	√	√
	内部线源	--	√	√
	内部点源	--	√	√
人员分布数据	界区外的人员分布	√	√	√
	界区内的人员分布	--	√	√
建筑物数据	人员集中建筑物及其它需要分析的建筑物 ^e	--	√	√

运行数据	运行时间 ^f	√	√	√
	压力管道和压力容器的检测数据	--	--	√
	事故案例、设备失效统计资料等	√	√	√
管理数据	管理数据 ^g	--	--	√
a 当周边地形复杂，且严重影响气体扩散计算结果时，应收集三维地形数据，并采用可支持三维模拟的计算方法（如 CFD）或气体试验评估扩散影响； b 当气体扩散火灾和爆炸的计算需要采用三维计算模型时，应收集设备布局立面图或 3D 模型； c 根据项目所处不同阶段，收集不同深度的设计说明书； d 在可行性研究阶段，点火源收集的重点放在企业界区外，可把企业内部的装置或设施简化成面源性质的点火源； e 对企业内部的建筑物风险评估可放在可行性研究阶段以后开展；建筑物一旦失效后可能造成人员伤亡、影响应急救援、影响装置安全停车系统运行的建筑物均应分析。 f 对设计阶段，运行时间取每年最大设计运行时间，对运行阶段取每年实际最大运行时间； g 当需要根据现场管理水平，对通用频率修正时，应收集评估管理数据，包括：安全生产责任制、工艺安全信息、工艺危害性分析、安全检查、变更管理、操作规程、安全作业、人员培训、检验和维护、投用前的安全检查、应急措施、事故调查、分包管理和安全生产管理系统评估等。 * 根据实际情况分析。				

5.2 人员数据

5.2.1 人员数据应包括人员出现位置、出现区域的面积、人员分布时间（白天和晚上，或不同的时间段）、人员在室内外的暴露时间比例等。

5.2.2 确定界区外人员数据应满足以下要求：

a) 应根据容器灾难性破裂、BLEVE 或反应失控等最严重事故场景中的最大影响范围确定统计范围。

b) 界区外人员分布数据应按高敏感防护目标、重要防护目标和一般防护目标分类，分类标准应符合 GB 36894 的规定。

c) 当界区外事故影响区内有大型的娱乐场所、体育设施、休闲场所等敏感场所时，定量风险评估应包括该区域内的人员数据。

5.2.3 应根据人员的实际分布情况，确定不同位置不同时间段的人员室内和室外分布概率。没有收集到有效数据时可按表 5.2.3 确定。

表5.2.3 人员在白天和晚上的室内外分布概率

时间	室内	室外
白天	0.93	0.07
晚上	0.99	0.01

5.3 自然条件资料

5.3.1 气象资料宜采用评估目标附近气象站的气象统计数据。

5.3.2 风险计算时，应根据评估目标所在地的风速、风向及大气稳定度联合频率，应至少选择 8 种风向。应包括至少两种典型的 Pasquill 大气稳定度。

5.4 点火源

5.4.1 各类型典型的点火源和点火能力见表 5.4.1。

表 5.4.1 点火源类型及点火能力

点火源类型	点火源	点火能力
点源	明火加热设备	0.9
	锅炉（室外）	0.45
	锅炉（室内）	0.23
	火炬	1.0
	机动车辆	0.3
	船舶	0.4
	柴油火车	0.4
	电动火车	0.8
线源	高压线路	0.001×0.3048 云团覆盖下的线路长度（m）
	公路	$1-0.7^v$ （ v =云团覆盖下的车辆数目）
面源	人群	$1-0.99^N$ （ N =云团覆盖下的人数）
	高密度工艺装置区 ^a	0.25
	中密度工艺装置区 ^b	0.15
	低密度工艺装置区 ^c	0.1
	受限空间—无设备	0.02
	装置内储存单元	0.1
	储存罐区	0.025
	办公室	0.05
^a 阻塞程度大于 0.3 的工艺装置区。 ^b $0.2 \leq$ 阻塞程度 ≤ 0.3 的工艺装置区。 ^c 阻塞程度 < 0.2 的工艺装置区。		

- 5.4.2 对运行阶段，可根据现场点火源的控制水平、电气防爆水平等对点火源的点火强度修正。
- 5.4.3 应分析点火源的高度对点火强度的影响。当点火源的高度超过可燃气体云的高度时，点火源的点火强度应设置为零。
- 5.5 人员集中建筑物数据
- 5.5.1 应收集满足以下要求的项目界区内及相邻区域的人员集中建筑物数据：
- a) 建筑物内有指定的人员在内或者具有经常性的人员活动，且建筑物内固定操作岗位上的人员工作时间为 40 人·小时/天以上且同时在岗人数不少于 3 人的建筑物。
 - b) 在建筑物内工作 1 小时及以上的人员数量不少于 10 人（出现频率 ≥ 1 次/月）。
- 主要的人员集中建筑物种类应包括但不限于表 5.5.1 提供的示例：

表 5.5.1 人员集中建筑物划分示例

人员集中建筑物举例	不属于人员集中的建筑物举例
—作为应急防护或应急指挥的建筑物。例如庇护所、应急指挥中心等； —控制室或外操室； —办公室或会议室； —实验室或化验室； —餐厅或食堂； —消防站或维修间； —培训楼； —其他符合要求的人员集中建筑物。	临时巡检或临时进入的建筑物，包括： —现场分析小屋； —现场取样点/测试站； —变电站和电机控制中心； —远程仪表间； —设备间、机泵间等； —主要用于储存物料且无指定人员的建筑物（如物品仓库）。
注：当建筑物内任一房间符合人员集中建筑物要求时，整栋建筑物作为人员集中建筑物分析。	

- 5.5.2 需要收集的界区内人员集中建筑物的数据应至少包括：
- a) 建筑物内出现人员峰值人数，按“班”统计人数，应分析不同班次的差别以及交接班的情况；
 - b) 建筑物内人员工作时间，时/周；

- c) 建筑物具备的主要功能;
- d) 在建筑物内工作 1 小时及以上的人员人数与频次;
- e) 建筑物结构类型;
- f) 对于运行阶段, 还应包括建筑物设计的抗爆设防荷载等参数。

6 危险识别与泄漏单元确定

6.1 危险因素识别

6.1.1 应确定危险物料和可能发生的危险事件, 主要包括:

- a) 识别可能发生泄漏、火灾爆炸和有毒物质释放的装置、设备设施和生产活动及其发生事件的类型;
- b) 识别涉及危险化学品运输的装卸设施、装卸活动、运输线路和长管道;
- c) 识别可能引发的失控反应、溢流、物料装填错误引发的反应等工艺事件;
- d) 识别外部环境或临近工厂可能造成的影响;
- e) 腐蚀可能导致的事件。

6.1.2 宜识别最严重事故类型和发生的可能性, 主要包括:

- a) 识别地震、自然灾害、地质灾害、恐怖袭击、飞机起落范围内的空难等导致的灾难性事件;
- b) 识别灾难性破裂事件: 包括机械完整性失效、反应失控、储罐内部爆炸、过度充装等导致的容器灾难性破裂。
- c) 储罐罐顶全面积火灾和 BLEVE 等灾难性事件;
- d) 存在热失控反应或爆炸性分解失控反应的可能;
- e) 存在外部撞击事件引发灾难性破裂的可能, 包括但不限于: 处于飞机飞行线路范围内、装置泄漏单元附近有叶片风力发电机和车辆交通线附近等;
- f) 其他可能引发的灾难性事件。

6.1.3 应基于总平面布置图及立面布置图或 3D 模型识别可能导致 VCE 的阻塞区域。爆炸源识别应分析区域间距、区域受限程度和阻塞程度等因素。

6.2 危险识别方法

采用以下方法开展危险识别, 主要包括:

- a) 采用危害辨识方法辨识危险源、分布及可能的危险事件;
- b) 应依据 GB 18218 辨识危险化学品重大危险源;
- c) 采用危险与可操作性分析 (AQ/T 3049) 与保护层分析技术 (AQ/T 3054) 中规定的方法识别工艺过程中的重大事故场景, 如反应失控事件、溢流事件、超压引发的严重破裂事件等;
- d) 结合同类或近似装置、设施发生的事故;
- e) 采用事件树分析、故障树分析或其他分析方法。

6.3 分析对象

6.3.1 风险分析时一般应包括以下涉及危险化学品的生产单元、生产活动和设备设施:

- a) 装置泄漏单元;
- b) 企业内部的长管道 (含管廊上的管道);
- c) 储运系统, 包括泵或压缩机、常压储罐、压力储罐和气柜等;
- d) 含有危险化学品的公路槽车、铁路槽车和船舶装卸设施;
- e) 停靠在企业内部的运输危险化学品的公路槽车、铁路槽车、船舶和气瓶运输车以及以 LPG、天然气、氢气为燃料的汽车;
- f) 企业内部的危险化学品运输线, 包括公路槽车运输线和铁路槽车运输线;
- h) 生产、使用、装卸 LNG 的设施;
- j) 危险化学品储存仓库;
- k) 其它可能带来导致火灾、爆炸、中毒的设备设施。

6.3.2 确定外部安全防护距离、外部 LSIR 和社会风险时, 可采用最严重事故影响距离方法选择评估对象。当生产装置或设施发生最严重事故时的影响距离 (1%人员致死影响距离) 超出企业厂界时, 应纳入评估对象。计算最严重事故的影响距离时应同时采用以下三个条件:

SH/T 3226—2024

a) 风险场景为灾难性破裂事件且发生频率不小于 1×10^{-8} /年, 计算的天气条件为当地主要气象条件(大气稳定度和风速联合概率最大)和 F1.5 (大气稳定度 F 和风速 1.5m/s);

b) 人员因暴露到毒性物质、热辐射和超压导致的急性死亡;

c) 影响距离为 1% 人员致死影响的最大距离。

6.4 泄漏单元划分

6.4.1 石油化工过程定量风险评估应根据工艺流程图、工艺管道仪表流程图、系统隔离设施的设置情况和操作工况将分析对象划分为不同的泄漏单元。泄漏单元划分图应作为定量风险评估报告的内容之一。

6.4.2 泄漏单元划分时宜分析在异常工况下能够实现系统隔离的设施:

a) 满足以下要求的提供安全切断功能的控制阀:

1) 阀门故障状态具有隔离功能;

2) 阀门关闭密封等级最低为 IV 级(ANSI/FCI 70-2);

3) 阀体满足 SDV (切断阀) 火灾隔离阀要求;

4) 执行机构及配套附件采用了火灾安全型 (设有易熔塞或火灾发生时关闭阀门) 或具有耐火性能;

b) 往复式压缩机和容积泵;

c) 在运行期间处于关闭的切断阀;

d) 安全阀、爆破片和液封;

e) 与止回阀串联使用的过流阀;

f) 故障安全型 (故障关) 的紧急切断阀, 在正常运行期间为阀门开, 紧急工况时, 能够自动关闭或能够在控制室通过远程操作切断;

g) 其他在泄漏情况下能有效提供切断功能的设备设施等。

6.4.3 应选择确定每一个泄漏单元内的危险物料、工艺参数 (温度、压力等)、设备设施及规格 (主要设备、工艺管道、法兰、阀门、仪表接管等), 计算泄漏单元内物料存量等。

7 风险场景确定和泄漏频率

7.1 一般规定

7.1.1 应根据企业生产装置、设施、生产活动的种类、危险源的急性危害性、总图布置、设备机械完整性、企业周边环境、社会条件、自然条件以及多米诺影响等情况, 确定合理的风险场景。

7.1.2 应分析失控反应、溢流、非正常混合导致的过程失控等条件下导致的工艺事故。

7.1.3 风险场景应分析一次事故, 当企业有特殊需求时, 可在专项评估中分析事故升级。

7.1.4 当石油化工过程为间歇生产过程时, 应分析间歇运行模式、操作次数、操作时间等因素对泄漏频率的影响, 可采用式 (7.1.4) 修正。

$$F_{Leak} = f_{general} \times \max\left(0.1, \frac{t_1}{8760}\right) \quad \dots\dots\dots (7.1.4)$$

式中:

$f_{general}$ —— 设备通用泄漏频率, 次/年;

F_{leak} —— 设备修正的实际泄漏频率, 次/年;

t_1 —— 设备每年运行的平均时间, h。

7.1.5 时间修正因子应代表一个真实的风险降低因子, 该风险降低应在整个生命周期内均有效。对于运行阶段, 时间修正因子应被工厂的实际运行数据所支持。生产模式变更影响到时间修正因子时, 应重新评估。

7.1.6 各类型风险场景泄漏的发生频率见附录 C。当使用其他失效数据库或企业失效数据时, 应做专项说明。

7.2 装置泄漏单元风险场景

7.2.1 装置泄漏单元风险场景应分析各类设备本体 (含设备上的开孔和检测开口) 的孔泄漏、泄漏单元法兰与等量的阀门泄漏、仪表接管泄漏、灾难性破裂事件等, 具体的风险场景见表 7.2.1。

表 7.2.1 装置泄漏单元风险场景

单位: mm

风险事件	泄漏孔径范围	代表孔直径
各类设备(含工艺管道)、法兰与等量的阀门发生孔泄漏	1~10	5 或特征孔直径
	10~50	25 或特征孔直径
	50~150	100 或特征孔直径
	>150	特征孔直径, 最大值为设备连接的工艺管道或接口最大直径
仪表接管泄漏	15	——
灾难性破裂	——	假设装置泄漏单元中全部物料瞬时释放, 可能发生瞬时泄漏或 BLEVE 或火球。当装置区存在反应器时宜分析这个场景。如果存在其他可能导致灾难性破裂的原因也宜分析。

注 1: 设备孔泄漏包括设备本身、设备上的开孔或检测开口, 但不包括设备本体第一道法兰后相关的附属阀门、工艺管道、阀门、仪表及接管, 第一道法兰自身也不包括。

注 2: 各类设备包括装置泄漏单元中存在的工艺管道、工艺容器、离心泵、容积泵、离心式压缩机、往复式压缩机、管壳式换热器、板式换热器、空冷器、过滤器、长管道等设备和工艺管道等。

注 3: 法兰与等量的阀门泄漏主要指装置泄漏单元中各类设备本体第一道法兰后相关的阀门和法兰发生的泄漏。

注 4: 密封泄漏包括在压缩机和泵的设备孔泄漏风险场景内。

注 5: 除以上风险场景外, 装置泄漏单元风险场景还应包括因特殊工艺事故导致的泄漏、火灾和爆炸。

7.2.2 特征孔直径可采用式(7.2.2)计算:

$$d_{rep} = \left(\frac{1}{A+1} \cdot \frac{d_2^{A+1} - d_1^{A+1}}{d_2 - d_1} \right)^{\frac{1}{A}} \quad \dots\dots\dots (7.2.2)$$

式中:

 d_{rep} —— $d_1 \sim d_2$ 范围内的代表性孔直径, mm; A —— 权重因子, 可取 2。

7.2.3 装置泄漏单元应设置虚拟泄漏源, 虚拟泄漏源的个数宜为单元主要设备的数量并根据总图布置确定。当泄漏点的位置对泄漏事件影响范围或风险大小分布不产生影响时, 可假设一个泄漏源, 泄漏点布置在泄漏单元的中心位置。

7.2.4 装置泄漏单元各类设备及法兰与等量的阀门的通用泄漏频率见附录 C。泄漏频率计算见式(7.2.4-1)和式(7.2.4-2):

$$F(d) = C(1 + aD^n)d^m + F_{rup} \quad \dots\dots\dots (7.2.4-1)$$

$$F_{(d_1-d_2)} = F(d_1) - F(d_2) \quad \dots\dots\dots (7.2.4-2)$$

式中:

 $F(d)$ —— 发生不小于 d 孔径泄漏的频率, 次/年; $F_{(d_1-d_2)}$ —— 设备发生孔径范围为 d_1 到 d_2 孔径泄漏的频率, 次/年; D —— 设备直径, 对于容器、泵、压缩机等设备, 其直径为连接管道的最大直径, mm; d, d_1, d_2 —— 泄漏孔直径, $d_1 \leq d_2$, mm; F_{rup} —— 表示设备发生灾难性破裂的频率, 次/年; C, a, n, m —— 表示与设备和泄漏场景相关的常数, 见附录 C。

7.2.5 单个虚拟泄漏源发生设备孔泄漏累计频率见式(7.2.5)。

$$F_d = \frac{\sum f_{equipment-d} + \sum f_{pipe-d} + \sum f_{flanges-d}}{N} \quad \dots\dots\dots (7.2.5)$$

式中:

 F_d —— 虚拟泄漏源发生泄漏孔径为 d mm 的泄漏频率, 次/年; $f_{equipment-d}$ —— 某设备发生泄漏孔径为 d mm 的泄漏频率, 次/年; f_{pipe-d} —— 过程泄漏模块中工艺管道发生泄漏孔径为 d mm 的泄漏频率, 次/年; $f_{flange-d}$ —— 某法兰发生泄漏孔径为 d mm 的泄漏频率, 次/年; N —— 过程泄漏模块虚拟泄漏源的数量。

7.2.6 工艺管道泄漏频率应采用实际的工艺管道规格及长度计算不同孔径的泄漏累计发生频率,也可采用平均管道直径及平均管道长度,计算公式见式(7.2.6-1)和(7.2.6-2):

$$D_{avg} = \sqrt{\frac{\sum_i^n (L_i \times D_i \times D_i)}{\sum_i^n L_i}} \quad \dots\dots\dots (7.2.6-1)$$

$$f_{pipe-i} = f_{im} \times L_{avg} \times N \quad \dots\dots\dots (7.2.6-2)$$

式中:

D_{avg} —— 装置泄漏单元工艺管道的平均直径, mm;

L_i —— 第 i 条工艺管道的长度, m;

D_i —— 第 i 条工艺管道的直径, m;

N —— 工艺设备的个数;

f_{im} —— 直径 D_{avg} 工艺管道发生泄漏孔径为 im 的频率, 次/(年·m);

L_{avg} —— 工艺设备连接的平均工艺管道长度, m, 应取实际的平均值。

7.2.7 装置泄漏单元内法兰的数量和仪表接管数量应根据装置工艺管道仪表流程图和设备实际情况确定。

7.2.8 装置泄漏单元发生灾难性破裂事件的通用发生频率取值见表 7.2.8。

表 7.2.8 单元发生灾难性破裂事件的通用发生频率

类型	发生频率确定
机械灾难性破裂事件	根据机械完整性情况, 确定是否会发生灾难性破裂, 确定合理的发生频率。
失控反应或爆炸性分解失控反应引发的破裂事件	1) 应采取充足的工程技术措施和管理程序来预防反应失控事件, 发生频率可采用LOPA或故障树等工具分析确定。 2) 当存在热反应失控危险且安全措施未知时, 发生频率可取 5×10^{-5} /年; 不存在热反应失控但存在其他反应失控时, 可取 3×10^{-6} /年。
地震或洪水事件	根据现场实际情况评估。
飞机空难事件	根据现场实际情况评估。

7.2.9 装置泄漏单元的液体物料存量采用式(7.2.9)计算:

$$M = (\sum_{Vessels} V_i + \sum_{Fin-Fans} V_j + \sum_{Exchangers} V_k + \sum_{Furnace} V_l + \sum_{Pipe} V_m) \times \rho + \dot{m} \times t \quad \dots (7.2.9)$$

式中:

M —— 液体物料存量, m;

V_i —— 第 i 个容器物料的体积, m^3 ;

V_j —— 第 j 个板式换热器或空冷器物料的体积, m^3 ;

V_k —— 第 k 个管壳式换热器物料的体积, m^3 ;

V_l —— 第 l 个炉子危险物料的体积, m^3 ;

V_m —— 第 m 个管道的体积, m^3 ;

ρ —— 物料的密度, kg/m^3 ;

$\dot{m}$ —— 在切断隔离之前, 相连的工艺泄漏单元的物料输入速率与泄漏速率的较小值, kg/s ;

t —— 切断隔离时间, s。具体取值见 9 章。

7.2.10 装置泄漏单元的气体物料存量采用式(7.2.10)计算:

$$M = \sum_{Vessels} V_i \times \rho + \sum_{Fin-Fans} V_j \times \rho + \sum_{Exchangers} V_k \times \rho + \sum_{Furnace} V_l \times \rho + \sum_{Pipe} V_m \times \rho + \dot{m} \times t \quad (7.2.10)$$

式中:

M —— 气体物料存量, m;

V_i —— 第 i 个容器物料的体积, m^3 ;

V_j —— 第 j 个板式换热器或空冷器物料的体积, m^3 ;

V_k —— 第 k 个管壳式换热器物料的体积, m^3 ;

V_l —— 第 l 个炉子危险物料的体积, m^3 ;

V_m —— 第 m 个管道的体积, m^3 ;

ρ —— 物料的密度, kg/m^3 ;

$\dot{m}$ —— 在切断隔离之前, 相连的工艺泄漏单元的物料输入速率与泄漏速率的较小值, kg/s ;

t —— 切断隔离时间, s, 根据现场切断水平取值。

7.2.11 主要设备设施内液体存量应根据设备正常操作时的液体存量进行计算或根据表 7.2.11 的原则进行计算。

表 7.2.11 主要设备设施内液体存量计算原则

设备类型	构成部分	设备实例	默认液体体积占比
塔器	塔上部； 塔中部； 塔底部。	(1) 蒸馏塔； (2) 催化裂化分馏塔； (3) 分离塔； (4) 去丁烷塔； (5) 填料塔 ^a ； (6) 液/液塔 ^b 。	塔上部：25% 塔中部：25% 塔下部：37% 这些默认值是针对典型的盘式精馏塔，即塔底部充满液体、上部塔筒内设有塔盘的塔。
容器	容器（圆筒）	(1) 电脱盐罐 ^c ； (2) 进料罐；缓冲罐； (3) 高压/低压分离器； (4) 液氮储罐； (5) 蒸气冷凝器； (6) 三相分离器 ^d 。	50% 通常是指液位控制在 50% 的两相容器。
气液分离器和干燥器	气液分离容器	(1) 压缩机附带的分液罐； (2) 燃料气分液罐； (3) 火炬系统分液罐； (4) 空气干燥器。	10% 在气液分离器内液体的量会更少，取 10%。
反应器	反应器	(1) 流体反应器； (2) 固定床反应器； (3) 分子筛反应器。	15%
		(4) 釜式反应器	按照实际的液位来计算
炉子	炉子	炉子	按照炉管的体积量计算
a 填料塔一般比盘式塔含有更少液体，所以填料塔通常液体体积百分比为 10~15%。 b 对于液体/液体塔，如硫磺回收装置，溶剂再生部分的富胺液硫化氢再生塔、碱洗塔、润滑油或芳烃萃取塔，当溶剂或其他液体接触工艺流体，如芳烃萃取塔中的 TEG（三乙二醇）和 BTX（苯、甲苯和二甲苯混合物），其液相比例（LV%）会更高，应分析容器中每种液体的数量，以及液体组成是否包括混合物中的两种液体。 c 电脱盐罐取 100% 容积。 d 对于三相分离器，如带分水器的脱盐器，LV% 可能低于 50%，这取决于第二液相（通常是水）的含量，以及流体成分是否包括混合物成分中的两种液相。			

7.3 长管道风险场景

7.3.1 长管道是指两个装置或生产单元之间的非埋地，且长径比（L/D）>1000 的工艺管道。长管道应单独划分为一个泄漏单元，风险场景应分析管道孔泄漏、管道全口径破裂、法兰或等量的阀门泄漏和仪表接管泄漏，见表 7.2.1。

7.3.2 管道上各类设备设施泄漏的发生频率见附录 C。

7.3.3 长管道泄漏源数量应确保增加泄漏源数量时风险等高线不会显著改变。泄漏源之间的间距不应超过 50m。

7.4 泵和压缩机风险场景

7.4.1 当单独把泵或压缩机作为一个泄漏单元时，风险场景应分析泵或压缩机发生孔泄漏、灾难性破裂、法兰或等量的阀门泄漏和仪表接管泄漏，见表 7.2.1，灾难破裂场景泄漏孔径假设为泵或压缩机入口管道最大管径。

7.4.2 泵和压缩机的泄漏频率见附录 C。

7.5 常压储罐风险场景

7.5.1 储运系统的常压储罐应作为一个泄漏单元，并分析以下风险场景：

- a) 储罐因自然灾害、外部破坏、机械失效和过度充装超压等原因导致的灾难性破裂；

SH/T 3226—2024

- b) 储罐本体因机械完整性失效发生的泄漏；
- c) 过度充装介质导致的储罐顶部溢流引发的瀑流事件；
- d) 内浮顶或拱顶储罐内部爆炸导致的全面积火灾风险或外浮顶储罐全面积火灾风险；
- e) 内罐泄漏至外壁引发的气体释放；
- f) 其他可能发生的风险事件。

7.5.2 常压常温储罐各风险场景及通用发生频率见附录 C。

7.5.3 低温常压储罐应分析主容器、外层容器发生灾难性破裂风险和主容器接口泄漏至外部容器的风险，相关的风险场景与通用发生频率见附录 C。

7.6 压力储罐风险场景

7.6.1 储运系统的压力球罐和压力卧式储罐应作为一个泄漏单元，泄漏风险场景发生频率见附录C。

7.6.2 液化烃（如LPG）球罐应根据球罐运行条件、周边环境和安全防护措施等信息分析BLEVE（或火球）场景，发生频率应根据外部火灾情况、储罐的火灾防护等情况采用LOPA、事件树等方法进行评估。

7.7 气柜风险场景

7.7.1 气柜应作为一个泄漏单元，风险场景包括：

- a) 气柜因充装过量、提升节（活塞）卡住等超压原因引起的灾难性破裂；
- b) 气柜由于恶劣天气原因，倾斜度增大导致的灾难性破裂；
- c) 气柜因进气时密封失效而发生的泄漏；
- d) 气柜因出气时密封失效而吸入空气导致的内部爆炸；
- e) 进气管道或者出气管道风险场景参照管道相关内容；
- f) 其他可能发生的风险事件。

7.7.2 气柜风险场景发生频率见附录C。

7.8 公路槽车、铁路槽车和船舶装卸设施

7.8.1 装卸设施应分析装卸软管、接头、万向充装管道系统、装卸臂等发生机械泄漏或拉断断裂失效。泄漏场景及其频率见附录C。

7.8.2 装卸可燃物料时应分析因多米诺影响导致装卸槽车发生失效的风险，装卸时公路和铁路槽车额外的风险事件与发生频率见附录C。

7.8.3 船舶装卸臂应分析装卸臂本身和外部环境影响导致的泄漏风险，相关的泄漏事件与发生频率见附录C。

7.9 公路槽车、铁路槽车和船舶

7.9.1 当工厂内部或装卸点停靠装有危险化学品的公路槽车、铁路槽车和船舶时，应分析这些槽车或船舶发生泄漏的风险。当槽车采用液化气或LNG为燃料时，也需要分析这些槽车燃料气瓶发生灾难性破裂及泄漏事故。

7.9.2 公路槽车与铁路槽车的风险场景和发生频率见附录C。

7.9.3 危险化学品运输船舶的风险场景应根据现场实际情况分析确定。

7.10 危险化学品公路和铁路厂内运输线

7.10.1 危险化学品公路和铁路槽车运输线应分析交通事故和槽车本体机械完整性失效引发的泄漏风险。

7.10.2 公路槽车运输的风险场景和发生频率见附录C。

7.10.3 铁路槽车运输线的风险场景和发生频率见附录C。

7.11 LNG工厂及LNG接收站风险场景

7.11.1 LNG工厂各类常压储罐和低温储罐的风险场景及其发生频率见常压储罐风险场景。

7.11.2 LNG工厂压力储罐的风险场景及其发生频率见压力储罐风险场景。

7.11.3 LNG槽车装卸的风险场景和发生频率见附录C。

7.11.5 工艺管道装卸风险事件和发生频率见附录C。

7.11.6 其他设备设施风险场景及其发生频率见装置泄漏单元风险场景。

7.12 危险化学品储存仓库

含有剧毒化学品、爆炸物等且构成重大危险源的危险化学品仓库宜分析物料在装卸和存储等处理活动中，由毒性固体的释放、毒性液体的释放或火灾爆炸造成的风险。

8 事件概率

8.1 点火概率计算

8.1.1 点火概率评估应分析泄漏物质特性、物料泄漏速度、物料温度、泄漏后点火源切断控制、气云建立过程、以及点火能力、泄漏发生时点火源存在的可能性等因素。点火概率评估应同时计算立即点火概率和延迟点火概率。

8.1.2 生产装置和储运设施立即点火概率计算可采用 CCPS 点火概率模型、BEVI 模型或 UKOOA 模型。使用其他立即点火概率模型时应做专项说明。

8.1.3 对于延迟点火概率，当有详细的点火源信息时，可采用 BEVI 延迟点火模型和 CCPS 点火概率模型（不低于 LEVEL2 级别），计算时间步长内可燃云团内人员和点火源的实际点火概率。使用其他模型时应做专项说明。

8.1.4 缺乏点火源详细信息时或初步定量风险评估时，可根据不同的泄漏工况，选择 UKOOA 模型的点火概率曲线来计算总点火概率、立即点火概率和延迟点火概率。

8.1.5 BEVI 模型、CCPS-LEVEL2 点火概率模型和 UKOOA 模型的具体计算过程参见附录 E。

8.2 危险物料释放事件树与结果发生概率

8.2.1 危险物料释放后的事件类型

应根据危险物料的性质、释放条件、点火等情况，确定发生的事件场景类型。常见的事件场景类型包括：

- a) 池火；
- b) 喷射火；
- c) 火球；
- d) 闪火；
- e) 蒸汽云爆炸；
- f) BLEVE；
- g) 有毒气体扩散；
- h) 物理爆炸等。

危险物料释放后可能发生的事件类型及其相互关系参见附录 F。

8.2.2 可燃有毒物质释放

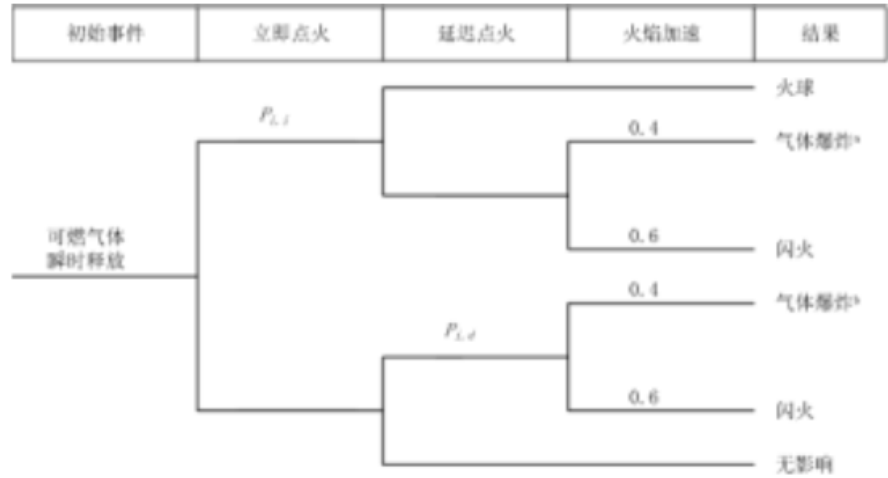
8.2.2.1 低活性且有急性毒性危害的化学品，可仅分析有毒物质释放影响。物质的活性等级可根据物料层流火焰速度大小分类，参见附录 E。

8.2.2.2 具有中等或高化学品活性的物质可按两个独立的事件分别计算：纯易燃和纯毒性事件。易燃和有毒物质之间的分布由立即点燃的概率决定，分为两个独立事件：

- a) 立即点火后只发生火灾事件；
- b) 未立即点燃，则发生毒性气体扩散。

8.2.3 各类泄漏或释放的事件树及结果发生概率

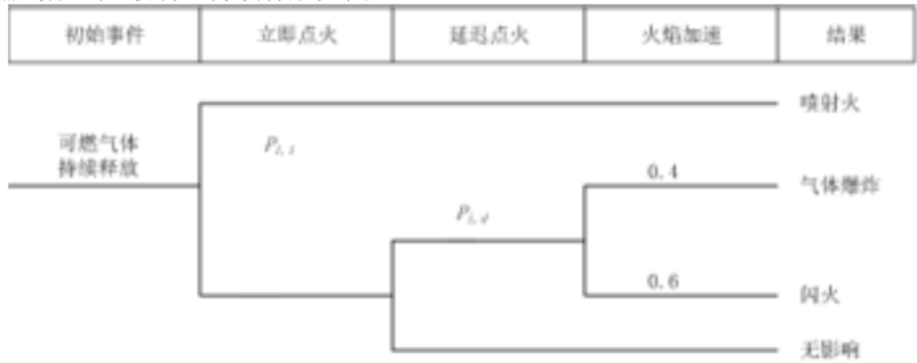
8.2.3.1 可燃气体（无液滴）瞬时释放见图 8.2.3.1：



- 注 1：图中数字为该结果的发生概率。
- 注 2： $P_{i,i}$ 为立即点火概率， $P_{i,d}$ 为延迟点火概率。点火概率确定方法见 8.1。
- 注 3：对于地下储罐，不分析发生火球影响。
- 注 4：对于移动的槽车设施，火球发生的概率为 1.0。
- ^a 当可燃气体瞬时释放并立即点火后，通常只分析发生火球的影响。如果需要分析可能发生气体爆炸与闪火现象时，假设气体在空气中自由膨胀到 UFL，然后点火发生爆炸或闪火。火球发生概率取 0.7。
- ^b 延迟点火后发生气体爆炸的概率根据现场实际情况调整，或者采用 CCPS 模型计算确定。

图 8.2.3.1 可燃气体瞬时释放事件树

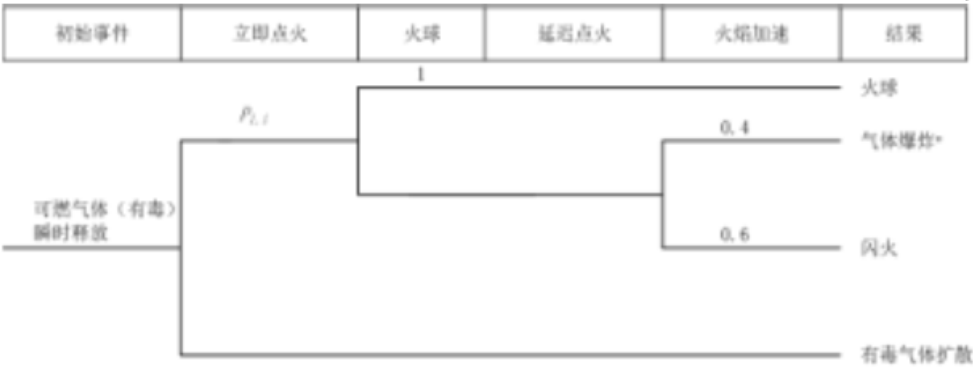
8.2.3.2 可燃气体（无液滴）持续释放见图 8.2.3.2：



- 注 1：图中数字为该结果的发生概率。
- 注 2： $P_{c,i}$ 为立即点火概率， $P_{c,d}$ 为延迟点火概率。点火概率确定方法见 8.1。
- 注 3：延迟点火后发生气体爆炸的概率根据现场实际情况调整，或者采用 CCPS 模型计算确定。
- 注 4：事件树未分析短时间释放的影响。
- 注 5：喷射火按照与喷射方向相同来分析，或者将喷射火分为水平喷射火和垂直喷射火，并设置合适比例。

图 8.2.3.2 可燃气体持续释放事件树

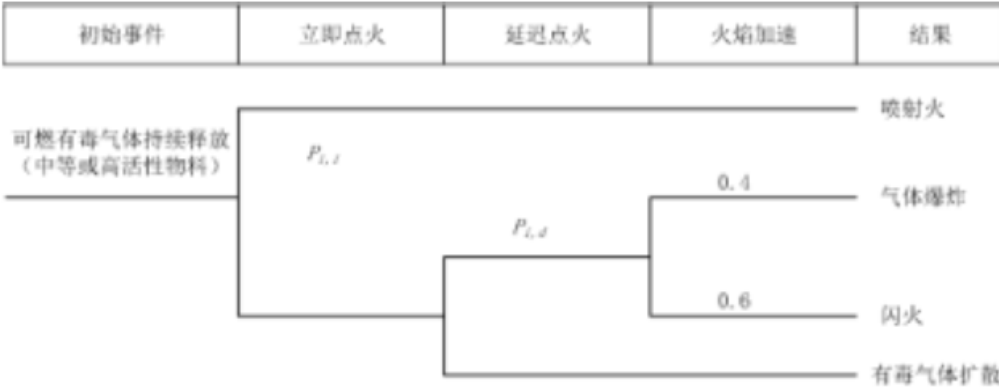
8.2.3.3 可燃气体（有毒）瞬时释放见图 8.2.3.3：



注 1：图中数字为该结果的发生概率。
注 2： $P_{L,i}$ 为立即点火概率。
注 3：对于低反应物料，分析有毒气体扩散。

图 8.2.3.3 可燃气体（有毒）瞬时释放事件树

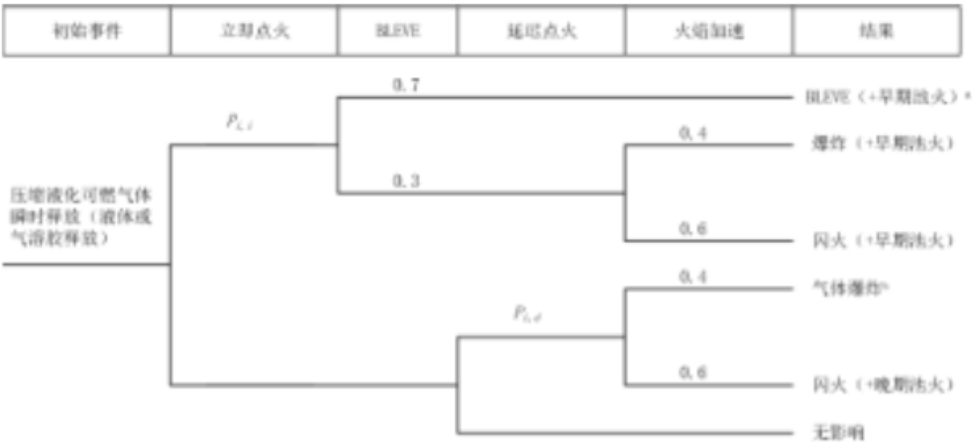
8.2.3.4 可燃气体（有毒）持续释放见图 8.2.3.4:



注 1：图中数字为该结果的发生概率。
注 2： $P_{L,i}$ 为立即点火概率。
注 3：对于低反应物料，分析有毒气体扩散。
注 4：喷射火按照与喷射方向相同来分析，或者将喷射火分为水平喷射火和垂直喷射火，并设置合适比例。

图 8.2.3.4 可燃气体（有毒）持续释放事件树

8.2.3.5 压缩液化可燃气体瞬时释放见图 5:

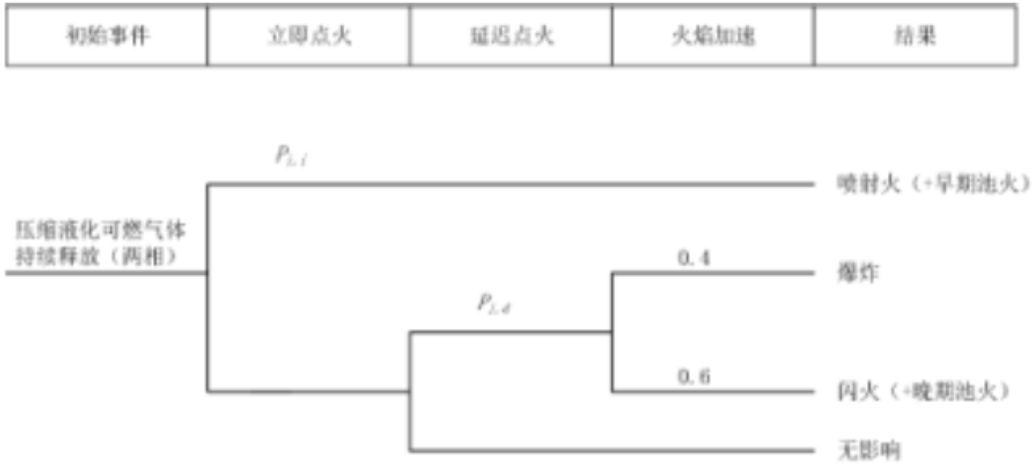


SH/T 3226—2024

- 注 1：图中数字为该结果的发生概率。
- 注 2： $P_{i,i}$ 为立即点火概率， $P_{i,d}$ 为延迟点火概率。点火概率确定方法见 8.1。
- 注 3：对于地下储罐，不分析火球影响。
- 注 4：对于移动的槽车设施，火球发生的概率为 1.0。
- 注 5：对于压缩液化气体释放，当有液滴降落现象发生形成液池时，立即点火发生 BLEVE 时伴随池火发生。延迟点火闪火后，火焰回燃形成晚期池火。
- 注 6：当压缩液体可燃气体是有毒物料，且毒性气体将造成严重的急性伤害时，不分析迟点火影响，假设发生立即点火引发的各类事件和有毒气体扩散。
- ^a 当压缩液化气体瞬时释放并立即点火后，液态烃泄漏且瞬间点火时，通常只分析 BLEVE。如果需要分析发生气体爆炸与闪火现象，假设液化气体膨胀到 UFL，然后点火发生爆炸或闪火。BLEVE 发生概率取 0.7。
- ^b 延迟点火后发生气体爆炸的概率根据现场实际情况调整，或者采用 CCPS 模型计算确定。

图 8.2.3.5 压缩液化可燃气体瞬时释放事件树

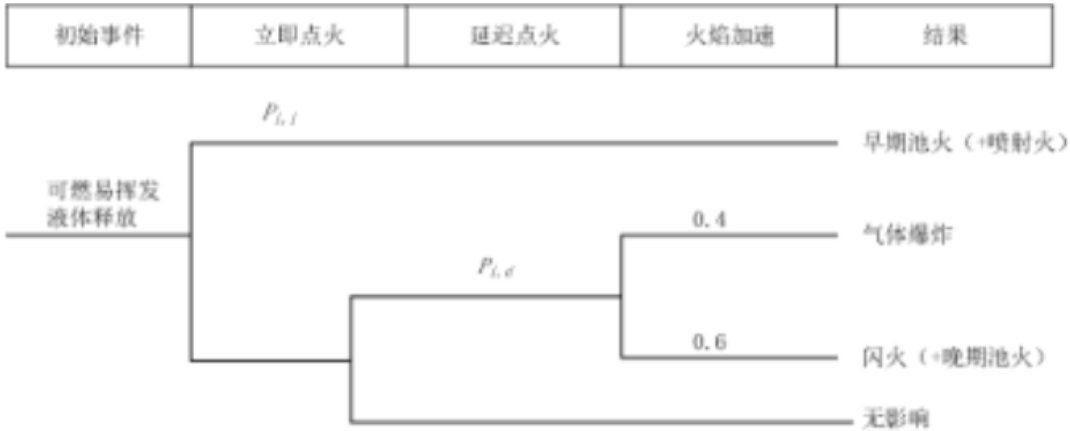
8.2.3.6 压缩液化可燃气体持续释放见图 8.2.3.6。



- 注 1：可能发生液滴下落到（地）表面，形成液池，立即点火时可能发生早期池火。延迟点火闪火后，火焰回燃形成晚期池火。
- 注 2：图中的数字为发生概率。
- 注 3：当压缩液化可燃气体是有毒物料，且毒性气体将造成严重的急性伤害时，不分析迟点火影响，假设发生立即点火引发的各类事件和有毒气体扩散。
- 注 4：喷射火按照与喷射方向相同来分析，或者将喷射火分为水平喷射火和垂直喷射火，并设置合适比例。

图 8.2.3.6 压缩液化气体持续释放事件树

8.2.3.7 可燃液体释放见图 8.2.3.7：



- 注 1：对于可燃液体释放，在到达地面前可能发生物质的蒸发。如果蒸发气中雨滴落下的比例小于 1 时，立即点火将形

成喷射火。喷射火的物质量取决于蒸发气中的物质量。

注 2：在延迟点火时，闪火或爆炸后，火焰将回传引发池火。

注 3：图中的数字为发生概率。

注 4：对于可燃有毒易挥发的液体，不分析延迟点火（蒸发的有毒气体扩散）的影响。对于挥发性差的有毒可燃液体分析池火和蒸发的有毒气体扩散两种事件。对于挥发性差的可燃液体分析池火影响。

注 5：喷射火按照与喷射方向相同来分析，或者将喷射火分为水平喷射火和垂直喷射火，并设置合适比例。

图 8.2.3.7 可燃液体释放事件树

8.2.3.8 其他情况的释放，应根据具体的泄漏工况、物料特性确定合适的事件树。

8.2.3.9 分析各类修正因子、现场措施后的详细事件树参见附录 F。

9 安全措施风险消减作用

9.1 一般规定

9.1.1 用于消减风险的工程技术措施应满足相关的工程设计标准和运行维护标准。

9.1.2 针对泄漏风险，当采取的安全系数选择、壁厚设计、材料等级等设计标准高于行业设计标准时，可对通用泄漏频率修正，并做专项说明。

9.1.3 采用LOPA方法确定反应失控、溢流、BLEVE等工艺事件发生频率计算时，各类工程技术措施应满足GB/T 32857中独立保护层的要求。

9.1.4 在役阶段的装置可根据设备运行状态等情况对泄漏频率修正。对于因腐蚀导致的本体泄漏事件应采用AQ/T 3054和GB/T 26610.4推荐的方法修正。

9.2 围堤（防火堤、隔堤、围堰）

9.2.1 围堤（防火堤、隔堤、围堰）的容量和强度应满足GB 50160和GB 50351的相关要求。当周边地形可有效拦蓄泄漏的液体或储罐周边存在实体围墙时，应充分分析这些措施的风险消减作用。

9.2.2 对于常压储罐的严重泄漏和中等泄漏，液池最大可能面积应不大于围堤（防火堤、隔堤、围堰）内的净面积；对于储罐灾难性破裂事件，当围堤（防火堤、隔堤、围堰）高度小于罐内液体高度时，应分析发生漫堤的影响，可采用下列任一方法评估：

a) 应根据储罐直径、液位高度和围堤（防火堤、隔堤、围堰）高度等参数模拟或实验确定漫顶的液体量，或者根据图9.2.2确定。

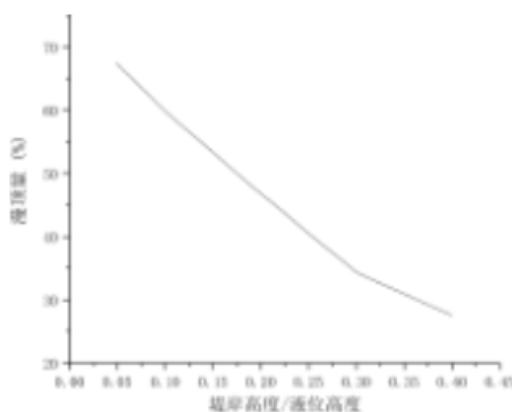


图 9.2.2 储罐漫顶的液体量估算

b) 灾难性破裂形成的液池面积假设不小于1.5倍围堤（防火堤、隔堤、围堰）的净面积。

9.3 泄漏切断系统

9.3.1 当泄漏切断系统作为风险减缓措施时，应满足以下条件：

a) 现场应设有自动检测系统，检测信号应能送至有人值守的控制室，或者检测信号与切断阀连锁。

b) 气体检测系统应有适合的检测元件和充足的检测探头，并且应在控制室设置独立的检测报警信号，其要求应满足GB/T 50493标准的要求。

c) 泄漏切断系统应按照相关要求定期检验测试。

9.3.2 应根据现场实际情况，采用故障树、可靠性框图或马尔可夫模型等技术评估自动检测与切断系统的

要求时的失效概率和切断时间。当没有详细资料时可采用下列规定：

- a) 自动泄漏检测与切断系统需要时的失效概率不宜小于0.001，切断时间应采用阀门联锁关闭的时间，没有详细资料时，切断时间不宜小于1min。
- b) 半自动切断系统需要时的失效概率不宜小于0.01，切断时间不宜小于5min。
- c) 手动切断系统作为风险消减措施，切断时间不宜大于20min。

9.3.3 当存在多个切断系统时，应分析共因失效的影响，可采用故障树、可靠性框图或马尔科夫等方法确定要求时的失效概率，取值不应小于0.001。

9.4 限制过流系统

9.4.1 当限制过流系统作为风险消减措施时，要求时的失效概率的取值应参照表9.4.1。

表9.4.1 过流阀失效概率

流出率与设定值之比	不关闭概率
流出率≤设定值	1
设定值<流出率≤1.2倍设定值	0.12
流出率>1.2倍设定值	0.06

9.4.2 限制过流系统的响应时间应根据系统实际的切断时间确定。当没有详细资料时，系统的切断时间不应超过5s。

9.5 装卸过程中操作人员现场切断

9.5.1 当操作人员现场切断作为风险消减措施，应同时满足以下条件：

- a) 现场应设有紧急停车按钮，并且操作人员应能够迅速、安全的使用。
- b) 紧急停车按钮和紧急切断阀的设计应符合相关标准。
- c) 按照安全管理制度规定操作人员在装卸过程现场对装卸活动、装卸软管、装卸接头等监控。
- d) 按照应急响应程序规定意外情况时操作人员的切断程序，并确保操作人员得到足够培训和演练，并应定期组织安全检查。

9.5.2 在装卸过程中的泄漏风险事件中，操作人员现场切断的失效概率一般不应小于0.1，泄漏时间一般不应小于2min。

9.6 气体泄漏蒸发扩散减缓系统

9.6.1 气体泄漏蒸发扩散减缓系统包括水幕、真空吸收系统、泡沫覆盖系统等。

9.6.2 根据以下条件确定气体泄漏蒸发扩散减缓系统的风险消减作用：

- a) 确定系统的响应时间；
- b) 确定系统的实际有效性；
- c) 设定风险事件，其时间为系统的响应时间；
- d) 在响应时间后，根据系统的有效性调整风险事件；
- e) 应分析该系统在需要时的失效概率，可采用故障树等技术确定。

9.7 火灾爆炸减缓系统

9.7.1 当喷淋系统、耐火涂层、防火墙等火灾保护系统作为风险消减措施时，应评估火灾保护系统的安全可靠性和有效性。当火灾保护系统能够防止目标在火灾载荷或直接接触下因温升导致事故，可不分析低于该火灾载荷的风险事件导致的伤害。

9.7.2 当抗爆结构设计、抗爆墙、抗爆涂层等爆炸减缓系统作为风险消减措施时，应评估爆炸减缓系统的安全可靠性和有效性。当爆炸减缓系统能够防止目标在爆炸冲击下发生损坏，可不计算低于该爆炸冲击载荷的风险事件对目标造成的伤害。

9.7.3 可采用计算流体动力学（CFD）、有限元分析（FEA）或实验等技术评估火灾爆炸减缓系统的风险消减作用。

9.8 自动紧急泄压系统

9.8.1 自动紧急泄压系统（BDV）可用于减少超压破裂后系统或设备内的可燃介质存量。紧急泄压系统宜设置故障安全型（故障开，FO）的紧急泄压阀。

9.8.2 BDV 成功触发后的泄放量可用于修正泄漏单元存量，泄放量可参考式（9.8.2）计算。

$$M_{BDV} = t_{BDV} \times \sqrt{Q_{max} \times \min\left(Q_{0.69MPa(表压)}, Q_{\frac{设计压力}{2}}\right)}$$

..... (9.8.2)

式中:

M_{BDV} —— BDV 成功触发后的泄放量, kg;

t_{BDV} —— BDV 的泄压时间, s;

Q_{max} —— 最大初始泄漏速率, kg/s;

$Q_{0.69MPa(表压)}$ —— 在 0.69MPa (表压) 下泄漏单元的泄漏速率, kg/s;

$Q_{\frac{设计压力}{2}}$ —— 在 50%设计压力下泄漏单元的泄漏速率, kg/s。

9.9 过程安全管理水平

9.9.1 可评估过程安全管理水平对在役阶段的风险消减作用。

9.9.2 可通过管理系统评价分值和管理系统评价系数评估企业的过程安全管理水平。

9.9.3 应采用 GB/T 26610.4 推荐的管理系统评估方法, 各主题总分值见表 9.9.3。

表 9.9.3 管理系统评估表

项目	主题	总分值
1	安全生产责任制	80
2	工艺安全信息	80
3	工艺危害性分析	95
4	安全检查	40
5	变更管理	70
6	操作规程	120
7	安全作业	80
8	人员培训	60
9	检验和维护	95
10	投用前的安全检查	90
11	应急措施	75
12	事故调查	40
13	分包管理	40
14	安全生产管理系统评估	35
总计		1000

10 后果评估

10.1 一般规定

10.1.1 选择的后果计算模型应符合模型的输入条件和适用范围。

10.1.2 部分可参考的经验模型参见附录G。

10.2 泄漏与释放

10.2.1 通用要求

10.2.1.1 泄漏位置应根据设备（设施）实际情况确定, 每个场景有对应的泄漏位置, 该位置由相对于周围区域的位置和高度决定。

10.2.1.2 泄漏方向应根据设备（设施）安装的实际情况和周边阻塞情况确定。泄漏方向宜为水平方向, 与风向相同。

10.2.1.3 储罐区、装卸区宜按照无阻挡释放分析, 中等及以上阻塞程度的装置区宜按照有阻挡释放分析。判断阻挡释放的方法应满足 AQ/T 3046 的规定。

10.2.1.4 根据实际工艺条件确定最大泄漏时间, 最大泄漏时间不宜超过 30min。

10.2.2 液体泄漏

10.2.2.1 液体经容器或管道上的孔泄漏时, 液体泄漏速率计算见式 (10.2.2.1-1):

$$Q_m = \rho A C_0 \sqrt{2 \left(\frac{P - P_0}{\rho} + g h_L \right)} \quad \dots\dots\dots (10.2.2.1-1)$$

式中:

- Q_m —— 质量流量, kg/s;
 P —— 储罐内液体压力, Pa;
 P_0 —— 环境压力, Pa;
 C_0 —— 液体泄漏系数;
 g —— 重力加速度, m/s², 一般取 9.8;
 A —— 泄漏孔面积, m²;
 ρ —— 液体密度, kg/m³;
 h_L —— 泄漏孔上方液体高度, m。

C_0 是雷诺准数和孔直径的函数, 对于锋利的孔和雷诺准数大于 30 000 时, 液体泄漏系数近似取 0.61。对于这种情况, 液体的流出速率不依赖于裂口的尺寸; 对于圆滑喷嘴, 液体泄漏系数可近似取 1; 对于与容器相连的管嘴 (即长度与直径之比不小于 3), 液体泄漏系数近似取 0.81。

10.2.2.2 长管道泄漏模型应分析输送压力对泄漏的影响, 可采用瞬态模型计算, 参见附录 G。当泵下游管道发生断裂时, 如果物料泄漏量由输送泵确定, 最大泄漏速率不应超过 1.5 倍泵输送量。

10.2.2.3 应根据泄漏时的流体特性, 分析液体喷射或形成液池的影响。如果存在围堰、防护堤等拦蓄区, 且泄漏的物质不会溢出拦蓄区时, 液池最大半径为拦蓄区的等效半径。液池蒸发速率可采用瞬态液池模型或 CFD 模型计算, 参见附录 G。也可采用简化的稳态液池模型模拟, 稳态液池蒸发模型见下式:

对于挥发性液体 (蒸气压 < 0.04 MPa):

$$\dot{m} = 0.002 \times u^{0.78} \times r^{-0.11} \frac{M_w \times 10^5}{R \times T} \times \ln \left(\frac{1}{1 - 10^{-5} P} \right) \quad \dots (10.2.2.3-1)$$

式中:

- $\dot{M}$ —— 液池蒸发速率, kg/(s·m²);
 u —— 10m 高度的风速, m/s;
 M_w —— 表示液体的分子量, g/mol;
 R —— 气体常数, 8.314 J/(mol·K);
 P —— 蒸气压力, Pa;
 r —— 液池半径, m。

对于沸腾液体 (常压沸点 < 环境温度):

$$\dot{m} = 1.597 \times 10^{-6} \times (514.2 - T_b) M_w e^{-0.0043 T_b} \quad \dots\dots (10.2.2.3-2)$$

式中:

T_b —— 常压沸点, K。

对于液池深度:

摩尔分子量 ≤ 180, 最小液池深度为 0.02m;

摩尔分子量 > 180, 最小液池深度为 0.08m。

10.2.2.4 对于非闪蒸液体射流和过热液体射流, 需要分析液滴的雾化、降落及蒸发, 相关计算模型参见附录 G。

10.2.2.5 当评估储罐过度充装引发的溢流导致的瀑流风险时, 相关计算模型参见附录 G。

10.2.3 气体泄漏与释放

10.2.3.1 压力容器或压力管道的孔泄漏的初始最大泄漏流量计算见下式:

当式 (10.2.3.1-1) 成立时, 气体流动属音速流动; 当式 (10.2.3.1-2) 成立时, 气体流动属亚音速流动。

$$\frac{P_0}{P} \leq \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \dots\dots\dots (10.2.3.1-1)$$

$$\frac{P_0}{P} > \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \dots\dots\dots (10.2.3.1-2)$$

式中:

P_0 —— 环境压力, Pa;

P —— 容器内介质压力, Pa;

γ —— 绝热指数。

音速流动的气体泄漏质量流量为:

$$Q = C_d A P \sqrt{\frac{M\gamma}{R_g T} \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}}} \dots\dots\dots (10.2.3.1-3)$$

亚音速流动的气体泄漏质量流量为:

$$Q = Y C_d A P \sqrt{\frac{M\gamma}{R_g T} \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}}} \dots\dots\dots (10.2.3.1-4)$$

式中:

Q —— 气体泄漏质量流量, kg/s;

C_d —— 气体泄漏系数, 与泄漏孔形状有关, 泄漏孔形状假定为圆形, 取 1.0;

A —— 泄漏孔面积, m²;

P —— 容器内介质压力, Pa;

M —— 泄漏气体或蒸气的分子量, kg/mol;

R_g —— 理想气体常数, J/(mol·K);

T —— 气体温度, K。

Y 为流出系数,

按式 (10.2.3.1-5) 计算。

$$Y = \left[\frac{P_0}{P}\right]^{\frac{1}{\gamma}} \times \left\{1 - \left[\frac{P_0}{P}\right]^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}}\right\}^{\frac{1}{2}} \times \left\{\left[\frac{2}{\gamma-1}\right] \times \left[\frac{\gamma+1}{2}\right]^{\frac{(\gamma+1)}{(\gamma-1)}}\right\}^{\frac{1}{2}} \dots\dots\dots (10.2.3.1-5)$$

10.2.3.2 容器上的气体安全阀 (PRV) 释放计算见下式:

根据理想气体定律, 容器中的气体比容 (1/密度) 为:

$$v_0 = \frac{8314 T_0}{P_0 M_w} \dots\dots\dots (10.2.3.2-1)$$

式中:

v_0 —— 气体比容, m³/kg;

T_0 —— 容器温度, K;

P_0 —— 容器中气体压力, Pa;

M_w —— 气体摩尔质量, kg/mol。

通过 PRV 限制的气体流动为音速流动, 质量流量为:

$$\dot{m} = A_1 C_d \left[\frac{P_0 \gamma}{v_0} \left(\frac{2}{\gamma+1} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad \dots\dots\dots (10.2.3.2-2)$$

式中:

- $\dot{m}$ —— 质量流量, kg/s;
 A_1 —— PRV 限制面积, m²;
 C_d —— 泄漏系数, PRV 释放取 0.9。

PRV 限制处的气体速度为:

$$u_1 = \frac{\dot{m} v_1}{C_d A_1} \quad \dots\dots\dots (10.2.3.2-3)$$

首先假设泄压管道为拉瓦尔喷嘴, 假设是等熵流动, 出口速度 u_2 :

$$\frac{1}{2} u_2^2 = \frac{1}{2} u_1^2 + \frac{\gamma}{1-\gamma} \left(P_1 v_1^\gamma \left[\frac{A_2 u_2}{\dot{m}} \right]^{1-\gamma} - P_1 v_1 \right) \dots\dots\dots (10.2.3.2-4)$$

其中, 出口压力 P_2 :

$$P_2 = \frac{P_1 v_1^\gamma}{\left(\frac{u_2 A_2}{\dot{m}} \right)^\gamma} \quad \dots\dots\dots (10.2.3.2-4) \quad (10.2.3.2-5)$$

A_2 —— 泄压管道面积, m²。

如果从上述两个方程计算的 P_2 压力小于大气压 P_{atm} , 那么上述两个方程是无效的, 并且气体在泄压管道中的泄放过程不是等熵流动。在这种情况下, 气体流动是绝热但不可逆的, 并且:

$$P_2 = P_{atm} \quad \dots\dots\dots (10.2.3.2-6)$$

$$u_2 = \frac{\gamma}{1-\gamma} \left(\frac{A_2 P_2}{\dot{m}} \right) + \left(\frac{\gamma^2 A_2^2 P_2^2}{(1-\gamma)^2 \dot{m}^2} + u_1^2 - \left(\frac{2\gamma}{1-\gamma} \right) P_1 v_1 \right)^{\frac{1}{2}} \dots\dots\dots (10.2.3.2-7)$$

如果 $P_2 > P_{atm}$, 那么气体在孔口的下游进一步泄放。

10.2.3.3 对于长管道气体泄漏, 应分析管道沿程压力降和管道内气体压力降低对泄漏流量的影响, 参见附录 G。也可采用有效稳态流量近似随时间变化的泄漏流量, 有效稳态流量计算过程如下:

$$\dot{m}_R = \alpha \cdot Q_{max} \geq \dot{m}_0 \frac{A_h}{A_0} \quad \dots\dots\dots (10.2.3.3-1)$$

$$\alpha = 1 - \frac{2A_h}{3A_0} \geq \frac{1}{3} \quad \dots\dots\dots (10.2.3.3-2)$$

$$M_R = \min(M_0 + \dot{m}_0 t_1, M_0 + \dot{m}_R t_1) \quad d_{hole} > 5mm \quad (10.2.3.3-3)$$

$$M_R = \dot{m}_R t_2 \quad \text{for } d_{hole} \leq 5mm \quad \dots\dots\dots (10.2.3.3-4)$$

式中:

- $\dot{m}_R$ —— 有效稳态泄漏流量, kg/s;
 $\dot{m}_0$ —— 管道的正常输送流量, kg/s;
 Q_{max} —— 最大初始泄漏流量, kg/s;
 A_h —— 泄漏孔的面积, m²;
 A_0 —— 管道的横截面积, m²;
 α —— 速率衰减因子;
 M_R —— 最大泄漏存量, kg;
 M_0 —— 泄漏孔上下游截断阀之间的管内存量, kg;
 t_1 —— 从泄漏发生到截断阀关闭的时间, s;

t_2 —— 从泄漏发生到泄漏停止（完成抢修的时间）的时间，s。

10.2.4 两相流喷射释放

10.2.4.1 当液体储存温度高于常压沸点时或液体为高蒸气压饱和态时，液体释放过程中应分析两相流。

10.2.4.2 两相流喷射释放可采用 HEM 两相泄漏模型参见附录 G。也可采用下列简化算法：

$$P_{cr} = 0.55P_l \quad \dots\dots\dots (10.2.4.2-1)$$

在塞流条件下 ($P_{cr} < P_{vo}$, $\dot{m}_R > \dot{m}_{c1}$):

$$\dot{m}_R = C_d A_h [2\rho_m (P_l - P_{cr})]^{1/2} \quad \dots\dots\dots (10.2.4.2-2)$$

$$\rho_m = \left[\frac{F_{vap}}{\rho_v} + \frac{1-F_{vap}}{\rho_l} \right]^{-1} \quad \dots\dots\dots (10.2.4.2-3)$$

$$F_{vap} = \frac{(T_l - T_c)c_p}{H_{vap}} \quad \dots\dots\dots (10.2.4.2-3)$$

式中：

P_{cr} —— 泄漏点处的临界压力，Pa；

P_{vo} —— 泄漏物料的内部蒸气压，Pa；

P_l —— 泄漏点处的内压，Pa；

ρ_m —— 泄漏物料的密度，kg/m³；

ρ_v —— 闪蒸气体的密度，kg/m³；

ρ_l —— 液体的密度，kg/m³；

F_{vap} —— 泄漏液体的质量闪蒸比例；

T_l —— 储存温度，K；

T_c —— 泄漏液体在临界压力下的沸点，K；

H_{vap} —— 泄漏液体的蒸发热，kJ/kg；

C_p —— 泄漏液体的定压热容，kJ/(kg·K)；

$\dot{m}_{c1}$ —— $P_l = P_{vo}/0.55$ ，按照 10.2.2.1 计算的泄漏流量，kg/s。

对于过渡状态 ($P_{cr} < P_{vo}$, $\dot{m}_R \leq \dot{m}_{c1}$):

$$\dot{m}_R = \dot{m}_{c1} \quad \dots\dots\dots (10.2.4.2-4)$$

总的有效气体释放流量为：

$$\dot{m}_{RG} = \frac{2(T_l - T_b c_p \dot{m}_R)}{H_{vap}} \quad \dots\dots\dots (10.2.4.2-5)$$

保持为液体的释放流量为：

$$\dot{m}_{RL} = \dot{m}_R - \dot{m}_{RG} \quad \dots\dots\dots (10.2.4.2-6)$$

10.3 气云扩散

10.3.1 气云扩散的一般要求

10.3.1.1 气云扩散需要分析主动喷射、膨胀、重力沉降、空气卷吸、云团受热、被动扩散等不同阶段，根据气体的密度、温度、地形及建筑物条件、周边环境和评估目的选择不同的箱模型及相似模型、浅层模型、CFD 或试验等。部分气云扩散模型参见附录 G。

10.3.1.2 当需要评估障碍物或明显的地形变化的复杂扩散过程时，应采用 CFD 模型或试验。

10.3.1.3 当存在剧毒化学品，且通过经验模型确定的可信事故下 ERPG-2 的最大影响范围超过 1km 时，宜通过试验确定外部安全距离。

10.3.1.4 在爆炸分析中，当采用 CFD 气体扩散确定云团的大小、浓度、位置等时，应满足以下基本要求：

a) 对评估对象至少选择 3 处泄漏，6 种不同的喷射方向和 1 个弥漫性泄漏扩散；

b) 至少分析一种场景，泄漏方向与计算设置的风向相反。

10.3.2 与建筑物相关的气云扩散

10.3.2.1 当模拟建筑物内部的物料泄漏引发的气体扩散时，应分析建筑物对扩散的影响，选择模型时应分析以下情况：

- a) 如果建筑物不能承受物质泄漏带来的压力,可设定物质直接释放到大气中。
b) 如果建筑物可承受物质泄漏带来的压力,则室外扩散应分析建筑物以及通风系统的影响。

10.3.2.2 当需要评估外部扩散的气体进入建筑内部时,应分析:

- a) 当可燃气体能够进入人员集中建筑物内部时,需要分析建筑物内部发生 VCE 的影响。
b) 当有毒气体能够进入人员集中建筑物内部时,需要分析室内人员的中毒风险。室内气体浓度随时间的变化可采用数值模拟确定或采用式 (10.3.2.2-1) 计算:

$$C_i(t) = C_0[1 - \exp(-\gamma * t)] \quad \dots\dots\dots (10.3.2.2-1)$$

式中:

- $C_i(t)$ —— 在时间 t 时室内的毒气体浓度, mg/m^3 ;
 C_0 —— 室外的浓度, mg/m^3 ;
 γ —— 每小时换气次数,默认为 3 次/h;
 t —— 毒性物质到达建筑物后的持续时间, h。

10.3.3 对于高压气体音速喷射,需要分析激波过程,见图 10。可采用简化的解析模型计算假设的等量喷射出口的相关参数,作为气体在大气环境中扩散研究的输入条件。

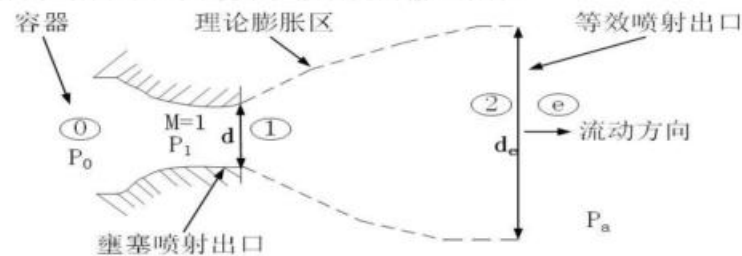


图 10.3.3 高压气体喷射激波过程示意图

(1) 计算等量的等效喷射出口温度 T_e 和等效喷射出口速度 u_e :

$$T_e = T_1 + \frac{1}{2C_p}(u_1^2 - u_e^2) \quad \dots\dots\dots (10.3.3-1)$$

$$u_e = u_1 C_D + \frac{(P_1 - P_a)}{\rho_1 u_1 C_D} \quad \dots\dots\dots (10.3.3-2)$$

$$C_D = \frac{\gamma R_{gas}}{\gamma - 1} \quad \dots\dots\dots (10.3.3-3)$$

$$P_1 = P_0 \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad \dots\dots\dots (10.3.3-4)$$

$$\rho_1 = \frac{P_0}{R_{gas} T_0} \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{1}{\gamma - 1}} \quad \dots\dots\dots (10.3.3-5)$$

$$u_1 = \sqrt{\frac{2\gamma}{\gamma + 1} R_{gas} T_0} \quad \dots\dots\dots (10.3.3-6)$$

式中:

- T_e —— 假设的等效喷射出口气体温度, K;
 T_1 —— 界面 1 滞塞流气体的温度, K;
 C_p —— 气体的定压比热容, $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$;
 u_1 —— 界面 1 滞塞流气体的速度, m/s;
 u_e —— 等效喷射出口的气体速度, m/s;
 C_D —— 气体泄漏系数;
 P_1 —— 界面 1 的气体压力, Pa;
 ρ_1 —— 密度, kg/m^3 ;
 P_a —— 大气环境压力, Pa;
 γ —— 气体绝热指数;
 R_{gas} —— 喷射气体的气体常数, $\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$;

P_0 —— 工艺设备内压缩气体的压力, Pa。

(2) 等效喷射出口的密度 ρ_e

$$\rho_e = \frac{P_a}{R_{gas}T_e} \quad \dots\dots\dots (10.3.3-7)$$

式中:

ρ_e —— 等效喷射出口的气体密度, kg/m³。

(3) 等效喷射出口的面积 A_e 和直径 d_e :

$$\frac{A_e}{A_1} = \frac{\rho_1^2 u_1^2 C_D^2}{\rho_e (\rho_1 u_1^2 C_D^2 + P_1 - P_a)} \quad \dots\dots\dots (10.3.3-8)$$

$$\frac{d_e}{d_1} = \sqrt{\frac{A_e}{A_1}} \quad \dots\dots\dots (10.3.3-9)$$

式中:

A_e —— 等效喷射出口的面积, m²;

A_d —— 雍塞喷射出口的面积, m²;

d_e —— 等效喷射出口的直径, m;

d_l —— 雍塞喷射出口的直径, m。

10.4 火灾分析

10.4.1 火灾分析一般要求

10.4.1.1 火灾分析应评估物料泄漏后可能形成的喷射火、池火、火球和闪火的热辐射强度、热剂量、火焰强度等影响。

10.4.1.2 火灾分析时可根据评估目的和模型的适用范围, 选择点源经验模型、固体火焰经验模型、CFD 模型等。当需要详细评估燃烧场、烟雾生成扩散、多点燃烧、火焰侵入、不同风向对火焰热辐射影响和水喷淋水幕系统的火灾减缓作用等情况时, 宜采用 CFD 模型。

10.4.2 液池火灾模型

10.4.2.1 液池火灾应分别分析早期池火和晚期池火两种情况。

10.4.2.2 液池火灾固体火焰经验模型参见附录 G。

10.4.3 喷射火焰经验模型

10.4.3.1 石油化工火炬系统的热辐射强度可采用 SH 3009 中的点源模型确定。

10.4.3.2 喷射火固体火焰模型详细的计算参见附录 G。

10.4.4 火球经验模型

10.4.4.1 LPG 容器发生 BLEVE 时, 将产生火球, 火球的相关参数可由火球的半径、时间、抬升高度等确定。

10.4.4.2 火球经验模型参见附录 G。

10.4.5 可根据火球的半径、时间、抬升高度等确定液化气体发生 BLEVE 产生的火球相关参数。

10.5 爆炸分析

10.5.1 一般规定

10.5.1.1 爆炸分析应分析可能发生的 VCE、爆炸物爆炸、非反应性介质的压力容器爆裂、BLEVE、反应失控和内部爆炸等。

10.5.1.2 VCE 计算应分析气云的受约束和受阻碍状况, 可采用 TNO 多能法、Baker-Strehlow-Tang (BST)、Shell-CAM 或者 CFD 方法等, 不应采用 TNT 当量法计算气体爆炸。

10.5.1.3 当需要详细评估气体爆炸燃烧的过程、建筑物内部 VCE、燃烧场的压力分布、点火源位置的影响、不同设备布局的影响、爆炸的泄放、爆炸减缓措施的作用等情况时宜采用 CFD 模型或实验分析。

10.5.1.4 爆炸物的爆炸分析应采用 GB/T 37243 中的最严重事故场景。

10.5.1.5 对于储罐发生溢流, 如果罐区周边存在爆炸阻塞区, 应分析液体溢流过程中蒸发的可燃气体引发的 VCE。

10.5.1.6 对于多层平台的装置区,可按照下列方法划分爆炸阻塞区:

a) 对于两层平台的工艺装置,当隔板采用实心混凝土结构且混凝土地板覆盖 80%以上的阻塞区域时可将混凝土地板分隔的两个平台层划分为两个独立的爆炸阻塞区,可选择其中最严重的爆炸区开展爆炸分析。

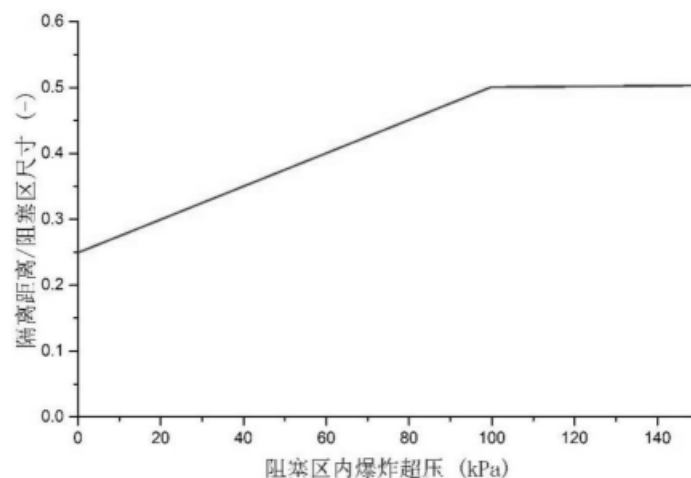
b) 多层实心混凝土平台的工艺装置,可按照 a) 方法划分爆炸阻塞区,并选择其中最严重的爆炸阻塞区开展爆炸分析。

c) 泄漏扩散分析时应分析每层平台的泄漏源。

10.5.2 TNO 多能法

10.5.2.1 TNO 模型假设为地面附近或平台处的半球形化学式云团发生爆炸,适用于地面或平台处的 VCE 冲击波计算,参见附录 G。

10.5.2.2 应辨识爆炸阻塞区,当两个区域的最小距离大于 10 倍阻塞物体的直径或两者之间的距离 $\geq 20\text{m}$,则应划分为两个爆炸阻塞区,也可采用图 10.5.2.2 中的曲线确定爆炸阻塞区的最小隔离距离。



注 1: 当爆炸阻塞区(作为爆炸源)内的爆炸压力超过 100kPa 时,则最小隔离距离为 0.5 倍该爆炸阻塞区的尺寸(火焰传播方向的尺寸);

注 2: 当爆炸阻塞区(作为爆炸源)内的爆炸压力低于 10kPa 时,则最小隔离距离为 0.25 倍该爆炸阻塞区的尺寸(火焰传播方向的尺寸);

注 3: 如果两个阻塞区之间有足够宽的设备(火焰传播的横截面方向)连接,则最小隔离距离将显著增加。

图 10.5.2.2 隔离距离/阻塞区尺寸与阻塞区爆炸超压关系图

10.5.2.3 爆炸源的强度可采用定性或定量的方法确定,参见附录 G。

10.5.2.4 建筑物的爆炸超压分析参见附录 G。建筑物与爆炸源的距离可采用式(10.5.2.4)确定:

$$DS = \left(\frac{3}{2} \times \frac{E}{E_v \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}} + DSM \quad \dots\dots\dots (10.5.2.4)$$

式中:

DS —— 计算的建筑物点到爆炸阻塞区的距离, m;

DSM —— 计算的建筑物点到爆炸阻塞区设备边缘的最小距离, m;

E_v —— $3.5 \times 10^6 \text{ J/m}^3$;

E —— 爆炸阻塞区内化学式可燃气云的燃烧能, J/m^3 。

10.5.3 BST 模型

10.5.3.1 BST 模型将化学式计量浓度云团假设为球形爆炸,爆炸能量应分析爆炸发生的位置影响。可燃气体团处于地面附近处时,爆炸能量应分析地面的反射作用,见式(10.5.3.1):

$$E = \alpha n \delta M E_v \quad \dots\dots\dots (10.5.3.1)$$

式中:

E —— 可燃气体团的燃烧能, J;

α —— 反射系数,当云团处于地面附近时,取 2;在空中时取 1~2 之间;

- n —— 可燃物的摩尔数, kmol;
- δ —— 可燃物的化学式浓度比;
- M —— 可燃物的摩尔分子量, kg/kmol;
- E_v —— 可燃物的燃烧热, J/kg。

10.5.3.2 BST 模型应分析阻塞区的程度、燃料的活性和受约束的程度。阻塞区和燃料活性的划分见表 10.5.3.2-1 和表 10.5.3.2-2。

表 10.5.3.2-1 阻塞程度

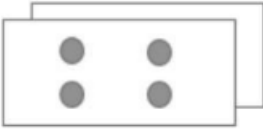
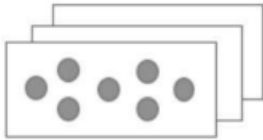
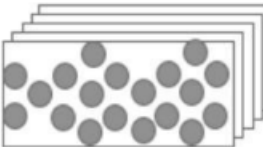
阻塞程度	面阻塞率 ABR	几何形状	描述
低	<10%		1-2 层障碍物; 阻碍物之间的距离大于 8 倍阻碍物的特征直径; 人员在区域容易通行
中	10%~40%		2-3 层障碍物; 阻碍物之间的距离约为 4~8 倍阻碍物的特征直径。该区域通行时需要绕道通行
高	>40%		3 层或多层距离很近的障碍物, 阻碍物之间的直径小于 4 倍阻碍物的特征直径人员很难通行

表 10.5.3.2-2 燃料活性

燃料活性	层流火焰速度 LFS	物质
高	$LFS > 75 \text{ cm} \cdot \text{s}^{-1}$	乙炔, 环氧乙烷, 氢气, 1-3 环氧丙烷, 乙烯
中	$45 \text{ cm} \cdot \text{s}^{-1} \leq LFS \leq 75 \text{ cm} \cdot \text{s}^{-1}$	丙酮, 1-3 丁二烯, 丙烷
低	$LFS < 45 \text{ cm} \cdot \text{s}^{-1}$	甲烷, 一氧化碳

10.5.3.3 对于混合燃料的活性, 可采用式 (10.5.3.3-1) 计算混合物的层流燃烧速度:

$$V_B = \frac{100}{\frac{x_1}{V_{B1}} + \frac{x_2}{V_{B2}} + \frac{x_3}{V_{B3}} + \dots} \dots\dots\dots (10.5.3.3-1)$$

式中:

- V_B —— 混合物的层流燃烧速度, cm/s;
- $x_1、x_2、x_3$ —— 混合物中每一种物料的摩尔体积占比, %;
- $V_{B1}、V_{B2}、V_{B3}$ —— 混合物中每一种物料的层流燃烧速度, cm/s。

10.5.3.4 采用 BST 方法时, 对于区域边界有高阻塞的障碍物时, 爆炸阻塞区间的隔离距离不应小于 9.1m。

10.5.3.5 火焰速度的选择应采用表 10.5.3.5。

表 10.5.3.5 火焰速度（马赫数）选择

约束程度	燃料活性	阻塞程度		
		低	中	高
2-D	高	0.59	DDT	DDT
	中	0.47	0.66	1.6
	低	0.079	0.47	0.66
2.5-D	高	0.47	DDT	DDT
	中	0.29	0.55	1.0
	低	0.053	0.35	0.50
3-D	高	0.36	DDT	DDT
	中	0.11	0.44	0.50
	低	0.026	0.23	0.34

DDT: 爆燃到爆轰的过渡现象, 此时马赫数取 5.2。
2-D: 表示火焰在两个方向自由传播, 在另一个方面受到限制。
2.5-D: 表示火焰在两个方向可自由传播, 在另一个方面受到局部限制, 局部限制是由于该面脆弱容易被突破。
3-D: 表示火焰在所有方向都可以自由传播, 没有限制。

10.5.3.6 BST 模型具体计算过程参见附录 G。

10.5.4 压力容器爆裂

10.5.4.1 压力容器爆裂包括: 含有理想气体的压力容器爆裂、含有非理想气体的压力容器爆裂、BLEVE、(放热的) 反应失控、含能材料分解和内部爆炸等。不同类型的影响应采用不同的方法计算。

10.5.4.2 当需要评估容器爆裂影响时, 可根据实际条件分析以下三种影响:

- a) 容器内部介质释放可能产生的危害, 如火球热辐射、VCE、闪火或有毒物质扩散;
- b) 容器碎片抛射的影响;
- c) 因压缩介质膨胀产生的爆炸冲击。

10.5.4.3 容器爆裂时的特征参数可采用表 10.5.4.3 确定。

表 10.5.4.3 容器爆裂时的特征失效压力和失效温度

失效原因	失效压力	失效温度
容器腐蚀、材料缺陷、外部撞击、容器疲劳	储存压力或工作压力	储存温度或工艺温度
外部火灾	1.21 倍安全阀定压	使用热力学表确定
过度充装 (与安全阀故障结合使用)	设计压力×安全系数 (通常为 2.5)	储存温度或工艺温度
过热 (与安全阀故障结合使用)	设计压力×安全系数 (通常为 2.5)	使用热力学表确定
反应失控	设计压力×安全系数 (通常为 2.5)	用理想气体定律计算该压力下的气体温度
内部爆炸	气体混合物接近爆炸极限时, 采用 3~4 倍的初始压力; 接近化学式气体混合物时, 采用 8~10 倍的气体初始压力	液体: 储存温度或工艺温度; 气体: 绝热火焰温度

10.5.4.4 压力容器爆裂时产生的冲击波影响, 可采用经验模型或 CFD 模型计算, 经验模型可参见附录 G。

10.5.4.5 易燃过热液体容器发生 BLEVE 事件时, 应分析爆炸冲击波和火球的双重影响, 计算模型可参见附录 G。

10.5.4.6 对于含能材料的分解, 释放能量的上限应由分解的总化学能量给出。总化学能量可采用式 (10.5.4.6-1) 计算:

$$E_{av} = M_c \Delta H_f \dots\dots\dots (10.5.4.6-1)$$

式中:

- ΔH_f —— 每千克产品的反应热, J/kg;
- M_c —— 容器内物质的总质量, kg;
- E_{av} —— 总化学能量, J。

11 暴露影响与风险分析

11.1 暴露下死亡概率计算

给定暴露下死亡概率可采用概率函数法计算，死亡概率 P_d 与相应的死亡概率单位值 P_r 函数关系见式 (11.1-1) 和式 (11.1-2)， P_d 和 P_r 的对应关系见表 11.1。

$$P_d = 0.5 \times \left[1 + \operatorname{erf} \left(\frac{P_r - 5}{\sqrt{2}} \right) \right] \quad \dots\dots\dots (11.1-1)$$

$$\operatorname{erf}(x) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^x e^{-t^2} dt \quad \dots\dots\dots (11.1-2)$$

式中：

t —— 暴露时间，s。

表 11.1 P_d 和 P_r 的对应关系

P/ %	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	——	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
99	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
	7.33	7.37	7.41	7.46	7.51	7.58	7.58	7.65	7.88	8.09

11.2 毒性气体影响

11.2.1 可采用 SLOD、SLOT 和毒性致死概率等指标来评估毒性物质对人员的生命安全和健康影响。当定量风险评估结果用于制定有毒气体泄漏应急计划时，可使用 ERPG。典型毒性物质的 ERPG、SLOD 和 SLOT 参见附录 H。

11.2.2 毒性气体暴露下人员死亡概率值可按式 (11.2.2) 计算：

$$P_{r毒} = a + b \ln(C^n \times t) \quad \dots\dots\dots (11.2.2)$$

式中：

$P_{r毒}$ —— 毒性暴露下的死亡概率值；

a, b, n —— 描述物质毒性的常数，见表 11.2.2；

C —— 浓度， mg/m^3 ；

t —— 暴露于毒物环境中的时间，min，最大值为 30 min。

表 11.2.2 常用物质毒性常数 *a*、*b*、*n*

物质名称	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>n</i>	物质名称	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>n</i>
1,2-二氯乙烷	-20.8	1.85	1.08	丙酮氰醇	-10.4	1.04	1.93
乙腈	-17.8	1	2	丙烯醛	-9.79	1.85	1.08
丙烯腈	-17.3	1.69	1.19	烯丙醇	-17.1	2.56	0.78
烯丙胺	-18.8	2.3	0.87	氯丙烯	-25.9	3.66	0.547
氨	-16.5	0.99	2.02	肿	-11.7	1.61	1.24
苯基氯	-13.4	1	2	三氯化硼	-15.8	1.46	1.37
三氟化硼	-11.1	1	2	溴	-12.2	1.57	1.28
氯	-13.7	1.93	1.04	氯乙醛	-8.32	1	2
十氢萘	-13.5	1	2	二氯硅烷	-17.7	1.46	1.37
二甲胺	-15.3	1.02	1.96	硫酸二甲酯	-8.5	1	2
表氯醇	-10.7	1	2	氯甲酸乙酯	-7.61	1	2
乙烯亚胺	-13	1.89	1.06	环氧乙烷	-17.5	1	2
氟	-7.93	1.1	1.82	甲醛	-8.22	0.54	3.7
光气	-10.7	2.51	0.8	磷化氢	-8.67	1	2
氯氧化磷	-7.33	1	2	三氯化磷	-8.5	1	2
胂	-13.3	1	2	一氧化碳	-15.9	1.11	1.81
甲基丙烯腈	-9.26	1	2	甲胺	-15	1.07	1.87
甲基溴	-19.1	1.64	1.22	氯甲酸甲酯	-7.76	1	2
异氰酸甲酯	-10.3	1.98	1.01	甲硫醇	-11.3	1	2
丙胺	-14.6	1	2	丙炔亚胺	-16.4	1.89	1.06
四羰基镍	-6.01	1	2	四氯硅烷	-17.4	1.46	1.37
四乙基铅	-8.64	1	2	甲苯二异氰酸酯	-7.84	1	2
三氯硅烷	-17.5	1.46	1.37	三甲胺	-16.4	0.96	2.08
氯化氢	-17.1	1.46	1.37	氰化氢	-9.37	1.17	1.71
氟化氢	-13.2	1.83	1.09	硫化氢	-7.87	0.31	6.52
二氧化硫	-12.6	1	2	三氧化硫	-14.2	1.6	1.3
硫酸	-11.3	0.94	2.14	甲酸	-14.8	1	2

11.2.3 当缺少毒性物质常数 (*a*、*b*、*n*) 时, 可采用 SLOD 和 SLOT 的毒性载荷粗略计算死亡概率。SLOD 和 SLOT 的毒性载荷同暴露浓度和暴露时间的关系见式 (11.2.3-1)。

$$Toxic Load = c^n \times t \dots\dots\dots (11.2.3-1)$$

式中:

- Toxic Load* —— 毒性载荷, (10⁻⁶)ⁿ·min;
- t* —— 暴露时间, min;
- c* —— 暴露浓度, 10⁻⁶;
- n* —— 与物质毒性相关的指数, 取值参见附录 H。

11.2.4 混合物毒性影响

- a) 当混合物的毒性常数已知时, 应采用 11.2.2 或 11.2.3 的方法。
- b) 当混合物的毒性常数未知, 但每一种组分的毒性常数已知时, 应采用物料毒性乘法, 见下式:

$$P_d(i) = 0.5 \times \left[1 + \operatorname{erf} \left(\frac{P(i)-5}{\sqrt{2}} \right) \right] \dots\dots\dots (11.2.4-1)$$

$$P_d = 1 - \prod_{\text{All components, } c} (1 - P_d(i)) \dots\dots\dots (11.2.4-2)$$

式中:

- P_d(i)* —— 混合物中第 *i* 种毒性物料的死亡概率数;
- P_d* —— 死亡概率。

- c) 当混合物的毒性常数和相关组分的常数未知时, 则可使用混合物毒性最高的物料代替混合物计算毒性影响。

11.3 热辐射影响

11.3.1 不同热辐射强度对设备和人的影响判据见表 11.3.1。

表 11.3.1 不同热辐射强度造成的伤害和损坏（喷射火或池火）

热辐射强度 kW/m ²	对设备的损坏	对人的伤害
35	操作设备损坏	1%死亡（10s）； 100%死亡（1min）。
25	在无火焰，长时间辐射下木材燃烧的最小能量	重大烧伤（10s）； 100%死亡（1min）； 1%死亡（10s）。
12.5	有火焰时，木材燃烧及塑料熔化的最低能量	在 20s 内皮肤极端疼痛；本能的逃生到底护场所；如果逃生不可能则将死亡； 户外人员：70%死亡率； 室内人员：30%死亡率； 1%死亡（1min）； 一级烧伤（10s）。
6.3	——	1、在 8s 内裸露皮肤有痛感；无热辐射屏蔽设施时，操作人员穿上防护服可停留 30s-1min； 2、影响逃生线路。
4.7	——	暴露 16s，裸露皮肤有痛感；无热辐射屏蔽设施时，操作人员穿上防护服可停留几分钟。影响安全区域。
1.58	——	长时间暴露无不适感。

11.3.2 一般接收体收到的热载荷应按下式计算：

$$V = \int Q^{\frac{4}{3}} dt \quad \dots\dots\dots (11.3.2-1)$$

式中：

V —— 热载荷，s·(W/m²)^{4/3}；

t —— 暴露时间，s。

11.3.3 逃生线路上的热载荷可按下式计算：

$$V = q^{\frac{4}{3}} \times t_{eff} \quad \dots\dots\dots (11.3.3-1)$$

$$t_{eff} = t_r + \frac{3}{5} \times \frac{x_0}{u} \left\{ 1 - \left(1 + \frac{u}{x_0} \times t_v \right)^{-\frac{5}{3}} \right\} \quad \dots\dots (11.3.3-2)$$

$$t_v = \frac{x_s - x_0}{u} \quad \dots\dots\dots (11.3.3-3)$$

式中：

q —— 人员初始反应期间的热辐射强度，W/m²； t_{eff} —— 有效的暴露时间，s； x_0 —— 人员初始位置距离火焰中心的距离，m；

u —— 逃生速度，m/s，默认值为 1.5m/s；

 t_v —— 逃生的时间，s； t_r —— 人员反应的时间，s，默认值为 5s； x_s —— 逃生终点距离火焰中心的距离，m。

11.3.4 火球、池火及喷射火热辐射导致的人员死亡概率单位值可按式（11.3.4-1）计算：

$$P_{r热} = -36.38 + 2.56 \ln \left(Q^{\frac{4}{3}} \times t \right) \quad \dots\dots (11.3.4-1)$$

式中：

- $P_{r_{\text{总}}}$ —— 热辐射暴露下的人员死亡概率单位值；
- Q —— 热辐射强度，W/m²；
- t —— 暴露时间，s，最大值为 20 s。

11.3.5 火灾对结构的安全影响需开展详细的热载荷和结构响应分析，部分结构热载荷下的典型响应参见附录 J。

11.4 爆炸冲击影响

11.4.1 爆炸冲击波对不同建筑物的影响判据见表11.4.1。

表 11.4.1 爆炸超压对不同类型建筑物的影响

建筑物类型	峰值侧向超压 (kPa)	后果
木结构拖车或棚屋	6.9	孤立的建筑物倾覆。屋顶和墙壁倒塌
	13.8	完全倒塌
	34.5	完全破坏
钢结构/金属板预制工程建筑	10.3	金属板撕裂，内墙损坏；高空坠物危险
	17.2	建筑框架支架、覆层和内墙由于框架变形而被破坏
	34.5	完全破坏
未加固的砌体承重墙建筑	6.9	没有易碎窗户的墙壁部分倒塌
	8.6	墙和屋顶部分倒塌
	10.3	完全倒塌
	20.7	全部破坏
钢结构或混凝土框架，无钢筋砌体填充物或覆层	10.3	墙体向内倒塌
	13.8	屋顶板倒塌
	17.2	框架完全倒塌
	34.5	完全破坏
钢筋混凝土或砌体剪力墙建筑	27.6	屋顶和墙壁在荷载作用下发生挠曲；内壁损坏
	41.4	建筑物损坏严重且倒塌
	82.7	完全破坏

11.4.2 爆炸冲击危险区域等级划分标准可参照表11.4.2。

表 11.4.2 爆炸冲击危险区域等级划分标准

爆炸超压 P/kPa	爆炸冲击危险区域等级
$P < 6.9$	低
$6.9 \leq P < 20$	中
$20 \leq P < 45$	较高
$45 \leq P < 65$	高
$P \geq 65$	非常高

11.4.3 爆炸冲击对工艺设备的影响参见附录 K。

11.5 致死概率分析

11.5.1 各种暴露情况下人员致死概率见表 11.5.1。

表 11.5.1 致死概率设置表

伤害类型	载荷	LSIR	界区外社会风险	
		室外	室外	室内
毒性气体	——	P_{lethal}	P_{lethal}	$P_{lethal-indoor}$
喷射火	火焰区	1	1	1
	$\geq 35\text{kW/m}^2$	1	1	1
	$< 35\text{kW/m}^2$	P_{lethal}	$0.14P_{lethal}$	0
池火	火焰区	1	1	1
	$\geq 35\text{kW/m}^2$	1	1	1
	$< 35\text{kW/m}^2$	P_{lethal}	$0.14P_{lethal}$	0
火球	火焰区	1	1	1
	$\geq 35\text{kW/m}^2$	1	1	1
	$< 35\text{kW/m}^2$	P_{lethal}	$0.14P_{lethal}$	0
闪火	LFL 区域	1	1	1
	小于 LFL 区域	0	0	0
爆炸	$\geq 30\text{kPa}$	1	1	1
	$10\text{kPa} \leq \text{超压} < 30\text{kPa}$	0	0	0.025
	超压 $< 10\text{kPa}$	0	0	0

注 1: P_{lethal} 表示各种暴露水平下按致死概率方程计算的室外人员致死概率。 $P_{lethal-indoor}$ 表示社会风险计算时,采用室内毒性气体浓度来计算室内人员的死亡概率。

注 2: 对于爆炸冲击伤害,对室外人员也可采用超压致死概率方程计算户外人员致死概率;对于室内人员也可采用建筑物超压致死曲线或 P-I 致死概率曲线来计算致死概率。

11.5.2 企业内部建筑物的人员致死概率分析

11.5.2.1 毒性气体导致的建筑物内人员致死概率分析宜采用室内的毒性气体浓度评估致死概率,评估时应分析建筑物采取的防毒措施的有效性和可靠性,对致死概率修正。

11.5.2.2 闪火导致的建筑内人员致死概率宜分析建筑设置的防可燃气体进入措施的有效性和可靠性,并对致死概率修正。

11.5.2.3 因爆炸冲击导致的建筑物内人员致死概率分析宜采用超压致死曲线或建筑物 P-I 致死曲线评估致死概率。不同建筑物的超压致死曲线参见附录 L。

11.5.2.4 爆炸冲击波对建筑物安全影响的精确评估可采用 GB 50779 的相关方法。

11.6 多米诺影响分析

11.6.1 在评估潜在的火灾、爆炸事件对周边设施影响时,宜分析爆炸冲击和火灾火焰或热辐射危害导致临近的储罐区、管廊等区域发生次生灾难性失效引发的多米诺影响。

11.6.2 目标对象发生多米诺破坏的超压载荷和火灾载荷应根据设备的设计、储存物料、现场安全措施等实际情况确定,缺乏详细资料时引发多米诺效应的阈值条件可采用附录 M 的阈值。

11.7 风险分析

11.7.1 LSIR 和社会风险

11.7.1.1 评估石油化工企业界区外的风险时,应得到 LSIR 风险等高线和 FN 曲线。LSIR 风险等高线应至少得到不小于 1.0×10^{-8} /年的等值线。计算界区外 FN 曲线时,可不包括界区内的人员分布。

11.7.1.2 LSIR 和社会风险的计算方法应符合 AQ/T 3046 的要求。

11.7.1.3 当计算的场景涉及毒性气体泄漏时,宜单独对毒性气体的影响区域划分网格。

11.7.1.4 社会风险的计算应分析人员处于室外和建筑物内的影响。

11.7.2 IRPA

SH/T 3226—2024

11.7.2.1 对厂界内的人员集中建筑物应分析 IRPA。

11.7.2.2 室外特定位置 IRPA 应采用式 (11.7.2.2-1) 确定:

$$IRPA_{out} = LSIR_{out} \times P_{exp} \quad \dots\dots\dots (11.7.2.2-1)$$

式中:

- $IRPA_{out}$ —— 室外特定位置 IRPA, 次/年;
 $LSIR_{out}$ —— 室外 LSIR, 次/年;
 P_{exp} —— 人员的平均暴露概率。

11.7.2.3 人员集中建筑物处的 IRPA 应采用式 (11.7.2.3-1) 确定:

$$IRPA_{building} = LSIR_{building} \times P_{exp} \quad \dots\dots (11.7.2.3-1)$$

式中:

- $IRPA_{building}$ —— 人员集中建筑物处的 IRPA, /年;
 $LSIR_{building}$ —— 人员集中建筑物处室内的个人风险, /年;
 P_{exp} —— 人员的平均暴露概率。

11.7.2.4 岗位 IRPA 应分析该岗位的人员在一天中所处位置的分布, 可采用式 (11.7.2.4-1) 确定:

$$IRPA_{岗位} = \sum LSIR_{out-i} \times P_{exp-i} + \sum LSIR_{building-j} \times P_{exp-j} \quad (11.7.2.4-1)$$

式中:

- $LSIR_{out-i}$ —— 该岗位人员处于户外 i 处的个人风险, /年;
 P_{exp-i} —— 该岗位人员在户外 i 处的暴露时间概率;
 $LSIR_{building-j}$ —— 该岗位人员处于建筑 j 内的个人风险, /年;
 P_{exp-j} —— 该岗位人员在建筑 j 内的暴露时间概率。

11.7.3 PLL

11.7.3.1 PLL 可采用式 (11.7.3.1-1) 和 (11.7.3.1-2) 计算:

$$PLL = \iint LSIR(x, y) m(x, y) dx dy \quad \dots\dots\dots (11.7.3.1-1)$$

$$PLL = \sum_{N=1}^{\infty} NP(N) = \sum_{N=1}^{\infty} N[F(N) - F(N+1)] = \sum_{N=1}^{\infty} F(N) \quad \dots\dots\dots (11.7.3.1-2)$$

式中:

- $LSIR(x, y)$ —— x, y 坐标位置上的个人风险;
 $m(x, y)$ —— 人口密度;
 $F(N)$ —— 死亡人数超过 N 人的发生频率;
 $P(N)$ —— 死亡 N 人的频率。

11.7.3.2 计算 PLL 时应计算厂区内的 PLL。

12 风险控制标准与风险敏感性分析

12.1 毒性物质影响

12.1.1 应急计划制定时的毒性物质控制标准宜采用 ERPG 阈值。如果没有 ERPG-3, 可采用以下规则替代:

- 1) 使用 5 倍的 ERPG-2;
- 2) LC-50 值除以 30。

如果没有 ERPG-2, 可采用以下规则替代:

- 1) 使用 STEL (短期暴露极限) 或最高容许浓度 MAC;
- 2) 使用 3 倍 TWA (时间加权平均容许浓度) 值。

STEL、TWA 和 MAC 值见 GBZ 2.1。

12.1.2 当采用可信事故确定外部安全防护距离时, 应采取 1% 的致死概率或 SLOT 剂量确定影响距离。

12.2 火灾热辐射影响阈值

12.2.1 在可信事故下, 人员暴露和主要安全功能单元满足的火灾热辐射影响阈值见表 12.2.1。

表 12.2.1 人员暴露和主要安全功能单元失效准则

参数	可能造成人员死亡	人无法逃生	安全区域不可用（如集合区域）
热辐射强度（kW/m ² ）	>12.50	>6.31	>3.20

12.2.2 在应急情况下，应急人员工作区域设计的最大热辐射强度应满足表 12.2.2 的要求。

表 12.2.2 热辐射等级

辐射热强度（kW/m ² ）	条件
1.58	人员穿有适当衣服可长期停留的地点。
4.73	无热辐射屏蔽设施，操作人员穿有适当的防护衣时，最多可停留几分钟的地点。
6.31	无热辐射屏蔽设施，操作人员穿有适当的防护衣时，最多可停留 1min 的地点。
9.46	在火炬设计流量排放燃烧时，操作人员可能进入的区域，如火炬架根部或火炬附近高耸设备的操作平台处，但暴露时间应限于几秒钟，并有充分的逃离通道。
注 1：以上辐射热不包括太阳辐射热。	
注 2：太阳的辐射热强度一般为 0.79kW/m ² ~1.04kW/m ² 。	

12.2.3 不同的热辐射强度下，设计的人员最大暴露时间应满足表 12.2.3 的要求。

表 12.2.3 最大设计热辐射等级

辐射等级，q，kW/m ²	暴露时间限制，s
q>9.46	少于 5s
9.46≥q>4.73	10 ^{(11.3-q)/2.81}
4.73≥q>1.58	10 ^{(7.57-q)/1.2}
q≤1.58	无限制

12.2.4 火炬系统对周边的热辐射控制标准应执行 SH/T 3009。

12.2.5 防火堤内池火灾对周边设备的热辐射控制标准见表 12.2.5。

表 12.2.5 界区内允许的热辐射（不包括太阳热辐射）

界区内的设备	最大热辐射/（kW/m ² ）
相邻储罐的混凝土外表面：未加保护 ^{a,c} 或已加热保护 ^b	32
相邻储罐的金属外表面：未加保护 ^c 或已加热保护 ^b	15
相邻压力储存容器和工艺设施的外表面	15
控制室、维修间、实验室、仓库等	8
行政办公楼	5
a 预应力混凝土罐最大辐射通量可根据下列要求确定：混凝土的厚度应满足在火灾的情况下，预应力钢筋的温度足够低，以保证 LNG 储罐和附属设备的完整性，并在最大设计压力下工作。如果没有蓄水系统，储罐设计的完整性应确保在需要的时间内能够从外部水源获得足量的消防水。可用经验公式来确定混凝土的最小厚度。	
b 该设施通过水喷淋、防火、辐射屏或类似系统进行保护。	
c 通过保持间距加以保护。	

12.3 LSIR 与社会风险

12.3.1 LSIR 可用于项目的选址或总图布置，针对厂区外不同的防护目标确定外部安全距离或确定适合的搬迁范围。社会风险用于量化评估企业对厂区外敏感目标的公众发生群死群伤的风险，控制厂区外的人口分布或人口密度。

12.3.2 厂区外不同防护目标的 LSIR 应满足 GB 36894 或项目所在地的要求。

12.3.3 厂区外社会风险应符合 ALARP 原则，厂区外的社会风险标准应满足 GB 36894 的要求。

12.3.4 当风险评估的目的是确定外部安全距离时，应确保外部安全距离区域内各类防护目标个人风险和厂区外的社会风险同时满足要求。

12.4 厂区内的风险控制

12.4.1 厂区内人员集中建筑物的个人年度死亡风险不宜超过 10⁻³/年。

12.4.2 当厂区内的个人年度风险处于 10⁻³~10⁻⁵/年的范围时，应在可实现的范围内，尽可能采取安全措施降低风险。

12.4.3 厂区内 PLL 应满足企业的风险控制准则。

SH/T 3226—2024

12.5 厂区内人员集中建筑物风险控制标准

12.5.1 建筑物内因火灾爆炸和中毒事件导致的个人年度风险应满足 12.4 条的规定。

12.5.2 建筑物受到的爆炸冲击波超压 ≥ 6.9 kPa 或者爆炸冲量 ≥ 207 kPa·ms 时，建筑物主体结构应采用抗爆设计，建筑物其它部分的抗爆要求应执行 GB 50779。

12.5.3 建筑物抗爆设防荷载宜为累计频率 $\leq 1 \times 10^{-4}$ /年的爆炸冲击波参数，或者根据最大可信事故场景确定的爆炸冲击波参数。

12.5.4 当建筑物处的闪火累计频率超过 1×10^{-5} /年，宜采取防止可燃气体进入建筑物的措施。当建筑物处的闪火累计频率超过 1×10^{-3} /年，应采取防止可燃气体进入建筑物的措施。

12.5.5 建筑物内部人员因毒性气体导致的 IRPA 超过 1×10^{-3} /年时，应进行专门的防毒设计；当可信事故下建筑物内的有毒气体浓度超过 IDLH 或剂量超过 SLOT 时，或建筑物内部人员的毒性气体导致的 IRPA 超过 1×10^{-5} /年时，建筑物可采用防毒设计或应急逃生设计。

12.6 风险敏感性分析

12.6.1 各防护目标处 LSIR 及风险敏感性分析。当防护目标风险超过风险控制标准时，应开展风险敏感性分析，确定主要的贡献者，提出风险消减措施并再次对比风险值。

12.6.2 界区外社会风险及风险敏感性分析。确定界区外社会风险是否满足要求，如果社会风险不可接受，对不满足的 FN 曲线某个范围，应开展风险敏感性分析，确定最主要的贡献者，并提出风险消减措施。

12.6.3 总 PLL 和各位置的分布及风险敏感性分析，确定企业或装置年度预期死亡人数以及高风险位置，对装置风险排序。

12.6.4 IRPA。对厂界内每个人员存在的固定位置和人员集中建筑物处的 IRPA 超过风险控制标准时，应开展风险敏感性分析，确定主要的贡献者，提出风险消减措施。

附录 A
(资料性附录)
定量风险评估基本程序

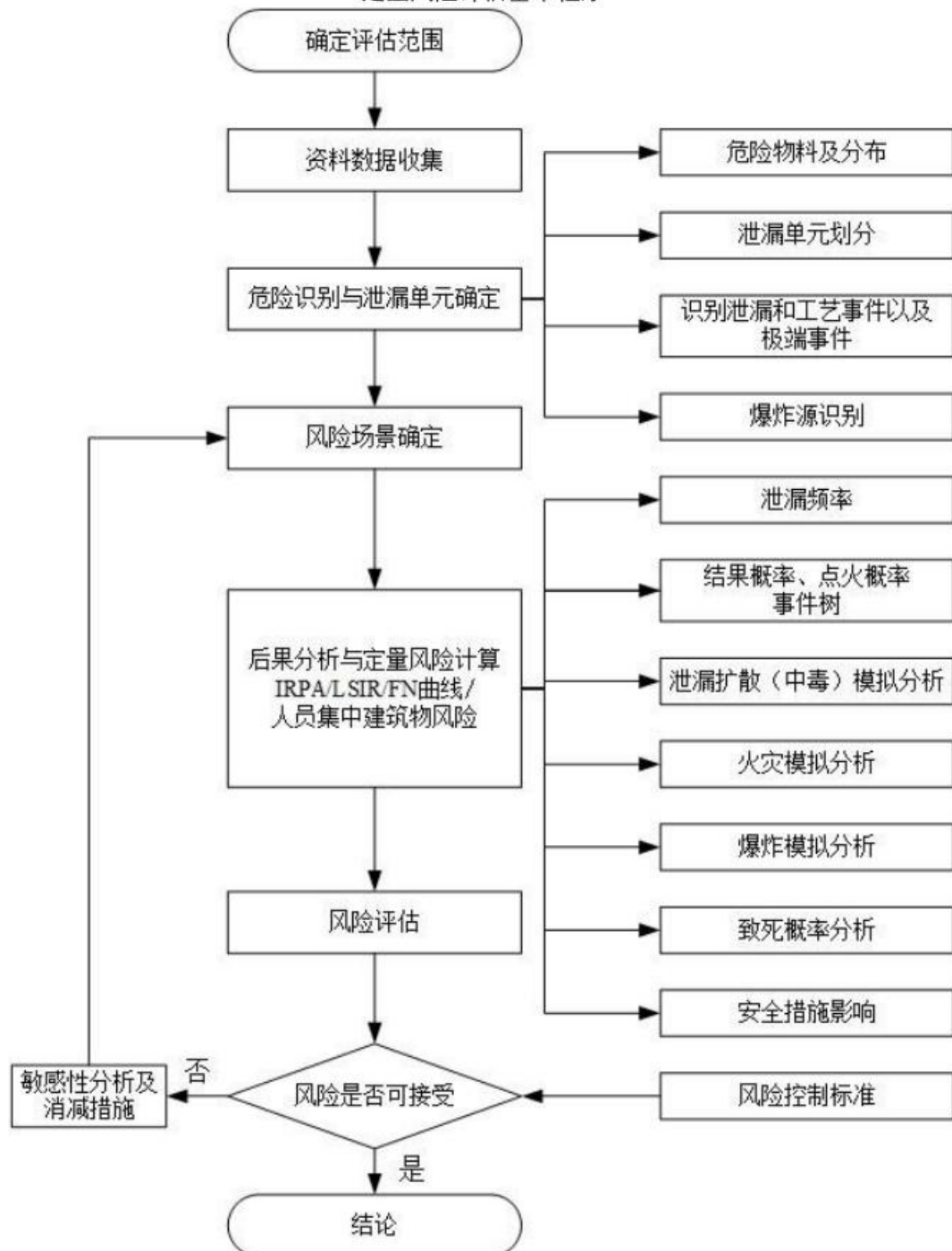


图 A.1 定量风险评估基本程序

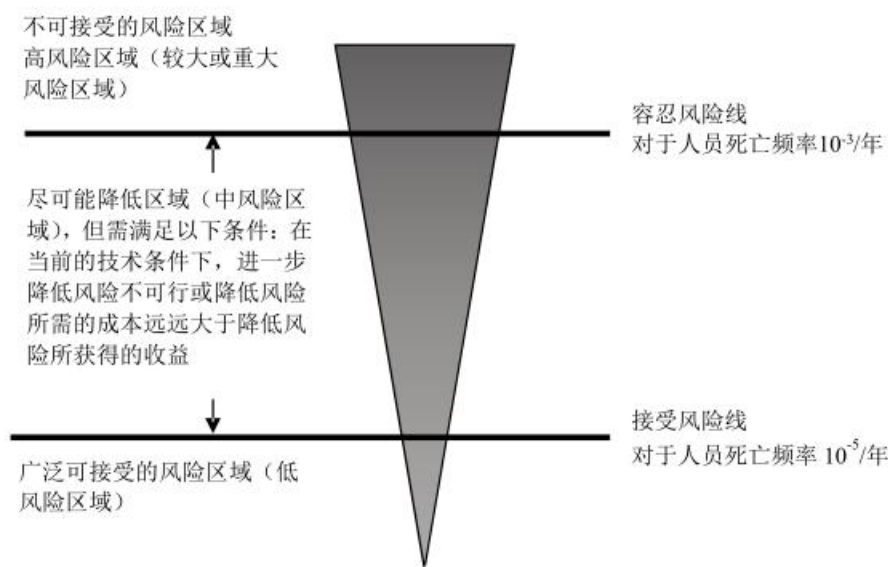
附录 B
(资料性附录)
ALARP 原则

ALARP 原则指在当前的技术条件和合理的费用下，对风险的控制要做到在合理可行的原则下“尽可能的低”。按照 ALARP 原则（见图 B.1），风险区域可分为：

a) 不可接受的风险区域。指容忍风险值以上的风险区域。在这个区域，除非特殊情况，风险是不可接受的，需要采取措施降低风险；

b) 尽可能降低区域（有条件容忍的风险区域）。指容忍风险线与接受风险线之间的风险区域。在这个区域内应满足以下条件之一时，风险才是可容忍的：

- 1) 在当前的技术条件下，进一步降低风险不可行；
- 2) 降低风险所需的成本远远大于降低风险所获得的收益。



注：容忍风险线对应的人员死亡频率 $10^{-3}/\text{年}$ 和接受风险线对应的人员死亡频率 $10^{-5}/\text{年}$ 为石化行业的代表值。

图 B.1 ALARP 原则

c) 广泛可接受的风险区域。指接受风险线以下的低风险区域。在这个区域，剩余风险水平是可忽略的，一般不要求进一步采取措施降低风险。但有必要保持警惕以确保风险维持在这一水平。

ALARP 原则推荐在合理可行的情况下，把风险降低到“尽可能低”。风险位于两种极端情况（不可接受的风险区域和广泛可接受的风险区域）之间，如果符合 ALARP 原则，则所得到的风险可认为是可容忍的风险。

附录 C
(规范性附录)
主要工艺设备的通用泄漏频率

C.1 设备失效模型泄漏参数

主要工艺设备的通用泄漏频率的各设备失效模型泄漏参数见表 C.1。

表 C.1 设备失效模型泄漏参数

名称	描述	泄漏类型	参数					
			C	a	m	n	F_{rup}	D_{min}
			/a	—	—	—	/年	mm
压缩机-离心	离心压缩机	全泄漏	4.18×10^{-3}	0	-1.48	0	0	1
压缩机-往复	往复式压缩机	全泄漏	3.55×10^{-2}	0	-1.05	0	3.0×10^{-4}	1
过滤器	从液体中过滤固体	全泄漏	2.08×10^{-3}	0	-0.93	0	0	1
法兰	法兰接头, 所有直径	全泄漏	3.15×10^{-5}	1×10^{-3}	-1.17	1.29	1.5×10^{-6}	1
换热器-翅片风扇	换热器翅片散热器	全泄漏	1.87×10^{-3}	0	-0.72	0	0	1
换热器-板式	板式换热器	全泄漏	7.68×10^{-3}	0	-0.64	0	0	1
管壳式换热器	烃类介质在壳程	全泄漏	1.77×10^{-3}	0	-1.00	0	0	1
管壳式换热器	烃类介质在管程	全泄漏	1.46×10^{-3}	0	-0.75	0	0	1
收发球筒	收发球筒	全泄漏	3.25×10^{-3}	0	-1.08	0	0	1
管道—工艺	工艺管道 (1m), 所有直径	全泄漏	3.27×10^{-5}	5×10^3	-1.06	-2.08	0	1
泵—离心	离心泵, 单密封和双密封	全泄漏	4.81×10^{-3}	0	-1.15	0	0	1
泵—往复	往复式泵, 单密封和双密封	全泄漏	4.52×10^{-3}	0	-0.56	0	0	1
小口径管件	小口径管件	全泄漏	2.84×10^{-4}	0	-0.94	0	0	1
阀门-手动	非驱动阀, 所有直径	全泄漏	1.41×10^{-5}	0.1	-0.91	0.64	1.0×10^{-6}	1
容器—工艺	工艺压力容器, 包括反应器和柱体	全泄漏	7.43×10^{-4}	0	-0.69	0	0	1
阀门	驱动非管线阀, 所有直径	全泄漏	-4.60×10^{-4}	-2	-1.14	-0.035	5.0×10^{-6}	1
常压储存容器	常压储存容器	全泄漏	1.98×10^{-3}	0	-0.61	0	0	1

C.2 工艺设备泄漏频率

2006 年或以前实际投入运行的工艺设备泄漏频率采用 C.2.1 的泄漏频率，2006 年以后实际投入运行的工艺设备泄漏频率采用 C.2.2 的泄漏频率。

C.2.1 工艺设备泄漏频率（2006 年及以前实际投入运行的工艺设备）

C.2.1.1 工艺管道泄漏频率

工艺管道泄漏频率见表 C.2.1.1。

表 C.2.1.1 工艺管道泄漏频率表 单位: /m.a

孔径类型 (mm)	50 mm	150mm	300mm	450mm	600mm	900 mm
1 ~ 10	7.3×10^{-5}	3.5×10^{-5}	3.1×10^{-5}	3.1×10^{-5}	3.0×10^{-5}	3.0×10^{-5}
10 ~ 50	7.0×10^{-6}	2.7×10^{-6}	2.4×10^{-6}	2.4×10^{-6}	2.4×10^{-6}	2.3×10^{-6}
50 ~ 150	——	6.0×10^{-7}	3.7×10^{-7}	3.6×10^{-7}	3.6×10^{-7}	3.6×10^{-7}
>150	——	——	1.7×10^{-7}	1.7×10^{-7}	1.6×10^{-7}	1.6×10^{-7}
总计	8.0×10^{-5}	3.8×10^{-5}	3.4×10^{-5}	3.3×10^{-5}	3.3×10^{-5}	3.3×10^{-5}

注 1: 包括工艺装置内的管道, 但不包括装置间管道或装置到罐区/罐区与装卸设施之间的管道。

C.2.1.2 长管道泄漏频率

装置与装置之间的长管道泄漏频率和装置到罐区/罐区与装卸设施之间的长管道泄漏频率分别见表 C.2.1.2-1 和表 C.2.1.2-2。

表 C.2.1.2-1 装置与装置之间的长管道泄漏频率表 单位: /m.a

孔径类型 (mm)	50 mm	150mm	300mm	450mm	600mm	900 mm
1 ~ 10	6.6×10^{-5}	3.1×10^{-5}	2.8×10^{-5}	2.7×10^{-5}	2.7×10^{-5}	2.7×10^{-5}
10 ~ 50	6.3×10^{-6}	2.4×10^{-6}	2.2×10^{-6}	2.2×10^{-6}	2.2×10^{-6}	2.1×10^{-6}
50 ~ 150	——	5.4×10^{-7}	3.3×10^{-7}	3.2×10^{-7}	3.2×10^{-7}	3.2×10^{-7}
>150	——	——	1.5×10^{-7}	1.5×10^{-7}	1.4×10^{-7}	1.4×10^{-7}
总计	7.2×10^{-5}	3.4×10^{-5}	3.1×10^{-5}	3.0×10^{-5}	3.0×10^{-5}	3.0×10^{-5}

表 C.2.1.2-2 装置到罐区/罐区与装卸设施之间的长管道泄漏频率表 单位: /m.a

孔径类型 (mm)	50 mm	150mm	300mm	450mm	600mm	900 mm
1 ~ 10	5.8×10^{-5}	2.8×10^{-5}	2.4×10^{-5}	2.4×10^{-5}	2.4×10^{-5}	2.4×10^{-5}
10 ~ 50	5.6×10^{-6}	2.2×10^{-6}	1.9×10^{-6}	1.9×10^{-6}	1.9×10^{-6}	1.8×10^{-6}
50 ~ 150	——	4.8×10^{-7}	3.0×10^{-7}	2.9×10^{-7}	2.9×10^{-7}	2.9×10^{-7}
>150	——	——	$1.4\text{E-}07$	$1.4\text{E-}07$	$1.3\text{E-}07$	$1.3\text{E-}07$
总计	6.4×10^{-5}	3.0×10^{-5}	2.7×10^{-5}	2.6×10^{-5}	2.6×10^{-5}	2.6×10^{-5}

C.2.1.3 工艺容器泄漏频率

连接处不同直径的工艺容器泄漏频率见表 C.2.1.3-1 和表 C.2.1.3-2。

表 C.2.1.3-1 工艺容器泄漏频率表（连接处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型 (mm)	完全释放
1 ~ 10	5.9×10^{-4}
10 ~ 50	1.0×10^{-4}
>50	5.1×10^{-5}
总计	7.4×10^{-4}

注 1: 包括工艺容器和塔, 但不包括存储容器。范围包括容器本身和任何喷嘴或检查口, 但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件, 第一道法兰自身也不包括。

表 C.2.1.3-2 工艺容器泄漏频率表（连接处直径大于 150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	完全释放
1 ~ 10	5.9×10^{-4}
10 ~ 50	1.0×10^{-4}
50 ~ 150	2.7×10^{-5}
>150	2.4×10^{-5}
总计	7.4×10^{-4}
注 1：包括工艺容器和塔，但不包括存储容器。范围包括容器本身和任何喷嘴或检查口，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

C.2.1.4 离心泵泄漏频率

进口处不同直径的离心泵泄漏频率见表 C.2.1.4-1 和表 C.2.1.4-2。

表 C.2.1.4-1 离心泵泄漏频率表（进口处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	4.4×10^{-3}
10 ~ 50	2.9×10^{-4}
>50	5.4×10^{-5}
总计	4.8×10^{-3}
注 1：离心泵包括单密封和双密封。范围包括泵本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

表 C.2.1.4-2 离心泵泄漏频率表（进口处直径大于 150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	4.4×10^{-3}
10 ~ 50	2.9×10^{-4}
50 ~ 150	3.9×10^{-5}
>150	1.5×10^{-5}
总计	4.8×10^{-3}
注 1：离心泵包括单密封和双密封。范围包括泵本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

C.2.1.5 往复泵泄漏频率

进口处不同直径的往复泵泄漏频率见表 C.2.1.5-1 和表 C.2.1.5-2。

表 C.2.1.5-1 往复泵泄漏频率表（进口处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	3.3×10^{-3}
10 ~ 50	7.4×10^{-4}
>50	5.0×10^{-4}
总计	4.5×10^{-3}
注 1：往复泵包括单密封和双密封。范围包括泵本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

表 C.2.1.5-2 往复泵泄漏频率表（进口处直径大于 150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	3.3×10^{-3}
10 ~ 50	7.4×10^{-4}
50 ~ 150	2.3×10^{-4}
>150	2.7×10^{-4}
总计	4.5×10^{-3}
注 1：往复泵包括单密封和双密封。范围包括泵本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

C.2.1.6 离心式压缩机泄漏频率

进口处不同直径的离心式压缩机泄漏频率见表 C.2.1.6-1 和表 C.2.1.6-2。

表 C.2.1.6-1 离心式压缩机泄漏频率表（进口处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	4.1×10^{-3}
10 ~ 50	1.3×10^{-4}
>50	1.3×10^{-5}
总计	4.2×10^{-3}
注 1：范围包括压缩机本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

表 C.2.1.6-2 离心式压缩机泄漏频率表（进口处直径大于 150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	4.1×10^{-3}
10 ~ 50	1.3×10^{-4}
50 ~ 150	1.0×10^{-5}
>150	2.5×10^{-6}
总计	4.2×10^{-3}
注 1：范围包括压缩机本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

C.2.1.7 往复式压缩机泄漏频率

进口处不同直径的往复式压缩机泄漏频率见表 C.2.1.7-1 和表 C.2.1.7-2。

表 C.2.1.7-1 往复式压缩机泄漏频率表（进口处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	3.2×10^{-2}
10 ~ 50	2.6×10^{-3}
>50	8.8×10^{-4}
总计	3.6×10^{-2}
注 1：范围包括压缩机本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

表 C.2.1.7-2 往复式压缩机泄漏频率表（进口处直径大于 150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	3.2×10^{-2}
10 ~ 50	2.6×10^{-3}
50 ~ 150	4.0×10^{-4}
>150	4.8×10^{-4}
总计	3.6×10^{-2}
注 1：范围包括压缩机本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

C.2.1.8 管壳式换热器泄漏频率

管壳式换热器泄漏频率见表 C.2.1.8-1、表 C.2.1.8-2、表 C.2.1.8-3 和表 C.2.1.8-4。

表 C.2.1.8-1 管壳式换热器（壳程内为烃类介质）泄漏频率表（进口处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	1.6×10^{-3}
10 ~ 50	1.4×10^{-4}
>50	3.6×10^{-5}
总计	1.8×10^{-3}
注 1：范围包括管壳式换热器（壳程&管程，壳程内为烃类介质）本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

表 C.2.1.8-2 管壳式换热器（壳程内为烃类介质）泄漏频率表（进口处直径大于 150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	1.6×10^{-3}
10 ~ 50	1.4×10^{-4}
50 ~ 150	2.4×10^{-5}
>150	1.2×10^{-5}
总计	1.8×10^{-3}
注 1：范围包括管壳式换热器（壳程&管程，壳程内为烃类介质）本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

表 C.2.1.8-3 管壳式换热器（管程内为烃类介质）泄漏频率表（进口处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	1.2×10^{-3}
10 ~ 50	1.8×10^{-4}
>50	7.6×10^{-5}
总计	1.5×10^{-3}
注 1：范围包括管壳式换热器（壳程&管程，管程内为烃类介质），但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

表 C.2.1.8-4 管壳式换热器（管程内为烃类介质）泄漏频率表（进口处直径大于 150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	1.2×10^{-3}
10 ~ 50	1.8×10^{-4}
50 ~ 150	4.3×10^{-5}
>150	3.3×10^{-5}
总计	1.5×10^{-3}
注 1：范围包括管壳式换热器（壳程&管程，管程内为烃类介质）本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

C.2.1.9 板式换热器泄漏频率

进口处不同直径的板式换热器泄漏频率见表 C.2.1.9-1 和表 C.2.1.9-2。

表 C.2.1.9-1 板式换热器泄漏频率表（进口处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	5.9×10^{-3}
10 ~ 50	1.1×10^{-3}
>50	6.3×10^{-4}
总计	7.3×10^{-3}
注 1：范围包括板式换热器本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

表 C.2.1.9-2 板式换热器泄漏频率表（进口处直径大于 150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	5.9×10^{-3}
10 ~ 50	1.1×10^{-3}
50 ~ 150	3.2×10^{-4}
>150	3.1×10^{-4}
总计	7.3×10^{-3}
注 1：范围包括板式换热器本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

C.2.1.10 空冷器泄漏频率

进口处不同直径的空冷器泄漏频率见表 C.2.1.10-1 和表 C.2.1.10-2。

表 C.2.1.10-1 空冷器泄漏频率表（进口处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	1.5×10^{-3}
10 ~ 50	2.4×10^{-4}
>50	1.1×10^{-4}
总计	1.0×10^{-3}
注 1：范围包括空冷器本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

表 C.2.1.10-2 空冷器泄漏频率表（进口处直径大于 150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	1.5×10^{-3}
10 ~ 50	2.4×10^{-4}
50 ~ 150	6.0×10^{-5}
>150	4.9×10^{-5}
总计	1.0×10^{-3}
注 1：范围包括空冷器本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

C.2.1.11 过滤器泄漏频率

进口处不同直径的过滤器泄漏频率见表 C.2.1.11-1 和表 C.2.1.11-2。

表 C.2.1.11-1 过滤器泄漏频率表（进口处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	1.8×10^{-3}
10 ~ 50	1.9×10^{-4}
>50	5.5×10^{-5}
总计	2.1×10^{-3}
注 1：范围包括过滤器本体和任何喷嘴或检查孔，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

表 C.2.1.11-2 过滤器泄漏频率表（进口处直径大于 150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	泄漏频率
1 ~ 10	1.8×10^{-3}
10 ~ 50	1.9×10^{-4}
50 ~ 150	3.5×10^{-5}
>150	2.0×10^{-5}
总计	2.1×10^{-3}
注 1：范围包括过滤器本体和任何喷嘴或检查孔，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。	

C.2.1.12 法兰泄漏频率

法兰基础泄漏频率见表 C.2.1.12-1 和表 C.2.1.12-2。

表 C.2.1.12-1 法兰基础泄漏频率表 单位: /a

孔径类型（mm）	50 mm	150mm	300mm	450mm	600mm	900 mm
1 ~ 10	3.4×10^{-5}	4.8×10^{-5}	7.6×10^{-5}	1.1×10^{-4}	1.4×10^{-4}	2.2×10^{-4}
10 ~ 50	4.0×10^{-6}	3.0×10^{-6}	4.7×10^{-6}	6.6×10^{-6}	8.8×10^{-6}	1.4×10^{-5}
50 ~ 150	——	2.0×10^{-6}	6.1×10^{-7}	8.7×10^{-7}	1.1×10^{-6}	1.8×10^{-6}
>150	——	——	1.7×10^{-6}	1.8×10^{-6}	1.9×10^{-6}	2.2×10^{-6}
总计	3.8×10^{-5}	5.3×10^{-5}	8.3×10^{-5}	1.2×10^{-4}	1.5×10^{-4}	2.4×10^{-4}
注 1：范围包括两个法兰面、一个垫圈（如已安装）和两个管道焊缝。法兰类型包括环形接头、螺旋缠绕、卡箍和锤式活接头。						

不同类型法兰泄漏频率修正因子见表 C. .2.1.12-2，法兰泄漏频率=法兰基础泄漏频率×修正因子。

表 C.2.1.12-2 不同类型法兰的泄漏频率修正

法兰类型	孔径分布（mm）	修正因子
环槽面法兰	10~50	None
	50~150	None
	>150	None
突面法兰	10~50	总法兰泄漏频率的 30%
	50~150	总法兰泄漏频率的 30%
	>150	总法兰泄漏频率的 10%
紧凑型法兰	10~50	×0.062
	50~150	×0.991
	>150	×0.991
高压自紧式法兰	10~50	×0.064
	50~150	×1.020
	>150	×1.020

C.2.1.13 仪表接管泄漏频率

泄漏频率见表 C.2.1.13。

表 C.2.1.13 仪表接管泄漏频率表

单位: /a

孔径类型 (mm)	泄漏频率
10 ~ 50	2.5×10^{-5}
总计	2.5×10^{-5}

注 1: 范围包括仪表本身以及最多 2 个仪表阀门、4 个法兰、1 个附件和相关的小口径管道, 通常直径为 25mm 或更小。

C.2.2 工艺设备泄漏频率 (2006 年以后实际投入运行的工艺设备)

C.2.2.1 工艺管道泄漏频率

工艺管道泄漏频率见表 C.2.2.1。

表 C.2.2.1 工艺管道泄漏频率表

单位: /m.a

孔径类型 (mm)	50 mm	150 mm	300 mm	450 mm	600 mm	900 mm
1 ~ 3	1.5×10^{-5}	9.5×10^{-6}	8.6×10^{-6}	8.1×10^{-6}	7.7×10^{-6}	7.7×10^{-6}
3 ~ 10	6.4×10^{-6}	3.9×10^{-6}	4.2×10^{-6}	4.8×10^{-6}	4.9×10^{-6}	4.9×10^{-6}
10 ~ 50	2.8×10^{-6}	1.6×10^{-6}	2.1×10^{-6}	3.0×10^{-6}	3.3×10^{-6}	3.3×10^{-6}
50 ~ 150	1.0×10^{-6}	3.2×10^{-7}	5.2×10^{-7}	9.7×10^{-7}	1.2×10^{-6}	1.2×10^{-6}
>150	—	2.0×10^{-7}	4.6×10^{-7}	1.3×10^{-6}	1.7×10^{-6}	1.7×10^{-6}
总计	2.5×10^{-5}	1.6×10^{-5}	1.6×10^{-5}	1.8×10^{-5}	1.9×10^{-5}	1.9×10^{-5}

C.2.2.2 长管道泄漏频率

装置与装置之间的长管道泄漏频率和装置到罐区/罐区与装卸设施之间的长管道泄漏频率分别见表 C.2.2.2-1 和表 C.2.2.2-2。

表 C.2.2.2-1 装置与装置之间的长管道泄漏频率表

单位: /m.a

孔径类型 (mm)	50 mm	150 mm	300 mm	450 mm	600 mm	900 mm
1 ~ 3	1.35×10^{-5}	8.55×10^{-6}	7.74×10^{-6}	7.29×10^{-6}	6.93×10^{-6}	6.93×10^{-6}
3 ~ 10	5.76×10^{-6}	3.51×10^{-6}	3.78×10^{-6}	4.32×10^{-6}	4.41×10^{-6}	4.41×10^{-6}
10 ~ 50	2.52×10^{-6}	1.44×10^{-6}	1.89×10^{-6}	2.70×10^{-6}	2.97×10^{-6}	2.97×10^{-6}
50 ~ 150	9.00×10^{-7}	2.88×10^{-7}	4.68×10^{-7}	8.73×10^{-7}	1.08×10^{-6}	1.08×10^{-6}
>150	—	1.80×10^{-7}	4.14×10^{-7}	1.17×10^{-6}	1.53×10^{-6}	1.53×10^{-6}
总计	2.25×10^{-5}	1.44×10^{-5}	1.44×10^{-5}	1.62×10^{-5}	1.71×10^{-5}	1.71×10^{-5}

表 C.2.2.2-2 装置到罐区/罐区与装卸设施之间的长管道泄漏频率表 单位: /m.a

孔径类型 (mm)	50 mm	150 mm	300 mm	450 mm	600 mm	900 mm
1 ~ 3	1.20×10^{-5}	7.60×10^{-6}	6.88×10^{-6}	6.48×10^{-6}	6.16×10^{-6}	6.16×10^{-6}
3 ~ 10	5.12×10^{-6}	3.12×10^{-6}	3.36×10^{-6}	3.84×10^{-6}	3.92×10^{-6}	3.92×10^{-6}
10 ~ 50	2.24×10^{-6}	1.28×10^{-6}	1.68×10^{-6}	2.40×10^{-6}	2.64×10^{-6}	2.64×10^{-6}
50 ~ 150	8.00×10^{-7}	2.56×10^{-7}	4.16×10^{-7}	7.76×10^{-7}	9.60×10^{-7}	9.60×10^{-7}
>150	—	1.60×10^{-7}	3.68×10^{-7}	1.04×10^{-6}	1.36×10^{-6}	1.36×10^{-6}
总计	2.00×10^{-5}	1.28×10^{-5}	1.28×10^{-5}	1.44×10^{-5}	1.52×10^{-5}	1.52×10^{-5}

C.2.2.3 工艺容器泄漏频率

工艺容器泄漏频率见表 C.2.2.3。

表 C.2.2.3 工艺容器泄漏频率表

单位: /a

孔径类型 (mm)	入口直径 50 ~ 150 mm	入口直径 >150 mm
1 ~ 3	3.3×10^{-4}	3.3×10^{-4}
3 ~ 10	1.7×10^{-4}	1.7×10^{-4}
10 ~ 50	9.3×10^{-5}	9.3×10^{-5}
50 ~ 150	4.9×10^{-5}	2.5×10^{-5}
>150	—	2.4×10^{-5}
总计	6.5×10^{-4}	6.5×10^{-4}

注 1: 包括工艺容器和塔, 但不包括存储容器。范围包括容器本身和任何喷嘴或检查口, 但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件, 第一道法兰自身也不包括。

C.2.2.4 离心泵泄漏频率

离心泵泄漏频率见表 C.2.2.4。

表 C.2.2.4 离心泵泄漏频率表 单位: /a

孔径类型 (mm)	入口直径 50 ~ 150 mm	入口直径>150 mm
1 ~ 3	2.7×10^{-3}	2.7×10^{-3}
3 ~ 10	6.4×10^{-4}	6.4×10^{-4}
10 ~ 50	1.4×10^{-4}	1.4×10^{-4}
50 ~ 150	1.8×10^{-5}	1.4×10^{-5}
>150	—	4.0×10^{-6}
总计	3.5×10^{-3}	3.5×10^{-3}
注 1: 离心泵包括单密封和双密封。范围包括泵本身, 但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件, 第一道法兰自身也不包括。		

C.2.2.5 往复泵泄漏频率

往复泵泄漏频率见表 C.2.2.5。

表 C.2.2.5 往复泵泄漏频率表 单位: /a

孔径类型 (mm)	入口直径 50 ~ 150 mm	入口直径>150 mm
1 ~ 3	8.1×10^{-4}	8.1×10^{-4}
3 ~ 10	5.5×10^{-4}	5.5×10^{-4}
10 ~ 50	4.2×10^{-4}	4.2×10^{-4}
50 ~ 150	4.4×10^{-4}	1.6×10^{-4}
>150	—	2.8×10^{-4}
总计	2.2×10^{-3}	2.2×10^{-3}
注 1: 往复泵包括单密封和双密封。范围包括泵本身, 但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件, 第一道法兰自身也不包括。		

C.2.2.6 离心式压缩机泄漏频率

离心式压缩机泄漏频率见表 C.2.2.6。

表 C.2.2.6 离心式压缩机泄漏频率表 单位: /a

孔径类型 (mm)	入口直径 50 ~ 150 mm	入口直径>150 mm
1 ~ 3	3.4×10^{-3}	3.4×10^{-3}
3 ~ 10	1.5×10^{-3}	1.5×10^{-3}
10 ~ 50	6.7×10^{-4}	6.7×10^{-4}
50 ~ 150	2.5×10^{-4}	1.5×10^{-4}
>150	—	1.1×10^{-4}
总计	5.8×10^{-3}	5.8×10^{-3}
注 1: 范围包括压缩机本身, 但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件, 第一道法兰自身也不包括。		

C.2.2.7 往复式压缩机泄漏频率

往复式压缩机泄漏频率见表 C.2.2.7。

表 C.2.2.7 往复式压缩机泄漏频率表 单位: /a

孔径类型 (mm)	入口直径 50 ~ 150 mm	入口直径>150 mm
1 ~ 3	6.8×10^{-3}	6.8×10^{-3}
3 ~ 10	3.1×10^{-3}	3.1×10^{-3}
10 ~ 50	1.4×10^{-3}	1.4×10^{-3}
50 ~ 150	5.6×10^{-4}	3.2×10^{-4}
>150	—	2.4×10^{-4}
总计	1.2×10^{-2}	1.2×10^{-2}
注 1: 范围包括压缩机本身, 但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件, 第一道法兰自身也不包括。		

C.2.2.8 管壳式换热器泄漏频率

管壳式换热器泄漏频率见表 C.2.2.8-1 和表 C.2.2.8-2。

表 C.2.2.8-1 管壳式换热器（壳程&管程，壳程内为烃类介质）泄漏频率表 单位: /a

孔径类型（mm）	入口直径 50 ~ 150 mm	入口直径>150 mm
1 ~ 3	9.0×10^{-4}	9.0×10^{-4}
3 ~ 10	4.3×10^{-4}	4.3×10^{-4}
10 ~ 50	2.1×10^{-4}	2.1×10^{-4}
50 ~ 150	9.7×10^{-5}	5.3×10^{-5}
>150	—	4.4×10^{-5}
总计	1.6×10^{-3}	1.6×10^{-3}

注 1：范围包括管壳式换热器（壳程&管程，壳程内为烃类介质）本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。

表 C.2.2.8-2 管壳式换热器（壳程&管程，壳程内为烃类介质）泄漏频率表 单位: /a

孔径类型（mm）	入口直径 50 ~ 150 mm	入口直径>150 mm
1 ~ 3	3.9×10^{-4}	3.9×10^{-4}
3 ~ 10	2.3×10^{-4}	2.3×10^{-4}
10 ~ 50	1.5×10^{-4}	1.5×10^{-4}
50 ~ 150	1.1×10^{-4}	4.9×10^{-5}
>150	—	6.2×10^{-5}
总计	8.8×10^{-4}	8.8×10^{-4}

注 1：范围包括管壳式换热器（壳程&管程，壳程内为烃类介质）本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。

C.2.2.9 板式换热器泄漏频率

板式换热器泄漏频率见表 C.2.2.9。

表 C.2.2.9 板式换热器泄漏频率表 单位: /a

孔径类型（mm）	入口直径 50 ~ 150 mm	入口直径>150 mm
1 ~ 3	5.6×10^{-3}	5.6×10^{-3}
3 ~ 10	2.0×10^{-3}	2.0×10^{-3}
10 ~ 50	6.8×10^{-4}	6.8×10^{-4}
50 ~ 150	1.7×10^{-4}	1.1×10^{-4}
>150	—	5.8×10^{-5}
总计	8.4×10^{-3}	8.4×10^{-3}

注 1：范围包括板式换热器本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。

C.2.2.10 空冷器泄漏频率

进口处不同直径的空冷器泄漏频率见表 C.2.2.10。

表 C.2.2.10 空冷器泄漏频率表（进口处直径 50-150mm） 单位: /a

孔径类型（mm）	入口直径 50 ~ 150 mm	入口直径>150 mm
1 ~ 3	8.9×10^{-4}	8.9×10^{-4}
3 ~ 10	3.1×10^{-4}	3.1×10^{-4}
10 ~ 50	1.1×10^{-4}	1.1×10^{-4}
50 ~ 150	2.8×10^{-5}	1.8×10^{-5}
>150	—	9.3×10^{-6}
总计	1.3×10^{-3}	1.3×10^{-3}

注 1：范围包括空冷器本身，但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件，第一道法兰自身也不包括。

C.2.2.11 过滤器泄漏频率

过滤器泄漏频率见表 C.2.2.11。

表 C.2.2.11 过滤器泄漏频率表 单位: /a

孔径类型 (mm)	入口直径 50 ~ 150 mm	入口直径>150 mm
1 ~ 3	1.2×10^{-3}	1.2×10^{-3}
3 ~ 10	4.4×10^{-4}	4.4×10^{-4}
10 ~ 50	1.5×10^{-4}	1.5×10^{-4}
50 ~ 150	3.9×10^{-5}	2.6×10^{-5}
>150	——	1.3×10^{-5}
总计	1.9×10^{-3}	1.9×10^{-3}

注 1: 范围包括过滤器本体和任何喷嘴或检查孔, 但不包括第一道法兰以后的附属阀门、管道、法兰、仪表和附件, 第一道法兰自身也不包括。

C. C.2.2.12 法兰泄漏频率
法兰基础泄漏频率见表 C.2.2.12。

表 C.2.2.12 法兰基础泄漏频率表 单位: /a

孔径类型 (mm)	50 mm	150 mm	300 mm	450 mm	600 mm	900 mm
1 ~ 3	4.4×10^{-6}	7.0×10^{-6}	1.3×10^{-5}	1.9×10^{-5}	2.1×10^{-5}	2.1×10^{-5}
3 ~ 10	2.0×10^{-6}	3.1×10^{-6}	5.0×10^{-6}	6.5×10^{-6}	6.9×10^{-6}	6.9×10^{-6}
10 ~ 50	9.1×10^{-7}	1.4×10^{-6}	1.9×10^{-6}	2.1×10^{-6}	2.2×10^{-6}	2.2×10^{-6}
50 ~ 150	3.8×10^{-7}	3.2×10^{-7}	3.7×10^{-7}	3.4×10^{-7}	3.3×10^{-7}	3.3×10^{-7}
>150	——	5.7×10^{-7}	1.3×10^{-6}	2.0×10^{-6}	2.2×10^{-6}	2.2×10^{-6}
总计	7.7×10^{-6}	1.2×10^{-5}	2.1×10^{-5}	3.0×10^{-5}	3.3×10^{-5}	3.3×10^{-5}

注 1: 范围包括两个法兰面、一个垫圈 (如已安装) 和两个管道焊缝。法兰类型包括环形接头、螺旋缠绕、卡箍和锤式活接头。不同类型法兰泄漏频率修正因子见表 D.13.1-2。

C.2.2.13 仪表接管泄漏频率
仪表接管泄漏频率见表 C.2.2.13。

表 C.2.2.13 仪表接管泄漏频率表 单位: /a

孔径类型 (mm)	25 mm	50 mm
10 ~ 50	2.7×10^{-5}	2.0×10^{-5}
总计	2.7×10^{-5}	2.0×10^{-5}

注 1: 范围包括仪表本身以及最多 2 个仪表阀门、4 个法兰、1 个附件和相关的小口径管道, 通常直径为 25mm 或更小。

C.3 常压常温储罐泄漏频率
常压常温储罐泄漏频率见表 C.3-1。

表 C.3-1 常压常温储罐风险场景发生频率表 单位: /a

体积>450m³ 的常压储罐风险场景与发生频率			
类型	外浮顶 (/座.年)	内浮顶	拱顶储罐
灾难性破裂 ^a	5.0×10^{-6}	5.0×10^{-6}	5.0×10^{-6}
严重泄漏	1.0×10^{-4}	1.0×10^{-4}	1.0×10^{-4}
中等泄漏	2.5×10^{-3}	2.5×10^{-3}	2.5×10^{-3}
全面积火灾	1.2×10^{-4}	——	——
内部爆炸和储罐全面积火灾		9.0×10^{-5}	9.0×10^{-5}
溢流 ^b		——	
体积≤450m³ 的其他常温常压储罐风险场景与发生频率			
类型	储罐	泄漏孔径mm	
灾难性破裂	1.6×10^{-5}	-	

严重泄漏孔径	1.0×10^{-4}	250
中等泄漏孔径	1.0×10^{-3}	75
溢流事件	--	
a 灾难性破裂分析外部破坏和自然灾害（如空难、地震等）等的影响，当工厂存在发生更高可能性的灾难性破裂条件时，应对以上频率事件修正。 b 常压储罐溢流事件应根据储罐设计的溢流保护和操作频次，采用LOPA或事件树等方法确定发生频率，典型的安全措施包括基本控制系统、独立的液位报警和人员响应、独立的高高液位联锁切断、气体检测或视频监控自动切断或人工响应切断、多种方式的液体测量如储罐剩余体积监测及相关程序、互锁防止错误进料等。当储罐设计了溢流管道至地表面，防止了大面积雾化气云的生成时，可不分析溢流工况。		

表C.3-1中体积>450m³的常压储罐严重泄漏和中等泄漏风险场景的泄漏孔径尺寸见表C.3-2。

表 C.3-2 泄漏孔尺寸

储罐容积（m³）	>12000	12000~4000	4000~450
严重泄漏孔径	1000mm	750mm	500mm
中等泄漏孔径	300mm	225mm	150mm

C.4 低温常压储罐泄漏频率

低温常压储罐泄漏频率见表 C.4。

表C.4 低温常压储罐泄漏发生频率

储罐设计	灾难性破裂频率（/每罐每年）		泄漏频率（/每连接每年）
	内罐 ^a	外罐 ^b	内罐
现有的单防罐	2.3×10^{-5}	7.3×10^{-6}	1.0×10^{-5}
新建单防罐	2.3×10^{-6}	7.3×10^{-7}	1.0×10^{-5}
双防罐	1.0×10^{-7}	2.5×10^{-8}	1.0×10^{-5}
全防罐 ^c	1.0×10^{-7}	1.0×10^{-8}	0
薄膜储罐 ^c	1.0×10^{-7}	1.0×10^{-8}	0

注1：泄漏事件主要分析内部容器管道接口发生泄漏，泄漏直径为管道接口直径，泄漏至外层容器，当接口处于内容器顶部时，频率可降低一个数量级。对于全容罐由于外罐能够包容液体和蒸发气，可不计算内罐管道接口泄漏事件。

a 主容器发生灾难性破裂，进入外层容器；对于单防罐可假设外罐破裂，液体泄漏至防护堤内；对于双防罐、全防罐、薄膜储罐可分析液体进入外层容器；液池面积为外层容器的面积；

b 主容器和外层容器同时发生灾难性破裂，介质释放到环境中；对单防罐分析灾难性破裂形成液池，立式罐形成的液池面积假设为1.5倍防火堤的面积，卧式罐形成的液池面积假设为1.0倍防护堤的面积。

c 应根据储罐的抗震设计能力、抗爆设计能力等情况，并结合事故统计，分析是否会发生灾难性破裂场景。一般情况下可不分析灾难性破裂场景，但如果存在储罐罐壁完整性问题、超设防标准的地震、恐怖袭击等情况时，则应分析灾难性破裂场景，同时评估站场设置的围墙、地形等拦蓄作用，合理限制液池面积。

C.5 压力球罐和压力卧式储罐泄漏频率

压力球罐和压力卧式储罐泄漏频率见表 C.5。

表C.5 压力球罐和压力卧式储罐泄漏频率

单位：/a

泄漏孔径		泄漏频率	
范围	代表值	储存容器	小型容器 ^c
1-10mm	5mm	3.5×10^{-5}	9.0×10^{-7}
10-50mm	25mm	7.1×10^{-6}	
50-150mm	100mm ^a	4.3×10^{-6}	
>150mm	最大接管直径全破裂 ^b	4.7×10^{-7}	1.0×10^{-7}
灾难性破裂	物料瞬间全部释放	——	——
总计		4.7×10^{-5}	1.0×10^{-6}

注1：对于储罐是否发生灾难性破裂，应根据自然灾害、储罐的机械完整性（如应力情况）等情况评估其可能性；当压力储罐残余应力或其他原因可能导致全部冷破裂时，宜分析灾难性破裂。

a 发生频率包括储罐本体、仪表接管、第一道法兰前的管道和容器上的各种接口、平台和支柱等。如果连接管道直径小于100mm，取连接处最大管道直径。

b 破裂取容器最大接口管径。

c 小于2m³的压力容器，如气瓶。

C.6 气柜泄漏频率

气柜泄漏频率见表 C.6。

表C.6 气柜风险场景发生频率表 单位: /座.a

气柜风险场景与发生频率	
类型	发生频率
灾难性破裂 ^a	2.1×10^{-6}
密封失效 ^b	2.0×10^{-4}
气柜顶部撕裂	3.0×10^{-4}
大孔泄漏 ^c	8.0×10^{-5}
吸入空气 ^d	2.0×10^{-6}
入口切断阀失效 ^e	3.0×10^{-2}
溢流控制阀失效 ^e	1.3×10^{-2}
自动切断阀关闭失效 ^e	1.0×10^{-2}
气柜物位计失效 ^e	4.38×10^{-1}
a 灾难性破裂分析外部破坏和自然灾害（如空难、地震等）等的影响，当工厂存在发生更高可能性的灾难性破裂条件时，应对以上频率事件修正。 b 密封失效，泄漏可能导致密封火/罐壁火，吸入可能导致内部火灾爆炸。 c 根据事故案例分析气柜发生大孔泄漏概率较高，如果分析小孔和中孔泄漏，结合管理水平和安全设施修正。 d 吸入空气，频率在密封失效的基础上分析出气时提升节（活塞）卡住场景频率修正。 e 频率为基础频率，应根据设计的保护措施和操作频次，采用LOPA或事件树等方法确定泄漏的发生频率，典型的安全措施包括气柜压力报警、调节和联锁，气柜倾斜度报警和联锁，气柜物位报警、调节和联锁，气柜内氧含量分析等。	

C.7 公路槽车、铁路槽车和船舶装卸设施泄漏频率
公路槽车、铁路槽车和船舶装卸设施泄漏频率见表 C.7-1、表 C.7-2 和表 C.7-3。

表C.7-1 装卸设施失效频率

设施类型	每次操作的故障率 $\times10^{-6}$		
	全断裂失效	15mm孔直径	5mm孔直径
基本设施	40	1	13
一般设施	4	0.4	6
多个安全设施	0.2	0.4	6
注1：基本设施：有一个拉断预防措施（如车轮锁死、联锁制动器等），定期对装卸系统开展检测和压力泄漏测试，没有设置拉断减缓措施（如拉断阀、拉断联锁等）。 注2：一般设施：两道拉断预防措施（其中一道为车轮锁死），定期对装卸系统开展检测和压力泄漏测试，没有设置拉断减缓措施（如拉断阀、拉断连锁等）。 注3：多个安全设施：至少包括两道拉断预防措施和一道有效的拉断减缓措施，定期对装卸系统开展检测和压力泄漏测试。 注4：公路和铁路槽车装车臂或万向充装管道系统在以上基础上降低一个数量级。			

表C.7-2 装有可燃物质的公路和铁路槽车额外的风险事件与发生频率表 单位: /h

槽车类型	风险场景	发生频率
常压	全部物质瞬时释放，池火	5.8×10^{-9}
带压	全部物质瞬时释放，BLEVE	5.8×10^{-10}

表C.7-3 船舶装卸事件失效频率

失效原因	全断裂 (/次)	孔=0.1管道横截面面积 (/次)
1 连接失效		
1.1 装卸臂	3.4×10^{-7}	3.1×10^{-6}
1.2 耦合器	5.1×10^{-6}	——
1.3 操作失误	5.4×10^{-7}	4.9×10^{-6}
每个装卸臂连接失效频率	6.0×10^{-6}	8.0×10^{-6}
2 其他原因导致的失效		
2.1 系泊故障	6.0×10^{-7}	——
2.2 过往船舶	2.0×10^{-7}	——
每个系统失效频率	0.8×10^{-6}	——
3 总失效频率		
3.1 单臂使用时的总失效率	6.8×10^{-6}	8.0×10^{-6}
3.2 双臂使用时的总失效率	13×10^{-6}	16×10^{-6}
3.3 三臂使用时的总失效率	19×10^{-6}	24×10^{-6}

C.8 公路槽车和铁路槽车泄漏频率

公路槽车和铁路槽车的泄漏频率见表 C.8。

表C.8 公路槽车和铁路槽车的风险事件与发生频率表 单位: /a

载有常压储罐的公路槽车风险事件和发生频率表	
风险场景	发生频率
全部物质瞬时释放	4.0×10^{-6}
严重泄漏, 孔径取容器管道最大接口直径	5.0×10^{-7}
载有压力储罐的公路槽车风险事件和发生频率表	
释放场景	发生频率
全部物质瞬时释放	5.0×10^{-7}
严重泄漏, 孔径取容器管道最大接口直径	5.0×10^{-7}
载有常压储罐的铁路槽车风险事件和发生频率表	
释放场景	发生频率
全部物质瞬时释放	4.0×10^{-6}
严重泄漏, 孔径取容器管道最大接口直径	5.0×10^{-7}
载有压力储罐的铁路槽车风险事件和发生频率表	
释放场景	发生频率
全部物质瞬时释放	5.0×10^{-7}
严重泄漏, 孔径取容器管道最大接口直径	5.0×10^{-7}
注1: 需要根据槽车数量及存在时间对频率修正。 注2: 如果为多隔室运输槽车, 严重泄漏的发生频率应除以隔室数量; 全部物质瞬时释放场景按照单个隔室的量计算。 注3: 当槽车上的常压储罐底部或侧面没有管道接口时, 则不需要分析来自最大连接口的泄漏。 注4: 发生频率没有包括外部破坏或外部火灾导致的储罐泄漏风险。工厂应采取充足的措施预防槽车受到外部破坏影响, 如速度限制、槽车隔离、远离可燃物料区域等。	

C.9 危险化学品公路和铁路厂内运输线泄漏频率

危险化学品公路和铁路厂内运输线泄漏频率见表 C.9-1、表 C.9-2 和表 C.9-3。

表C.9-1 液化石油气公路槽车风险事件和发生频率表 (非气瓶) 单位: /每装载车辆.km

风险场景	发生频率
BLEVE	2.7×10^{-12}
冷破裂 ^a	2.6×10^{-9}
严重液相泄漏 ^b	1.8×10^{-8}
严重气相泄漏 ^b	2.1×10^{-9}
注: 以上事故频率可根据运输线路的交通事故情况修正。	
a 冷破裂模拟为瞬时灾难性破裂释放; b 严重泄漏模拟为 50mm 孔泄漏。	

表 C.9-2 易燃液体罐车风险事件和发生频率表 单位: /每装载车辆.km

风险事件 (泄漏的物质质量)	发生频率
5~15kg	6.0×10^{-9}
15~150kg	2.6×10^{-8}
150~1500kg	7.0×10^{-9}
>1500kg	2.1×10^{-8}
总计	6.0×10^{-8}

表C.9-3 铁路槽车风险事件和发生频率表 单位: /每列铁路槽车.km

铁路槽车内物料类型	铁路槽车壳体50mm孔泄漏	铁路槽车壳体灾难性破裂	铁路槽车设备及相关附件50mm孔泄漏
汽油	5.67×10^{-8}	6.3×10^{-9}	-
LPG	2.25×10^{-9}	2.5×10^{-10}	8.3×10^{-10}
氨	2.25×10^{-9}	2.5×10^{-10}	1.3×10^{-9}
氯气	8.1×10^{-10}	9.0×10^{-11}	3.1×10^{-9}
注 1: 其他物料可根据物料性质参照类似物质确定。			
注 2: 以上事故频率可根据运输线路的交通事故情况修正。			

C.10 LNG 工厂及 LNG 接收站泄漏频率

LNG 工厂及 LNG 接收站泄漏频率见表 C.10-1、表 C.10-2 和表 C.10-3。

表 C.10-1 LNG 槽车装卸风险事件和发生频率表 单位:次/a

风险场景	发生频率
装车臂断裂	3.0×10^{-4} /装车臂
装车臂发生孔泄漏, 泄漏直径为装车臂直径的 10% (最大值为 50mm)	3.0×10^{-3} /装车臂
装卸软管全破裂	4.0×10^{-2} /装卸软管
装卸软管发生孔泄漏, 泄漏直径为软管直径的 10% (最大值为 50mm)	4.0×10^{-1} /装卸软管

表 C.10-2 LNG 船舶装卸风险事件和发生频率表 单位:次/a

风险场景	发生频率
装卸臂断裂	2.0×10^{-5} /装卸臂
装卸臂发生孔泄漏, 泄漏直径为装卸臂直径的 10% (最大值为 50mm)	2.0×10^{-4} /装卸臂
装卸软管全破裂	4.0×10^{-2} /装卸软管
装卸软管发生孔泄漏, 泄漏直径为软管直径的 10% (最大值为 50mm)	4.0×10^{-1} /装卸软管

表 C.10-3 工艺管道装卸风险事件和发生频率表

单位:次/a

风险场景	发生频率
管道: $d < 50\text{mm}$	
灾难性破裂	1.0×10^{-6} /每米管道
有效直径为 25mm 孔释放	5.0×10^{-6} /每米管道
$50\text{mm} \leq \text{管道}: d < 149\text{mm}$	
灾难性破裂	5.0×10^{-7} /每米管道
有效直径为 25mm 孔释放	2.0×10^{-6} /每米管道
$150\text{mm} \leq \text{管道}: d < 299\text{mm}$	
灾难性破裂	2.0×10^{-7} /每米管道
相当于管道直径 1/3 的孔释放	4.0×10^{-7} /每米管道
有效直径为 25mm 孔释放	7.0×10^{-7} /每米管道
$300\text{mm} \leq \text{管道}: d < 499\text{mm}$	
灾难性破裂	7.0×10^{-8} /每米管道
相当于管道直径 1/3 的孔释放	2.0×10^{-7} /每米管道
相当于管道直径 10% 的孔释放, 直至 50mm	4.0×10^{-7} /每米管道
有效直径为 25mm 孔释放	5.0×10^{-7} /每米管道
$500\text{mm} \leq \text{管道}: d < 1000\text{mm}$	
灾难性破裂	2.0×10^{-8} /每米管道
相当于管道直径 1/3 的孔释放	1.0×10^{-7} /每米管道
相当于管道直径 10% 的孔释放, 直至 50mm	2.0×10^{-7} /每米管道
有效直径为 25mm 孔释放	4.0×10^{-7} /每米管道

附录 D
(资料性附录)
CAS 确定方法

- CAS 确定方法如下：
- a) 识别出潜在的主要危险场景（例如爆炸、毒性和火灾等），然后判断该场景是否为“真实”的。
 - b) 根据场景事件发生频率，筛选出事故后果的发生频率不低于 $1 \times 10^{-5}/a$ 的事件。
 - c) 模拟和评估事故后果，确定满足以上要求的最严重事故后果场景。
 - d) 确定 CAS，即具有合理发生概率的所有真实场景事件中，后果最严重的事故。

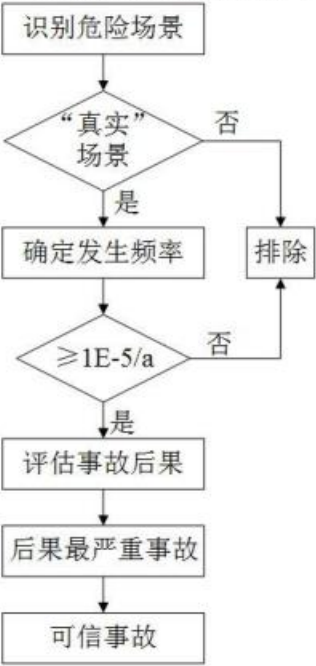


图 D.1 CAS 确定流程图

被视为“可信”或“不可信”的情况包括但不限于表 D.1 中的示例。

表 D.1 可信和不可信情况示例

可信的	(1) 小孔径管道的破裂； (2) 工艺设备泄漏； (3) 泵/压缩机密封故障； (4) 垫片失效； (5) 装卸软管断裂； (6) 操作活动（如更换过滤器）导致的控制损失； (7) 工艺异常，如容器或储罐溢流。
可能“可信”也可能“不可信”	(1) 管径较大的管道或容器/储罐破裂； (2) 正常运行条件下压力容器结构失效； (3) 泵或压缩机外壳/阀门的灾难性故障； (4) 超过泄压系统泄压能力的反应失控； (5) 车辆对暴露的工艺设备和管道的冲击。
不可信	(1) 物理上不可能发生的事件（如可燃物质的存量不足以产生的情况；在有路缘石和堤坝的区域发生的非受限池火）； (2) 多个多米诺事件，每个事件的可能性都很低； (3) 释放的可燃气体充满了多个间隔良好的工艺装置，并引起了一次大爆炸； (4) 多个非相连的工艺容器同时泄漏。

附录 E
(规范性附录)
点火概率计算方法

E.1 BEVI 模型

E.1.1 固定装置或设施的立即点火概率

固定装置或设施的立即点火概率见表 E.1.1。

表E. 1. 1 固定装置可燃物质泄漏后立即点火的概率

物质类别	连续释放 (kg/s)	瞬时释放 (kg)	立即点火概率
类别0 中/高反应性	<10	<1000	0.2
	10~100	1000~10000	0.5
	> 100	>10000	0.7
类别0 低反应性	<10	<1000	0.02
	10~100	1000~10000	0.04
	>100	>10000	0.09
类别1	任意速率	任意量	0.065
类别2	任意速率	任意量	0.01
类别3,4	任意速率	任意量	0

可燃物质分类见表E.1.2。

表E. 1. 2 可燃物质分类

物质类别	条件
类别 0	1) 闪点小于 0℃, 沸点≤35℃的液体 2) 暴露于空气中, 在正常温度和压力下可以点燃的气体
类别 1	闪点<21℃的液体, 但不是极度易燃的
类别 2	21℃≤闪点≤55℃的液体
类别 3	55℃<闪点≤100℃的液体
类别 4	闪点>100℃的液体

E.1.2 运输设施的立即点火概率

运输设施的立即点火概率见表 E.1.2。

表E. 1. 2 企业内运输设备可燃物质泄漏后立即点火概率

物质类别	运输单元	场景	立即点火概率
类别0	公路槽车	连续释放	0.1
	公路槽车	瞬时释放	0.4
	铁路槽车	连续释放	0.1
	铁路槽车	瞬时释放	0.8
	运输船舶	连续释放	0.5~0.7
类别1	公路槽车, 铁路槽车	连续释放	0.065
	运输船舶	瞬时释放	
类别2	公路槽车, 铁路槽车	连续释放	0.01
	运输船舶	瞬时释放	
类别3,4	公路槽车, 铁路槽车	连续释放	0
	运输船舶	瞬时释放	
注1: 可燃物质分类见表E.1.2。 注2: 对于装卸站场的槽车, 点火概率基于表E.1.1。 注3: 如果类别2, 类别3和类别4物质的工艺温度高于闪点, 则使用第1类物质的直接点火概率。 注4: 物质的反应性表示物质对火焰加速的敏感性。一般情况下, 应使用平均/高反应性的点火概率。			

E.1.3 BEVI 延迟点火模型

如果物质为类别 2, 类别 3 和类别 4, 则延迟点火概率为 0, 否则, 延迟点火的点火概率应分析点火源

特性、泄漏组分以及点火源处于蒸气云团内的概率，可用如下关系式表示：

$$P(t) = P_{\text{present}}(1 - e^{-\omega t}) \quad \dots\dots\dots (\text{E.1.3-1})$$

式中：

- $P_{(t)}$ —— 0- t 时间内发生点火的概率；
 $P_{(\text{present})}$ —— 当蒸气云经过时，点火源存在的概率；
 ω —— 点火效率，与点火源特性有关， s^{-1} ；
 t —— 时间， s 。

E.2 CCPS-LEVE2 点火概率模型

E.2.1 立即点火概率 POII 计算

E.2.1.1 静电点火

对于气态物质：

$$\text{POII}_{\text{static}} = 0.003 \times (P/6.89)^{\frac{1}{3}} \times \text{MIE}^{-0.6} \quad \dots\dots\dots (\text{E.2.1.1-1})$$

式中：

- P —— 压力， kPa ，最大值为 34450kPa ；
 MIE —— 最小点火能， mJ ；
 $\text{POII}_{\text{static}}$ —— 最大值为 0.9 。

对于液体物质：

$$\text{MIE}_v = \text{MIE}_{\text{reported}} \times \left(10000/P_{\text{liquid}}\right)^{0.25} \quad \dots\dots\dots (\text{E.2.1.1-2})$$

$$\text{MIE}_{\text{adj}} = \text{MIE}_v \times \exp[0.0044 \times (60 - T')] \quad \dots\dots\dots (\text{E.2.1.1-3})$$

$$\text{POII}_{\text{static}} = 0.003 \times (P/6.89)^{\frac{1}{3}} \times \text{MIE}_{\text{adj}}^{-0.6} \quad \dots\dots\dots (\text{E.2.1.1-4})$$

式中：

- MIE_v —— 等量的气体 MIE ， mJ ；
 $\text{MIE}_{\text{reported}}$ —— 文献中报告的最小点火能， mJ ；
 P_{liquid} —— 液体的压力， kPa ；
 T' —— 释放点出口温度， K ；
 P —— 压力， kPa ，最大值为 34450kPa 。

E.2.1.2 自燃引起的点火概率

$$\text{如果 } T/\text{AIT} < 0.9, \text{ 那么 } P_{\text{ai}} = 0 \quad \dots\dots\dots (\text{E.2.1.2-1})$$

$$\text{如果 } T/\text{AIT} > 1.2, \text{ 那么 } P_{\text{ai}} = 1 \quad \dots\dots\dots (\text{E.2.1.2-2})$$

$$\text{如果 } 0.9 < T/\text{AIT} < 1.2, \text{ 那么 } P_{\text{ai}} = 1 - 5000e^{-9.5(T/\text{AIT})} \quad \dots\dots (\text{E.2.1.2-3})$$

式中：

- T —— 工艺过程的温度， K ；
 AIT —— 物质的自燃点， K 。

对于产生火花的物质， P_{ai} 假设为 1 ；

对于具有极端低的 AITs 的物质，如 -17.78°C 以下物质，以上公式不适用，需要人工经验估计。

E.2.1.3 立即点火概率 POII

$$\text{POII}_{\text{Level2}} = P_{\text{ai}} + (1 - P_{\text{ai}}) \times \text{POII}_{\text{static}} \quad \dots\dots\dots (\text{E.2.1.3-1})$$

$\text{POII}_{\text{Level2}}$ 的最大值取 0.99 。

E.2.2 延迟点火概率 PODI 计算

E.2.2.1 基准延迟点火概率 $\text{PODI}_{\text{S/D}}$

对于单个点火源：

$$\text{PODI}_{\text{S}} = 1 - [(1 - S^2) \times e^{-St}] \quad \dots\dots\dots (\text{E.2.2.1-1})$$

对于多个点火源：

$$PODI = \prod (1 - PODI_i) \quad \dots\dots\dots (E.2.2.1-2)$$

式中:

t —— 释放时间, min, 最大值采用 10min;

S —— 点火源在 1min 内的点火能力。

对于多个点火源, 也可采用面源计算方法 (即通过面源包括多个点火源, 将面源作为一个点火源对待)。

E. 2. 2. 2 释放大小因子 M_{MAG} 计算

$$M_{MAG-Amount\ Released(liquid)} = (Amount\ Released/5000)^{0.3} \quad \dots (E.2.2.2-1)$$

$$M_{MAG-Amount\ Released(vapor)} = (Amount\ Released/5000)^{0.5} \quad \dots (E.2.2.2-2)$$

$$M_{MAG-Hole\ Diameter(liquid)} = (Hole\ Diameter)^{0.6} \quad \dots\dots (E.2.2.2-3)$$

$$M_{MAG-Hole\ Diameter(vapor)} = (Hole\ Diameter) \quad \dots\dots\dots (E.2.2.2-4)$$

式中:

Amount Released —— 释放量, kg;

Hole Diameter —— 孔尺寸, m;

M_{MAG_Amount} —— 最大值为 2;

M_{MAG_Hole} —— 最大值为 3, 最小值为 0.3。

E. 2. 2. 3 释放物质因子 M_{MAT} 计算

$$M_{MAT} = 0.5 - 1.7 \log(MIE) \quad \dots\dots\dots (E.2.2.3-1)$$

式中:

M_{MAT} —— 最大值为 3, 最小值为 0.1。

MIE 的值一般为 0.034~1.7mJ。对于极端高的 MIE, 如果没有强点火源存在, 则延迟点火概率一般不分析。

E. 2. 2. 4 释放物质闪点/沸点温度因子 M_T 计算

对于释放物质为气体, 则 $M_T=1$

对于释放物质为液体, 则:

$$M_T = 1 - (NBP - T)/230 \quad \dots\dots\dots (E.2.2.4-1)$$

$$M_T = 0.4 + (T - 1.3 \times FP)/230 \quad \dots\dots\dots (E.2.2.4-2)$$

式中:

NBP —— 沸点, °C;

FP —— 闪点, °C;

T —— 工艺过程温度, °C;

M_T —— 最大值为 1, 最小值为 0.001。

E. 2. 2. 5 室内室外因子 $M_{IN/OUT}$ 计算

室外: $M_{IN/OUT} = 1$

室内: $M_{IN/OUT} = 1.5$

E. 2. 2. 6 延迟点火概率计算 PODI

$$PODI_{Level2} = PODI_{S/D} \times M_{MAG} \times M_{MAT} \times M_T \times M_{IN/OUT} \quad (E.2.2.6-1)$$

分析毒性释放或环境释放的影响时, 假定 PODI 最大值为 0.9。

E. 2. 2. 7 延迟点火概率下的爆炸概率

$$POEGDI_{Level2} = 0.3 \times M_{CHEM} \times M_{MAG} \times M_{IN/OUT} \quad \dots\dots (E.2.2.7-1)$$

式中:

1) M_{CHEM} ——化学品活性因子, 缺省值为 1。

如果基础层流燃烧速度 $FBV < 45\text{cm/s}$, $M_{CHEM} = 0.5$;

如果 $45\text{cm/s} \leq \text{基础层流燃烧速度 } FBV < 75\text{cm/s}$, $M_{CHEM} = 1.0$;

如果 $75\text{cm/s} \leq \text{基础层流燃烧速度 } FBV$, $M_{CHEM} = 2.0$ 。

2) M_{MAG} ——释放大小因子

$$\text{POEGDI } M_{\text{MAG}} = (\text{PODI } M_{\text{MAG}})^{0.5} \quad \dots\dots\dots (\text{E.2.2.7-2})$$

POEGDI M_{MAG} 采取下式计算(不限制值):

$$M_{\text{MAG-Amount Released(liquid)}} = (\text{Amount Released}/5000)^{0.3} \quad (\text{E.2.2.7-3})$$

$$M_{\text{MAG-Amount Released(vapor)}} = (\text{Amount Released}/5000)^{0.5} \quad (\text{E.2.2.7-4})$$

$$M_{\text{MAG-Hole Diameter(liquid)}} = (\text{Hole Diameter})^{0.6} \quad \dots\dots (\text{E.2.2.7-5})$$

$$M_{\text{MAG-Hole Diameter(vapor)}} = (\text{Hole Diameter}) \quad \dots\dots (\text{E.2.2.7-6})$$

当超过 $0.3 \leq \text{泄放量} \leq 3$, $0.01 \leq \text{泄放孔径} \leq 2$ 该范围时则取限值; 当同时输入泄放量与泄放孔径时, 取计算值的平均值。

3) $M_{\text{IN/OUT}}$ ——室内室外因子

如果在工艺区:

$$M_{\text{IN/OUT}} = 1$$

如果在罐区或其他遥远低密度区域:

$$M_{\text{IN/OUT}} = 0.5$$

如果在室内:

$$M_{\text{IN/OUT}} = 1.5$$

表 E. 2. 2. 7 常见物质燃烧爆炸属性

名称	闪点(℃)	自动点火温度(℃)	最小点火能	活性级别	火焰传播速率(cm/s)	点燃性	LFL (vol%)
乙醛	-37.8	175	0.13	中级	——	标准	4
丙酮	-17.8	465	0.19	中级	54	中级	2.6
丙烯醛	-26	235	0.13	中级	66	中级	2.8
丙烯腈	-5	481	0.16	中级	50	中级	3
烯丙氯	-32	485	0.77	中级	——	中级	2.9
氨	-65	650	680	低级	——	低级	15
苯	-11	498	0.2	中级	48	中级	1.2
丁二烯	-76.2	420	0.13	中级	68	中级	2
丁烷	-72	370	0.25	中级	45	中级	1.6
异丁烯	-5	391	0.23	中级	——	中级	0.8
乙烷	-130.2	472	0.23	中级	47	中级	3
乙醇	13	365	0.23	中级	——	中级	3.3
乙酸乙醇	-4	426	0.23	中级	38	中级	2
丙烯酸乙醇	10	372	0.18	中级	——	中级	1.4
乙烯	-140	450	0.084	高级	80	高级	2.7
环氧乙烷	-50	429	0.065	高级	108	高级	3
庚烷	-4	213	0.24	中级	46	中级	1.1
氢	-259	400	0.016	高级	312	高级	4
硫化氢	<-50	260	0.068	中级	——	中级	4
甲烷	-187.2	537	0.21	低级	40	低级	5
甲醇	11	385	0.14	中级	56	中级	6.7
丙烯酸甲酯	-3	468	0.18	中级	——	中级	28
甲酮	-9	404	0.21	中级	——	中级	1.4
二氯甲烷		556	>1000	中级	——	中级	14.5
丙烷	-102	450	0.25	中级	46	中级	2.1
丙醛	-30	207	0.18	中级	58	中级	2.9
丙烯	-108.2	455	0.18	中级	52	中级	2
氧化丙烯	-37	449	0.13	高级	82	高级	2.3
苯乙烯	31	470	0.18	中级	——	中级	0.88
氧杂环戊烷	-14	321	0.19	中级	——	中级	2
甲苯	4	480	0.24	中级	41	中级	1.1
三乙胺	-7	249	0.22	中级	——	中级	1.2
三甲胺	-71	190	<0.3	中级	——	中级	2
醋酸乙烯酯	-8	402	0.16	中级	——	中级	2.6
间二甲苯	29	465	0.2	中级	——	中级	1.1

E. 3 UK00A 模型

E. 3. 1 各类泄漏与释放应用场景

表 E. 3. 1 UKOOA 模型的各种应用场景

场景序号	应用地点	具体说明
5	小型工厂气体/LPG 泄漏	小型工厂（装置面积≤1200 m ² ；厂区面积≤35000 m ² ）可燃气体、蒸气或者沸腾液体（温度>常压沸点）
6	小型工厂液体泄漏，无拦蓄	小型工厂（装置面积≤1200 m ² ；厂区面积≤35000 m ² ）液体泄漏，闪蒸比例≤10%，泄漏的液体没有拦蓄设施
7	小型工厂液体泄漏，有拦蓄	小型工厂（装置面积≤1200 m ² ；厂区面积≤35000 m ² ）液体泄漏，闪蒸比例≤10%，泄漏的液体有拦蓄设施
8	大型工厂气体/LPG 泄漏	大型工厂（装置面积>1200 m ² ；厂区面积>5000 m ² ）可燃气体、蒸气或者沸腾液体（温度>常压沸点）
9	大型工厂液体泄漏，无拦蓄	大型工厂（装置面积>1200 m ² ；厂区面积>35000 m ² ）液体泄漏，闪蒸比例≤10%，泄漏的液体没有拦蓄设施
10	大型工厂液体泄漏，有拦蓄	大型工厂（装置面积>1200 m ² ；厂区面积>35000 m ² ）液体泄漏，闪蒸比例≤10%，泄漏的液体有拦蓄设施
11	半封闭装置气体/LPG 泄漏	半封闭装置（有墙体或屋顶，非常阻塞等）可燃气体、蒸气或者沸腾液体（温度>常压沸点）
12	罐区储罐液体释放（300m×300m 防火堤）	大型罐区液体泄漏，闪蒸比例≤10%。如在 25000 m ² 防火堤区域内存在多个储罐
13	罐区储罐液体释放（100m×100m 防火堤及以下的防火堤）	罐区液体泄漏，闪蒸比例≤10%。如小于 25000 m ² 防火堤区域内存在 4 个或更少的储罐
14	装置内的储罐发生气体/LPG 泄漏	装置内的储罐发生可燃气体、蒸气或者沸腾液体（温度>常压沸点）
15	装置外的罐区发生气体/LPG 泄漏	临近装置的罐区或独立罐区发生可燃气体、蒸气或者沸腾液体（温度>常压沸点）
16	装置外的罐区（乡村地区）发生气体/LPG 泄漏	临近装置的罐区或独立罐区（乡村地区）发生可燃气体、蒸气或者沸腾液体（温度>常压沸点）
30	储罐液体释放——如柴油罐区（储存温度低于物料闪点）	储罐储存在常压下，温度低于闪点。这个场景也可用于罐区低压输送管线、泵泄漏
注 1：场景序号 5-16 和 30，是陆上设施相关的场景。其他序号的场景详见 UKOOA 模型。		

E. 3. 2 泄漏速率与点火概率曲线

场景序号 5-小型工厂气体/LPG 泄漏、场景序号 6-小型工厂液体泄漏（无拦蓄）和场景序号 7-小型工厂液体泄漏（有拦蓄）的泄漏速率分别见表 E.3.2-1、表 E.3.2-2 和表 E.3.2-3。

表 E. 3. 2-1 小型工厂气体/LPG 泄漏—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率（kg/s）	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0013
0.5	0.0019
1	0.0025
2	0.0074
5	0.0204
10	0.0339
20	0.0564
50	0.1107
100	0.1842
200	0.3065
500	0.6000
1000	0.6000

表 E. 3. 2-2 小型工厂液体泄漏（无拦蓄）—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0013
0.5	0.0018
1	0.0024
2	0.0042
5	0.0088
10	0.0155
20	0.0272
50	0.0570
100	0.1000
200	0.1000
500	0.1000
1000	0.1000

表 E. 3. 2-3 小型工厂液体泄漏（有拦蓄）—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0013
0.5	0.0018
1	0.0024
2	0.0042
5	0.0088
10	0.0130
20	0.0130
50	0.0130
100	0.0130
200	0.0130
500	0.0130
1000	0.0130

场景序号 5-小型工厂气体/LPG 泄漏、场景序号 6-小型工厂液体泄漏（无拦蓄）和场景序号 7-小型工厂液体泄漏（有拦蓄）的点火概率曲线见图 E.3.2-1。

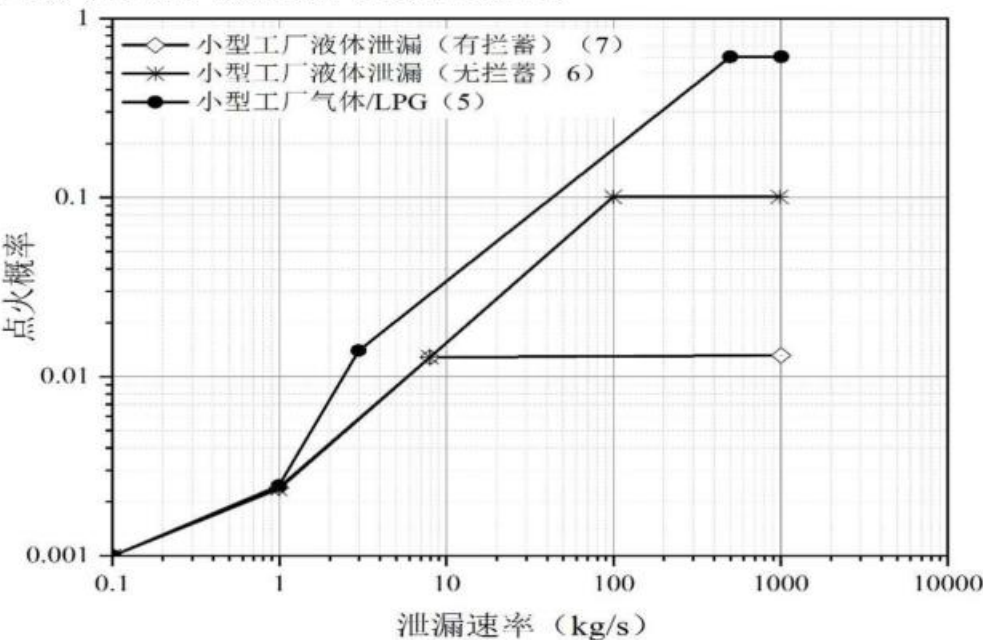


图 E. 3. 2-1 场景序号 5-7 不同泄漏速率对应的点火概率曲线

场景序号 8-大型工厂气体/LPG 泄漏、场景序号 9-大型工厂液体泄漏（无拦蓄）和场景序号 10-大型工厂液体泄漏（有拦蓄）、场景序号 11-半封闭装置气体/LPG 泄漏的泄漏速率分别见表 E.3.2-4、表 E.3.2-5、表 E.3.2-6 和表 E.3.2-7。

表 E. 3. 2-4 大型工厂气体/LPG 泄漏—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0013
0.5	0.0019
1	0.0025
2	0.0050
5	0.0125
10	0.025
20	0.0500
50	0.1250
100	0.2500
200	0.5000
500	0.6500
1000	0.6500

表 E. 3. 2-5 大型工厂液体泄漏（无拦蓄）—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0013
0.5	0.0019
1	0.0025
2	0.0045
5	0.0097
10	0.0173
20	0.0310
50	0.0670
100	0.1200
200	0.1300
500	0.1300
1000	0.1300

表 E. 3. 2-6 大型工厂液体泄漏（有拦蓄）—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0013
0.5	0.0018
1	0.0024
2	0.0042
5	0.0088
10	0.0155
20	0.0272
50	0.0500
100	0.0500
200	0.0500
500	0.0500
1000	0.0500

表 E. 3. 2-7 半封闭装置气体/LPG 泄漏—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0013
0.5	0.0019
1	0.0025
2	0.0058
5	0.0176
10	0.0407
20	0.0942
50	0.2860
100	0.4815
200	0.6000
500	0.7000
1000	0.7000

场景序号 8-大型工厂气体/LPG 泄漏、场景序号 9-大型工厂液体泄漏（无拦蓄）和场景序号 10-大型工厂液体泄漏（有拦蓄）、场景序号 11-半封闭装置气体/LPG 泄漏的点火概率曲线见图 E.3.2-2。

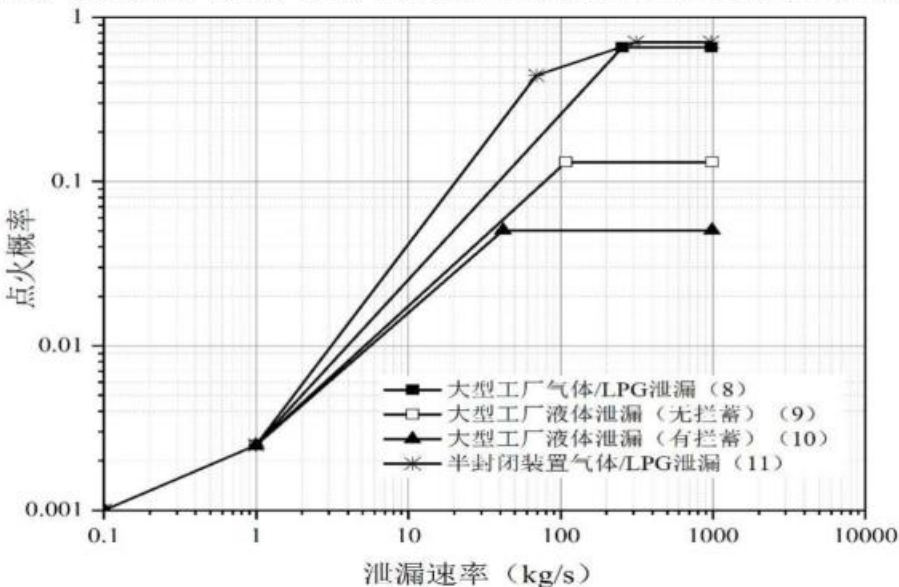


图 E. 3. 2-2 场景序号 8-11 不同泄漏速率对应的点火概率曲线

场景序号 12-罐区储罐液体释放（300m×300m 防火堤）、场景序号 13-罐区储罐液体释放（100m×100m 防火堤及以下的防火堤）和场景序号 30-储罐液体释放的速率分别见表 E.3.2-8、表 E.3.2-9 和表 E.3.2-10。

表 E. 3. 2-8 罐区储罐液体释放（300m×300m 防火堤）—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0011
0.5	0.0012
1	0.0012
2	0.0016
5	0.0024
10	0.0037
20	0.0068
50	0.0153
100	0.0281
200	0.0517
500	0.160
1000	0.1200

表 E.3.2-9 罐区储罐液体释放（100m×100m 防火堤及以下的防火堤）—不同泄漏速率对应的点火概
率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0011
0.5	0.0012
1	0.0012
2	0.0016
5	0.0024
10	0.0037
20	0.0068
50	0.0150
100	0.0150
200	0.0150
500	0.0150
1000	0.0150

表 E.3.2-10 储罐液体释放—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0010
0.5	0.0010
1	0.0010
2	0.0011
5	0.0011
10	0.0014
20	0.0021
50	0.0024
100	0.0024
200	0.0024
500	0.0024
1000	0.0024

场景序号 12-罐区储罐液体释放（300m×300m 防火堤）、场景序号 13-罐区储罐液体释放（100m×100m 防火堤及以下的防火堤）和场景序号 30-储罐液体释的点火概率曲线见图 E.3.2-3。

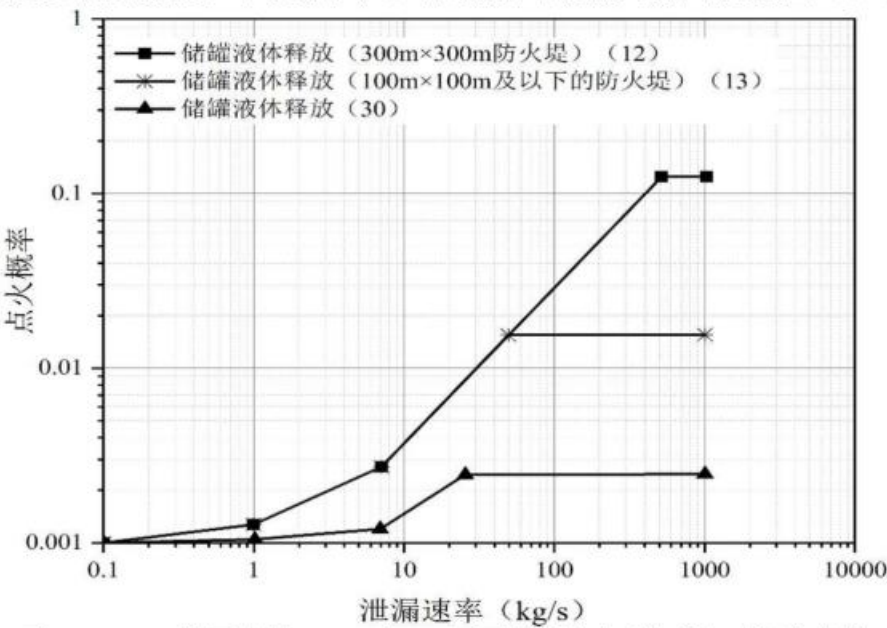


图 E.3.2-3 场景序号 12-13 和 30 不同泄漏速率对应的点火概率曲线

场景序号 14-装置内的储罐发生气体/LPG 泄漏速率、场景序号 15-装置外的罐区发生气体/LPG 泄漏速率和场景序号 16-装置外的罐区（乡村地区）发生气体/LPG 泄漏速率分别见表 E.3.2-11、表 E.3.2-12 和表 E.3.2-13。

表 E. 3. 2-11 装置内的储罐发生气体/LPG 泄漏—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0010
0.5	0.0011
1	0.0012
2	0.0032
5	0.0121
10	0.0334
20	0.0917
50	0.3492
100	0.9600
200	1.0000
500	1.0000
1000	1.0000

表 E. 3. 2-12 装置外的罐区发生气体/LPG 泄漏—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0010
0.5	0.0011
1	0.0012
2	0.0026
5	0.0073
10	0.0162
20	0.0359
50	0.1026
100	0.2270
200	0.3555
500	0.6434
1000	1.0000

表 E. 3. 2-13 装置外的罐区（乡村地区）发生气体/LPG 泄漏—不同泄漏速率对应的点火概率

泄漏速率 (kg/s)	点火概率
0.1	0.0010
0.2	0.0010
0.5	0.0011
1	0.0012
2	0.0025
5	0.0071
10	0.0154
20	0.0204
50	0.0296
100	0.0392
200	0.0520
500	0.0755
1000	0.1000

场景序号 14-装置内的储罐发生气体/LPG 泄漏速率、场景序号 15-装置外的罐区发生气体/LPG 泄漏速率和场景序号 16-装置外的罐区（乡村地区）发生气体/LPG 泄漏的点火概率曲线见图 E.3.2-4。

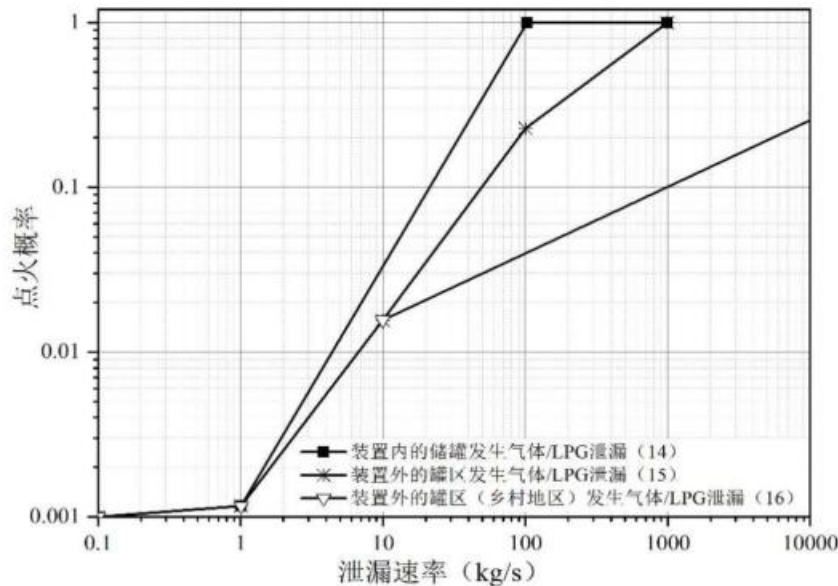


图 E.3.2-4 场景序号 14-16—不同泄漏速率对应的点火概率曲线

可根据不同的泄漏工况，选择 UKOOA 模型中合适的点火概率曲线来计算总点火概率、立即点火概率与延迟点火概率，当使用线性插值计算，见下式：

$$\log P_{ign-Q} = P_{ign-lower} + \frac{(\log Q - \log Q_{lower})(\log P_{ign-upper} - \log P_{ign-lower})}{\log Q_{upper} - \log Q_{lower}} \quad (E.3.2-1)$$

$$P_{ign-Q} = P_{i,i} + P_{i,d} \quad \dots\dots\dots (E.3.2-2)$$

$$\frac{P_{i,i}}{\log P_{ign-Q}} = \alpha \quad \dots\dots\dots (E.3.2-3)$$

$$\frac{P_{i,d}}{\log P_{ign-Q}} = 1 - \alpha \quad \dots\dots\dots (E.3.2-4)$$

- 式中：
- P_{ign-Q} —— 计算泄漏速率时的总点火概率；
 - Q —— 计算泄漏速率，kg/s； $Q_{lower} < Q < Q_{upper}$
 - Q_{lower} —— 相邻的参考泄漏速率低值，kg/s，见表 E.3.2-14；
 - Q_{upper} —— 相邻的参考泄漏速率高值，kg/s，见表 E.3.2-14；
 - $P_{ign-upper}$ —— 参考泄漏速率高值对应的点火概率，见表 E.3.2-14；
 - $P_{ign-lower}$ —— 参考泄漏速率低值对应的点火概率，见表 E.3.2-14；
 - $P_{i,i}$ —— 泄漏速率为 Q (kg/s) 时的立即点火概率；
 - $P_{i,d}$ —— 泄漏速率为 Q (kg/s) 时的延迟点火概率；
 - α —— UKOOA 模型计算的总点火概率中立即点火概率所占比例，取 0.3。

如果泄漏的物料为液体，闪蒸比例超过 10%时，则采用式 (E.3.2-5) 计算：

$$P_{ign-liquid-flash} = 1 - [(1 - P_{ign-gas})(1 - P_{ign-liquid})] \quad (E.3.2-5)$$

- 式中：
- $P_{ign-flash}$ —— 计算的总点火概率；
 - $P_{ign-gas}$ —— 闪蒸气体的质量流量对应的点火概率（按照气体泄漏类型计算）；
 - $P_{ign-liquid}$ —— 剩下的液体质量流量对应的点火概率（按照液体泄漏类型计算）。

表 E. 3. 2-14 不同应用地点不同点的泄漏速率和点火概率对应关系

序号	Point 1		Point 2		Point 3		Point 4		Point 5		Point 6		Point 7	
	Q kg/s	P _{ign}	Q kg/s	P _{ign}	Q kg/s	P _{ign}	Q kg/s	P _{ign}	Q kg/s	P _{ign}	Q kg/s	P _{ign}	Q kg/s	P _{ign}
5	0.01	0.00100	0.07654	0.001	0.1	0.00110	1.0	0.00250	3.000	0.01400	498.991	0.60000	100000	0.60000
6	0.01	0.00100	0.07548	0.001	0.1	0.00110	1.0	0.00240	100.000	0.10000	100000	0.10000	100000	/
7	0.01	0.00100	0.07548	0.001	0.1	0.00110	1.0	0.00240	8.053	0.01300	100.000	0.01300	100000	0.01300
8	0.01	0.00100	0.07654	0.001	0.1	0.00110	1.0	0.00250	100.000	0.25000	260.000	0.65000	100000	0.65000
9	0.01	0.00100	0.07654	0.001	0.1	0.00110	1.0	0.00250	100.000	0.12000	109.990	0.13000	100000	0.13000
10	0.01	0.00100	0.07548	0.001	0.1	0.00110	1.0	0.00240	42.492	0.05000	100.000	0.05000	100000	0.05000
11	0.01	0.00100	0.07654	0.001	0.1	0.00110	1.0	0.00250	70.000	0.43000	325.028	0.70000	100000	0.70000
12	0.01	0.00100	0.05250	0.001	0.1	0.00105	1.0	0.00125	7.000	0.00270	519.617	0.12000	100000	0.12000
13	0.01	0.00100	0.05250	0.001	0.1	0.00105	1.0	0.00125	7.000	0.00270	49.035	0.01500	100000	0.01500
14	0.01	0.00104	0.00160	0.001	0.1	0.00110	1.0	0.00116	100.000	0.96000	102.838	1.00000	100000	1.00000
15	0.01	0.00104	0.00160	0.001	0.1	0.00110	1.0	0.00116	100.000	0.22700	988.106	1.00000	100000	1.00000
16	0.01	0.00104	0.00160	0.001	0.1	0.00110	1.0	0.00116	100.000	0.01540	52551.538	0.50000	100000	0.50000
30	0.01	0.00100	0.10000	0.001	1.0	0.00103	7.0	0.00117	25.551	0.00240	100000	0.00240	/	/

注 1：序号代表的应用地点：5-小型工厂气体/LPG 泄漏、6-小型工厂液体泄漏（无拦蓄）、7-小型工厂液体泄漏（有拦蓄）、8-大型工厂气体/LPG 泄漏、9-大型工厂液体泄漏（无拦蓄）、10-大型工厂液体泄漏（有拦蓄）、11-半封闭装置气体/LPG 泄漏、12-罐区储罐液体释放（300m×300m 防火堤）、13-罐区储罐液体释放（100m×100m 防火堤及以下防火堤、14-装置内的储罐发生气体/LPG 泄漏、15-装置外的罐区发生气体/LPG 泄漏、16-装置外的罐区（乡村地区）发生气体/LPG 泄漏、30-储罐液体释放——如柴油罐区（储存温度低于物料闪点）。

注 2：当可燃物的温度超过自然点时，则立即点火概率设为 0.99。

注 3：对于高活性物料，如氢气、乙炔、环氧乙烷、二硫化碳等，点火概率为 2 倍计算值，最大值为 0.99。

注 4：高闪点物料（>55℃），点火概率为 0.1 倍计算值，最小为 0.001。

注 5：当泄漏点附近有强点火源时，如加热炉，则在风险计算时应根据动态云团范围内的点火源计算点火概率，与 UKOOA 模型相比，取最大值。

附录 F
(资料性附录)

危险物料基本事件树和事件树详细事件分析

F.1 危险物料释放后可能发生的事件类型及其相互关系

危险物料释放后可能发生的事件类型及其相互关系见图F.1。

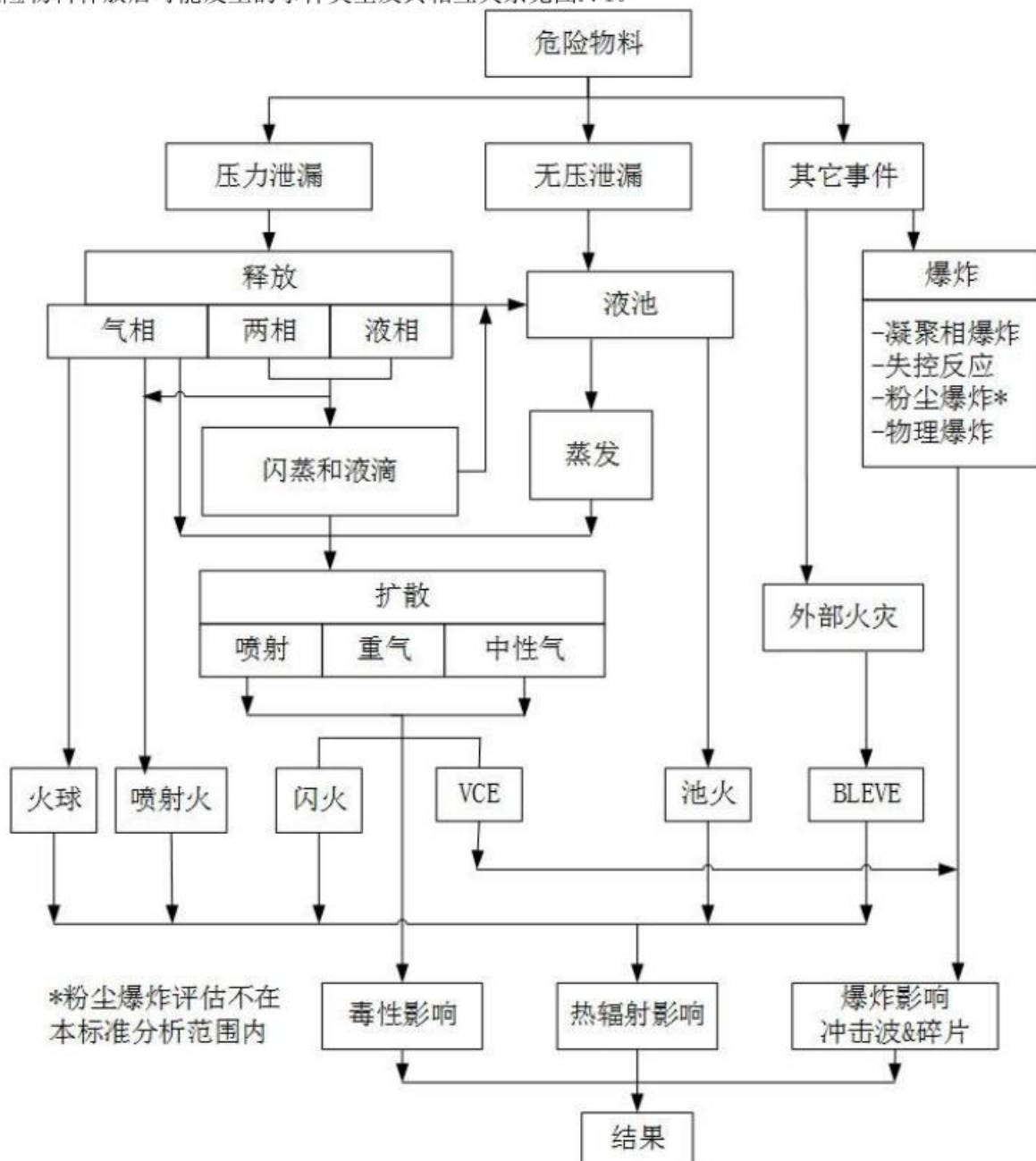


图 F.1 危险物料释放后可能发生的事件类型及其相互关系图

F.2 事件树详细事件分析



图 F.2-1 毒性物质释放详细事件树

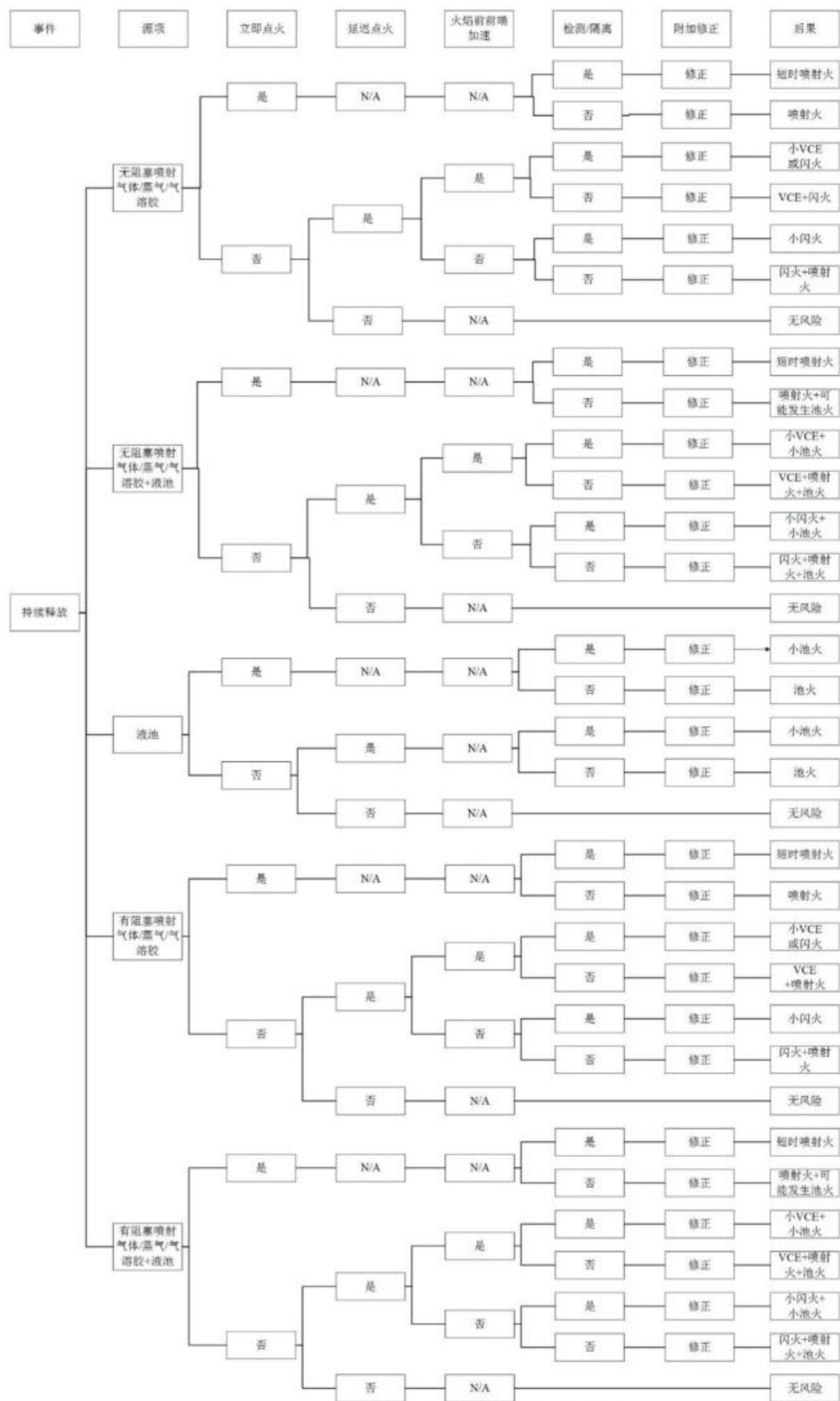


图 F. 2-2 可燃物质持续释放详细事件树



图 F. 2-3 可燃物质灾难性释放详细事件树

附录 G
(资料性附录)
后果分析经验模型

附录 G 中推荐的后果分析模型为经验模型，后果分析模型在不停的发展，使用时，可根据实际情况选择性使用，也可使用经过试验验证过的其他相关后果分析模型。

G.1 与容器相连的工艺管道断裂

对于与容器相连的气相工艺管道，假设气体为绝热流动，则管内气体质量流速：

$$q_{pipe-g} = A_{pipe} \sqrt{\frac{2 \times \rho_g \times P \times \frac{\gamma}{1+\gamma} \times \left(\left(\frac{P}{P_e} \right)^{\frac{1+\gamma}{\gamma}} - 1 \right)}{f_D \left(\frac{L_p}{D_p} \right) + \sum_i K_i}} \quad \dots\dots\dots (G.1-1)$$

管内液体质量流速：

$$q_{pipe-l} = A_{pipe} \times \sqrt{\frac{2 \times (P - P_e + g h_L) \times \rho_L}{f_D \left(\frac{L_p}{D_p} \right) + \sum_i K_i}} \quad \dots\dots\dots (G.1-2)$$

式中：

- q_{pipe-l} —— 液体质量流量，kg/s；
- q_{pipe-g} —— 气体质量流量，kg/s；
- ρ_L —— 液体密度，kg/m³；
- A_{pipe} —— 泄漏孔面积，m²；
- P —— 存储压力，Pa；
- P_a —— 环境压力，Pa；
- P_e —— 管道末端（泄漏点之前）压力，Pa；
- h_L —— 泄漏孔上方液位高度，m；
- f_D —— 达西摩擦系数；
- K_i —— 第 i 个损失项（管道出口、管道入口、附件、阀门等）；
- L_p —— 管道长度，m；
- D_p —— 管道直径，m；
- γ —— 绝热系数。

G.2 长管道泄漏

对于长管道气体泄漏，应分析管道沿程压力降和管道内气体压力降低对泄漏速度的影响。所有模型均假定管道两端阀门关闭。

G.2.1 小孔泄漏

当孔截面积与排放系数的乘积小于管道截面积的 3% 时，可以假定释放速率将由孔的阻力决定，而管道下游的任何摩擦阻力均可忽略。假定降压过程是绝热的，忽略与环境的热交换。

初始释放速率 $\dot{m}_0$ 的计算参照气体经孔泄漏。

将气体经孔泄漏的质量流速 $\dot{m}_0$ 乘以无量纲时间来计算随时间变化的质量流速：

$$\dot{m}_r = [1 + 0.5(\gamma + 1) \times t_r]^{-\left(\frac{\gamma+1}{\gamma-1}\right)} \quad \dots\dots\dots (G.2.1-1)$$

$$t_r = C_d \times A_h \times \frac{\beta \times t}{\dot{m}_0} \sqrt{\rho_0 \times P_0} \quad \dots\dots\dots (G.2.1-2)$$

$$\beta = \sqrt{\gamma \left(\frac{2}{\gamma+1} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}}} \quad \dots\dots\dots (G.2.1-3)$$

式中：

- t —— 时间，s；
- t_r —— 无量纲时间；
- $\dot{m}_0$ —— 初始可释放质量，kg；
- C_d —— 泄漏系数；
- A_h —— 泄漏孔面积，m²；

ρ_0 —— 气体密度, kg/m³;
 P_0 —— 初始气体压力, Pa。

G.2.2 中孔泄漏

当孔截面积乘以排放系数大于 3% 且小于管道横截面积的 30% 时, 管道上的阻力开始发挥重要作用并影响作为时间函数的释放速率。

1) 确定声速

$$u_s = \sqrt{z \times \gamma \times R \times T} \quad \dots\dots\dots (G.2.2-1)$$

式中:

u_s —— 声速, m/s;
 z —— 气体压缩因子, 理想气体取 $z=1$ 。
 γ —— 绝热系数;
 R —— 气体常数, J/(mol·K);
 T —— 温度, K。

2) 计算无量纲释放时间 t_c

$$t_c = \ln\left(\frac{P_0}{P_a}\right) - \left(\frac{\gamma}{\gamma-1}\right) \ln\left(\frac{\gamma+1}{2}\right) \quad \dots\dots\dots (G.2.2-2)$$

式中:

t_c —— 无量纲释放时间;
 P_c —— 管道内气体压力, Pa;
 P_a —— 环境压力, Pa;
 γ —— 绝热系数。

3) 确定无量纲亚音速释放时间 t_s

$$P_c = \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \quad \dots\dots\dots (G.2.2-3)$$

γ 、 P_c 与 t_s 的关系见表 G.2.2。

表 G.2.2 γ 、 P_c 与 t_s 的关系

γ	临界压力比 P_c	t_s
1.20	0.5645	0.7371
1.25	0.5549	0.7605
1.30	0.5447	0.7833
1.35	0.5368	0.8058
1.40	0.5283	0.8278
1.45	0.5200	0.8495
1.50	0.5120	0.8707
1.55	0.5041	0.8916
1.60	0.4968	0.9122

4) 估算校正因子

$$C_f = a_1 + a_2 \log_{10}\left(\frac{f \times L_p}{D_p}\right) + a_3 \left[\log_{10}\left(\frac{f \times L_p}{D_p}\right)\right]^2 + a_4 \left[\log_{10}\left(\frac{f \times L_p}{D_p}\right)\right]^3 \quad (G.2.2-4)$$

其中:

$$a_1 = 1.0319 - 5.2735\left(\frac{1}{A_r}\right) + 25.680\left(\frac{1}{A_r}\right)^2 - 38.409\left(\frac{1}{A_r}\right)^3 \quad (G.2.2-5)$$

$$a_2 = -0.26994 + 17.304\left(\frac{1}{A_r}\right) - 86.415\left(\frac{1}{A_r}\right)^2 + 144.77\left(\frac{1}{A_r}\right)^3 \quad (G.2.2-6)$$

$$a_3 = 0.24175 - 12.637\left(\frac{1}{A_r}\right) + 56.772\left(\frac{1}{A_r}\right)^2 - 88.351\left(\frac{1}{A_r}\right)^3 \quad (G.2.2-7)$$

$$a_4 = -0.054856 + 2.6258\left(\frac{1}{A_r}\right) - 8.5993\left(\frac{1}{A_r}\right)^2 + 12.139\left(\frac{1}{A_r}\right)^3 \quad (G.2.2-8)$$

$$A_r = \frac{A_p}{A_h C_d} \quad \dots\dots\dots (G.2.2-9)$$

式中:

- f —— 达西摩擦系数;
 D_p —— 管道内径, m;
 L_p —— 管道长度, m;
 A_p —— 管道横截面积, m²;
 A_h —— 泄漏孔面积, m²。

5) 计算时间常数

$$\tau_v = \frac{V \left(\frac{\gamma+1}{2} \right)^{\frac{\gamma+1}{2(\gamma-1)}}}{c A_{th} C_d} \dots\dots\dots (\text{G.2.2-10})$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D_p^2 \times L_p \dots\dots\dots (\text{G.2.2-11})$$

式中:

V —— 管道内气体体积, m³。

1) 计算释放时间

$$t_{BD} = (t_c + t_s) \tau_v C_f \dots\dots\dots (\text{G.2.2-12})$$

式中:

- t_{BD} —— 释放时间, s;
 t_c —— 无量纲释放时间, s;
 t_s —— 无量纲亚音速释放时间, s;
 τ_v —— 时间常数, 无量纲;
 C_f —— 校正因子, 无量纲。

G.2.3 全孔径泄漏

当孔截面积乘以排放系数大于管道横截面积的30%时, 假设为全孔破裂, 使用经验“双指数”模型。释放速率随时间变化的关系如下:

$$\dot{m} = \frac{\dot{m}_0}{1 + \frac{M_0}{\dot{m}_0 \times B}} \times \left(e^{\frac{-t \times B \times \dot{m}_0^2}{M_0^2}} + \frac{M_0}{\dot{m}_0 \times B} \times e^{\frac{-t}{B}} \right) \dots\dots (\text{G.2.3-1})$$

$$B = 0.67 \frac{L_p}{u_s} \sqrt{\frac{\gamma \times f_D \times L_p}{D_p}} \dots\dots\dots (\text{G.2.3-2})$$

$$\dot{m}_0 = A_{pipe} \left[P_0 \rho_0 \gamma \left(\frac{2}{\gamma+1} \right)^{\frac{(\gamma+1)}{2}} \right]^{0.5} \dots\dots\dots (\text{G.2.3-3})$$

$$f_D = \left\{ \frac{1}{-2 \times \log_{10} \left(\frac{\varepsilon}{3.715 \times D_p} \right)} \right\}^2 \dots\dots\dots (\text{G.2.3-4})$$

$$M_0 = \rho_0 \times A_p \times L_p \dots\dots\dots (\text{G.2.3-5})$$

$$u_s = \sqrt{\frac{\gamma \times R \times T_0}{M}} \dots\dots\dots (\text{G.2.3-6})$$

式中:

- B —— 时间常数;
 $\dot{m}_0$ —— 负压波效应的初始释放速率, kg/s;
 M_0 —— 管道中可释放气体的总质量, kg;
 f_D —— 管道达西摩擦系数;
 u_s —— 声音在气体中的传播速度, m/s;
 P_0 —— 管内初始压力, Pa;
 P_a —— 大气压力, Pa;
 ρ_0 —— 管内气体的初始密度, kg/m³;
 t —— 时间, s;
 γ —— 绝热系数;

- L_p —— 管道长度, m;
 D_p —— 管道直径, m。
 T_0 —— 初始温度, K;
 M —— 分子量, kg/mol。

G.3 液滴的雾化、降落及蒸发

G.3.1 闪蒸后参数

通过动量和质量守恒可计算闪蒸射流速度:

$$u_f = u_e + \frac{(P_e - P_a)A_e}{q_e} \quad \dots\dots\dots (G.3.1-1)$$

式中:

- u_f —— 闪蒸射流速度, m/s;
 u_e —— 泄漏出口速率, m/s;
 P_e —— 容器内压力, Pa;
 P_a —— 环境压力, Pa;
 q_e —— 液体质量流量, kg/s;
 A_e —— 泄漏孔面积, m²。

其中, 泄漏出口速率计算:

$$u_e = \frac{q_e}{C_d A_e \rho_e} \quad \dots\dots\dots (G.3.1-2)$$

式中:

- C_d —— 泄漏系数。

泄漏出口密度 ρ_e 根据下式计算:

$$\frac{1}{\rho_e} = \frac{1-x_e}{\rho_e^L} + \frac{x_e}{\rho_e^V} \quad \dots\dots\dots (G.3.1-3)$$

式中:

- ρ_e —— 泄漏出口密度, kg/m³;
 ρ_e^V —— 泄漏出口蒸气密度, kg/m³;
 ρ_e^L —— 泄漏出口液体密度, kg/m³;
 x_e —— 泄漏出口蒸气质量分数 (蒸气/两相, kg/kg)。

根据能量守恒计算闪蒸后蒸气质量分数:

$$x_f = 1 - \frac{(H_v(T_f) - H_v(T_e)) - (1-x_e)h_v(T_e) + \frac{1}{2}(u_f^2 - u_e^2)}{h_v(T_f)} \quad \dots\dots\dots (G.3.1-4)$$

式中:

- x_f —— 闪蒸后蒸气质量分数;
 H_v —— 蒸气比焓, J/kg;
 h_v —— 蒸发热, J/kg;
 T_f —— 闪蒸温度, 一般取沸点温度, K;
 T_e —— 泄漏出口温度, K。

闪蒸射流密度:

$$\rho_f = \frac{1}{\left(\frac{x_f}{\rho_f^V} + \frac{1-x_f}{\rho_f^L}\right)} \quad \dots\dots\dots (G.3.1-5)$$

式中:

- ρ_f —— 闪蒸射流密度, kg/m³;
 ρ_f^V —— 闪蒸后的蒸气密度, kg/m³;
 ρ_f^L —— 闪蒸后的液体密度 kg/m³。

闪蒸射流横截面积和半径:

$$A_f = A_e C_d \frac{\rho_e u_e}{\rho_f u_f} \dots\dots\dots (G.3.1-6)$$

$$b_f = \sqrt{\frac{A_f}{\pi}} \dots\dots\dots (G.3.1-7)$$

式中:

A_f —— 闪蒸射流横截面积, m^2 ;

b_f —— 闪蒸射流半径, m 。

G.3.2 液滴直径

释放到环境中的液体射流主要通过两种方式分解形成小液滴: 机械破裂和闪蒸破裂。液滴的形成会增加气云密度, 影响气云的扩散行为。一般使用经验关系估算初始液滴的平均直径。

液滴平均直径经验公式如下:

$$SMD = \begin{cases} 1.89 d_f \sqrt{1 + 3 \frac{We_f^{0.5}}{Re_f}} & We_f < Re_f^{0.45} \times 10^6 \text{ and } T_e < 1.11 T_f \dots\dots\dots (G.3.2-1) \\ \frac{We_{cr} \sigma}{u_f^2 \rho_a} & \text{else} \end{cases}$$

其中韦伯数和雷诺数计算如下:

$$We_f = d_f \frac{u_f^2 \rho_f}{\sigma(T_f)}, Re_f = \frac{d_f u_f \rho_f}{\mu(T_f)} \dots\dots\dots (G.3.2-2)$$

式中:

SMD —— 液滴平均直径, m ;

T_f —— 闪蒸后温度, 一般取沸点温度, K ;

d_f —— 射流直径, m ;

$\sigma(T_f)$ —— 闪蒸后液体表面张力, N/m ;

$\mu(T_f)$ —— 闪蒸后液体的运动粘度, $Pa \cdot s$;

We_{cr} —— 临界韦伯数, 15 (取值范围 10~20)。

G.3.3 液滴降落

假设形成的液滴直径相同, 用单个液滴直径的变化表示所有液滴。

结合液滴的蒸发过程, 计算释放后到达地面的液滴质量分数。液滴蒸发受空气和液滴之间的热传递和质量传递的影响。相关的无量纲数计算如下:

$$Re = \frac{\rho_a \times u_d \times D}{\mu_a} \dots\dots\dots (G.3.3-1)$$

$$Sc = \frac{\mu_a}{\rho_a \times D_v} \dots\dots\dots (G.3.3-2)$$

$$Pr = \frac{C_p^L \times \mu_a \times \rho_a}{\lambda_a} \dots\dots\dots (G.3.3-3)$$

$$Sh = 1 + 0.276 Re^{\frac{1}{2}} Sc^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots (G.3.3-4)$$

$$Nu = 1 + 0.276 Re^{\frac{1}{2}} Pr^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots (G.3.3-5)$$

式中:

Re —— 雷诺准数;

Sc —— 空气的 Schmidt 数;

Pr —— 普朗特数;

Sh —— 舍伍德数;

Nu —— 努塞尔数;

ρ_a —— 空气的密度, kg/m^3 ;

μ_a —— 空气的动力粘度, $Pa \cdot s$;

λ_a —— 空气的热传导率, $W/m \cdot K$;

C_p^L —— 液体定压比热, $J/kg \cdot K$;

u_d —— 液滴在空气中的相对速度;

D_v —— 蒸气在空气中的二元扩散系数, m^2/s 。

其中,

$$D_v = D_v^{\text{water}} \sqrt{\frac{M_W^{\text{water}}}{M_W}} \quad \dots\dots\dots (\text{G.3.3-6})$$

式中:

M_W —— 释放物质的摩尔质量, kg/mol ;
 M_W^{water} —— 水的摩尔质量, kg/mol ;
 D_v^{water} —— 水蒸气在空气中的二元扩散系数。

$$D_v^{\text{water}} = -2.775 \times 10^{-6} + 4.479 \times 10^{-8} \times T_a + 1.656 \times 10^{-10} \times T_a^2 \quad (\text{G.3.3-7})$$

式中:

T_a —— 环境温度, K 。

液滴直径的变化通过以下微分方程表示:

$$\frac{dD(t)}{dt} = -\frac{k_B}{D(t)} Sh \quad \dots\dots\dots (\text{G.3.3-8})$$

式中:

k_B —— 蒸发系数, m^2/s ;
 Sh —— 舍伍德数。

其中, 系数 k_B :

$$k_B = -4D_v \frac{\rho_d^V}{\rho_d^L} \ln \left(1 - \frac{P_v(T_d)}{P_a} \right) \quad \dots\dots\dots (\text{G.3.3-9})$$

式中:

ρ_d^L —— 液滴的液相密度, kg/m^3 ;
 ρ_d^V —— 液滴的气相密度, kg/m^3 ;
 T_d —— 液滴温度, K ;
 $P_v(T_d)$ —— 释放物质在液滴温度下的饱和蒸气压, Pa 。

液滴速度:

$$\frac{du_d(t)}{dt} = -\frac{3\rho_a u_d^2 C_D}{4\rho_d^L D(t)} \quad \dots\dots\dots (\text{G.3.3-10})$$

其中, C_D 为拖曳系数,

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re}, & Re < 0.1 \\ \frac{24}{Re} \left(1 + \frac{3}{16} Re + \frac{9}{160} Re^2 \ln(2Re) \right), & 0.1 \leq Re < 2 \\ \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}), & 2 \leq Re < 500 \\ 0.56, & 500 \leq Re < 200000 \end{cases} \quad (\text{G.3.3-11})$$

液滴温度:

$$T_d = T_a - \frac{h_v(T_d) k_B \rho_d^L Sh}{4\lambda_a Nu} \quad \dots\dots\dots (\text{G.3.3-12})$$

通过数值求解以上公式, 可以估算液滴降落时间 t_{fl} 、停止距离 S_{dist} 和液滴直径 $D(t_{fl})$ 。保留在空气中的液滴质量分数计算如下:

$$x_r^{sd} = 1 - \frac{D(t_{fl})^3}{D_0^3} \quad \dots\dots\dots (\text{G.3.3-13})$$

式中:

x_r^{sd} —— 保留在空气中的液滴质量分数;
 t_{fl} —— 液滴降落时间, s ;
 $D(t_{fl})$ —— 液滴直径, m ;
 D_0 —— 初始液滴直径, 等于 SMD。

G.3.4 液池蒸发速率计算

$$Q_{evap} = 0.004786\pi[u_a(Z = 10m)]^{0.78}r^{1.89}Sc^{-0.67}\Delta H_v(T_{pool})\frac{M_cP_v(T_{pool})}{RT_{pool}} \tag{G.3.4-1}$$

- 式中：
- S_c —— 空气的 Schmidt 数（无量纲）；
 - u_a —— 10m 高处的风速，m/s；
 - ΔH_v —— 气化热，J/kg；
 - M_c —— 排放物的分子量，kg/kmol；
 - P_v —— 排放物的饱和蒸气压力，Pa；
 - R —— 气体常数，8.314J/(mol·K)。

G.4 储罐过度充装引发的瀑流计算

(1) 瀑流过程中进入的空气速率

$$M_{air} = 90\left(\frac{D}{25m}\right)^{0.75}\left(\frac{H}{10m}\right)^{0.45}\left(\frac{M_{fuel}}{\frac{115kg}{s}}\right)^{0.25} \dots\dots\dots \tag{G.4-1}$$

- 式中：
- M_{air} —— 进入的空气速率，kg/s；
 - D —— 储罐的直径，m；
 - H —— 储罐的高度，m；
 - M_{fuel} —— 储罐的平均进料速率，kg/s。

(2) 储罐底部蒸发气中的燃料浓度

$$C_{fuel} = FC_{fuel}^\phi \dots\dots\dots \tag{G.4-2}$$

$$F = \alpha\left(\frac{M_{air}}{M_{fuel}}\right)^\beta e^{\gamma(T_{air}-10)}e^{\delta(T_{fuel}-10)} \dots\dots\dots \tag{G.4-3}$$

- 式中：
- C_{fuel} —— 蒸发气中燃料的质量比例，%；
 - C_{fuel}^ϕ —— 特定条件下的蒸发气中燃料的质量比例，%；
 - T_{fuel} —— 燃料的储存温度，℃；
 - T_{air} —— 环境温度，℃。
- $\alpha, \beta, \gamma, \delta$ ——表示与物质相关的系数，取值见表 G.4。

表 G.4 物质的相关系数

物质	C_{fuel}^ϕ	α	β	γ	δ
己烷	14.24	0.946	-0.225	0.0133	0.0212
丙酮	12.21	0.941	-0.262	0.0128	0.0192
乙酸乙酯	9.89	0.957	-0.181	0.0177	0.0242
苯	9.29	0.959	-0.176	0.0182	0.0222
甲苯	4.70	0.981	-0.061	0.0250	0.0300
甲醇	4.53	0.950	-0.215	0.0167	0.0287
乙醇	3.63	0.967	-0.133	0.0212	0.0345
石脑油	20.30	0.928	-0.312	0.0093	0.0142
汽油	17.25	0.888	-0.454	0.0074	0.0131
粗汽油	11.43	0.936	-0.264	0.0137	0.0137
凝析油	11.10	0.881	-0.476	0.0085	0.0132
布伦特原油	6.88	0.876	-0.511	0.0088	0.0136
重整油	5.29	0.967	-0.114	0.0210	0.0295

注 1：对以上表中没有的物料可采用物料和空气的绝热混合过程计算

(3) 瀑流过程中气化的燃料速率

$$M_{vaporised} = M_{air}\cdot\frac{C_{fuel}}{1-C_{fuel}} \dots\dots\dots \tag{G.4-4}$$

式中：

$M_{vaporised}$ —— 表示气化的燃料速率, kg/s。

(4) 飞溅过程进入云团中的喷雾速率

$$M_{splash} = 0.02M_{fuel < C8} \dots\dots\dots (G.4-5)$$

式中:

M_{splash} —— 飞溅过程中的液滴喷雾量, kg/s;

$M_{fuel < C8}$ —— 储罐的平均进料速率 (只分析物料中 C8 以下易挥发的物料), kg/s。

(5) 初始气云的质量流量

$$M_{cloud} = 2(M_{air} + M_{vaporised} + M_{splash}) \dots\dots\dots (G.4-6)$$

(6) 气云的体积和燃料的浓度

$$V_{cloud} = M_{cloud} / \rho_{ambient} \dots\dots\dots (G.4-7)$$

$$C_{cloud} \left(\frac{kg}{m^3} \right) = \frac{M_{vaporised} + M_{splash}}{V_{cloud}} \dots\dots (G.4-8)$$

计算扩散时, 在罐的下风向, 离罐边缘 4m 处定义垂直断点平面作为扩散的初始条件。在断点平面处, 羽流宽度=罐周长的 1/3。

G.5 两相泄漏计算

压力容器内的物质在饱和压力或高于饱和压力的条件下储存, 液相和气相同时存在并且处于热力学平衡状态。在流出过程中, 液体由于快速减压而闪蒸, 出口射流会破裂形成小液滴, 较小的液滴会滞留在空气中, 然后继续蒸发, 大的液滴会落到地面上形成液池。蒸汽和液滴的存在导致两相释放。

破裂(或孔)与蒸气-液体界面的相对位置是影响释放场景的主要因素。如果减压后破裂位置仍高于膨胀液位, 则为纯蒸气释放; 如果在液体-蒸气界面附近出现破裂, 可能导致两相释放, 包含几种不同的流型; 如果在液体-蒸气界面以下出现破裂, 则导致液体释放。

1) $H_{hole} \geq H_L$ (孔高于液位)

操作条件、破裂尺寸和位置以及物质性质(即粘度和起泡趋势)不同, 可能会出现不同的情形。根据蒸气-液体(VL)界面的位置, 典型的流型见表 G.5。

表 G.5 孔高于液位释放的 4 种流型

	x_e	流型	描述
完全 VL 脱离	1	蒸气	液体膨胀后破裂仍高于液位。
部分 (Strong) VL 脱离	<1	两相: 团状流	低粘度流体 (液体动态粘度 < 0.1 Pa·s), 无起泡趋势。气泡聚结, 存在高度的 VL 脱离。
部分 (Limted) VL 脱离	<1	两相: 泡状流	高粘度流体 (液体动态粘度 > 0.1 Pa·s), 无起泡趋势。气泡连续均匀分布, VL 脱离程度较低。
无 VL 脱离	x	两相 (均匀)	VL 界面到达容器顶部, 气液两相处于平衡状态。

减压导致容器内液体沸腾膨胀, 通过计算膨胀液体的平均空隙率 α 确定流型。针对两相释放条件, 使用 DIERS 模型。

在减压过程中, 液位上方的表面蒸气速度 j_g 和膨胀液体的平均空隙率 α 遵循以下关系:

$$\Psi_T = \frac{j_g}{U_\infty} = \frac{\alpha_T(1-\alpha_T)^n}{(1-p\alpha_T^m)(1-C_0\alpha_T)} \dots\dots\dots (G.5-1)$$

式中:

Ψ_T —— 无量纲的表面蒸气速度, 是液位上方空隙率 α_T 的函数;

U_∞ —— 气泡上升速度, m/s;

j_g —— 表面蒸气速度, m/s;

C_0 —— 脱离参数 (团状流为 1.5, 泡状流为 1.2);

α_T —— 液位上方的空隙率。

n , p 和 m 是与流型相关的参数, 对于团状流, $n=p=m=0$; 对于泡状流, $n=2$, $p=1$, $m=3$ 。

表面蒸气速度 j_g 可以用蒸气流量 q_v 表示:

$$j_g = \frac{q_v}{A_L \rho_v} \dots\dots\dots (G.5-2)$$

式中:

q_v —— 蒸气泄漏速率, kg/s;
 A_L —— 容器横截面积, m^2 ;
 ρ_v —— 物质蒸气密度, kg/m^3 。

气泡上升速度 U_∞ 用物质属性表示:

$$U_\infty = k \left(\sigma g \frac{\rho^L - \rho^V}{\rho^L{}^2} \right)^{0.25} \quad \dots\dots\dots (G.5-3)$$

式中:

σ —— 液体表面张力, N/m;
 ρ^L —— 物质液态密度, kg/m^3 ;
 ρ^V —— 物质气态密度, kg/m^3 ;
 k —— 无量纲常数 (团状流为 1.53, 泡状流为 1.18)。

对于团状流:

$$\alpha_T = \frac{2\bar{\alpha}}{1+C_0\bar{\alpha}} \quad \dots\dots\dots (G.5-4)$$

$$\Psi_T = \frac{2\bar{\alpha}}{1-C_0\bar{\alpha}} \quad \dots\dots\dots (G.5-5)$$

对于泡状流:

$$\alpha_T = \bar{\alpha} \quad \Psi_T = \frac{\bar{\alpha}(1-\bar{\alpha})^2}{(1-\bar{\alpha}^3)(1-C_0\bar{\alpha})} \quad \dots\dots\dots (G.5-6)$$

膨胀后的体积:

$$V^{swell} = \frac{V_0}{(1-\bar{\alpha})} \quad \dots\dots\dots (G.5-7)$$

根据容器形状确定膨胀后液位高度 H_L^{swell} , 与破裂高度 H_{hole} 比较, 分为以下情形:

a. $H_L^{swell} < H_{hole}$ (完全 VL 脱离)

孔高于膨胀后液位, $x_e=1$, 此时为蒸气释放。泄漏速率计算参照气体经孔或工艺管道泄漏。

b. $H_L^{swell} \geq H_{hole}$ (部分 VL 脱离)

膨胀后液位到达出口, 发生两相流, 释放速率与 x_e 有关。两相混合物的泄漏速率计算如下:

$$q(x_e) = C_d A_h \sqrt{2(P_h - P_a) \rho_{2phase}(x_e)} \quad \dots\dots\dots (G.5-8)$$

式中:

$q(x_e)$ —— 物质泄漏速率, kg/s;
 C_d —— 泄漏系数;
 A_h —— 泄漏孔面积, m^2 ;
 P_h —— 储罐内停滞压力, Pa;
 P_a —— 环境压力, Pa;
 $\rho_{2phase}(x_e)$ —— 两相混合物密度, kg/m^3 。

两相混合物的密度由下式给出:

$$\frac{1}{\rho_{2phase}(x_e)} = \frac{x_e}{\rho^V} + \frac{(1-x_e)}{\rho^L} \quad \dots\dots\dots (G.5-9)$$

释放发生在容器顶部, x_e 计算如下:

$$x_e = \frac{(K_1 K_2 \Psi_T + C_0 K_4)}{(K_1 + C_0 K_4)} \quad \dots\dots\dots (G.5-10)$$

$$K_1 = \frac{(1-C_0\alpha_T)}{\alpha_T}; K_2 = \frac{A_L \rho^V U_\infty}{q(x_e)}; K_4 = \frac{\rho^V}{\rho^L} \quad \dots\dots\dots (G.5-11)$$

当破裂出现在容器侧壁时, 需要估算容器内的空隙率分布。假设其遵循线性分布, 则空隙率为:

$$\alpha_{hole} = \alpha_B + \frac{(\alpha_T - \alpha_B) H_{hole}}{H_L^{swell}} \quad \dots\dots\dots (G.5-12)$$

式中, 底部空隙率 $\alpha_B = 2\bar{\alpha} - \alpha_T$ 。

$$x_e = \frac{\alpha_{hole} \left(\frac{\rho^V}{\rho^L} \right)}{1 - \alpha_{hole} \left(1 - \frac{\rho^V}{\rho^L} \right)} \dots\dots\dots (G.5-13)$$

c. $H_L^{swell} \geq H_{vessel}$ (无 VL 脱离)

当膨胀后液位大于容器高度时, 假设液位到达容器顶部且为均匀的两相流释放, 此时出口的蒸气质量 x_e 等于容器内部蒸气质量。

2) $H_{hole} < H_L$ (孔低于液位)

对于液体经容器上的孔释放, 孔口处的泄漏速率计算参照液体经小孔泄漏:

$$q_e^{hole} = C_d A_h \sqrt{2(P_h - P_a) \rho_L} \dots\dots\dots (G.5-14)$$

式中:

- q_e^{hole} —— 液体质量流量, kg/s;
 P_a —— 环境压力, Pa;
 P_h —— 停滞压力, 等于储存压力加 gh_L , Pa;
 ρ_L —— 液体密度, kg/m³;
 A_h —— 泄漏孔面积, m²;
 C_d —— 泄漏系数。

容器非常定状态计算:

由于液体闪蒸, 容器内温度降低, 按照质量守恒和体积守恒:

$$Q_{i+1}^L = Q_i^L - q_{e_i}(1 - x_{e_i})\Delta t - Q_{ev_i} \dots\dots (G.5-15)$$

$$Q_{i+1}^V = Q_i^V - q_{e_i}x_{e_i}\Delta t + Q_{ev_i} \dots\dots\dots (G.5-16)$$

$$\frac{Q_{i+1}^L}{\rho_{i+1}^L} + \frac{Q_{i+1}^V}{\rho_{i+1}^V} = \frac{Q_i^L}{\rho_i^L} + \frac{Q_i^V}{\rho_i^V} \dots\dots\dots (G.5-17)$$

式中:

- Q_i^L —— 容器内液体质量, kg;
 Q_i^V —— 容器内蒸气质量, kg;
 Q_{ev_i} —— 蒸发质量, kg。

联立以上方程, 并假设在 Δt 时间内液体和蒸气密度变化不大, 可得到:

$$Q_{ev_i} = q_{e_i}x_{e_i}\Delta t + q_{e_i}\Delta t \frac{\rho_i^V}{\rho_i^L - \rho_i^V} \dots\dots\dots (G.5-18)$$

假设泄漏过程是绝热的, 则温度变化计算如下:

$$\Delta T = Q_{ev_i} \times \frac{H_v(T_i)}{C_{pl}(T_i) \times Q_i^L} \dots\dots\dots (G.5-19)$$

式中:

- $H_v(T_i)$ —— 蒸发热, J/kg;
 $C_{pl}(T_i)$ —— 液体定压比热, J·kg⁻¹·K⁻¹。

G.6 气云扩散

G.6.1 大气稳定度确定

大气稳定度通常采用Pasquill分类方法确定, 大气稳定度分为A、B、C、D、E和F六类, 大气稳定度的具体分类见表G.6.1-1和表G.6.1-2。

表 G. 6. 1-1 Pasquill 大气稳定度确定

地面风速 (m/s)	白天日照			夜间条件	
	强	中等	弱	阴天且云层薄, 或低空云量为4/8	天空云量为3/8
<2	A	A~B	B	——	——
2~3	A~B	B	C	E	F
3~4	B	B~C	C	D	E
4~6	C	C~D	D	D	D
>6	C	D	D	D	D

表 G. 6. 1-2 日照强度确定

天空云层情况	60°<日照角	35°<日照角<60°	15°<日照角<35°
天空云量为4/8, 或高空有薄云	强	中等	弱
天空云量为5/8~7/8, 云层高度为2134 m~4 877 m	中等	弱	弱
天空云量为5/8~7/8, 云层高度<2 134 m	弱	弱	弱

G. 6. 2 Pasquill-Gifford 模型扩散方程

a) Pasquill-Gifford 模型扩散方程

1) 位于地面 H_r 高处的连续稳态源的烟羽

$$\langle C \rangle(x,y,z) = \frac{Q}{2\pi\sigma_y\sigma_zu} \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{y}{\sigma_y}\right)^2\right] \times \left\{ \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{z-H_r}{\sigma_z}\right)^2\right] + \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{z+H_r}{\sigma_z}\right)^2\right] \right\} \quad (\text{G.6.2-1})$$

式中:

- $\langle C \rangle(x,y,z)$ —— 连续排放时, 形成稳定的流场后, 给定地点 (x,y,z) 的污染物的浓度, kg/m^3 ;

Q —— 连续排放的物料质量流量, kg/s ;

u —— 风速, m/s ;

σ_y, σ_z —— 侧风向和垂直风向的扩散系数, m ;

x —— 下风向距离, m ;

y —— 侧风向距离, m ;

z —— 垂直风向距离, m 。
- 2) 位于地面 H_r 高处的瞬时点源的烟团, 地面上的坐标系随烟团移动, 坐标系的中心位于烟团的中心烟团中心在 $x=ut$ 处, 平均浓度方程为:

$$\langle C \rangle(x,y,z,t) = \frac{Q^*}{(2\pi)^{3/2}\sigma_x\sigma_y\sigma_z} \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{y}{\sigma_y}\right)^2\right] \times \left\{ \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{z-H_r}{\sigma_z}\right)^2\right] + \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{z+H_r}{\sigma_z}\right)^2\right] \right\} \quad (\text{G.6.2-2})$$

式中:

- $\langle C \rangle(x,y,z,t)$ —— 瞬时排放时, 给定地点 (x,y,z) 和时间 t 的污染物的浓度, kg/m^3 ;

Q^* —— 瞬时排放的物料质量, kg ;

$\sigma_x, \sigma_y, \sigma_z$ —— 下风向、侧风向和垂直风向的扩散系数, m 。

b) 扩散系数

对于连续释放, 扩散系数按照以下方式计算:

$$\sigma_y = C_t \times a \times x^b; \sigma_z = c \times x^d \quad \dots\dots\dots (\text{G.6.2-3})$$

$$C_t = \left(\frac{t}{600}\right)^{0.2} \quad \dots\dots\dots (\text{G.6.2-4})$$

式中:

t —— 泄漏平均时间, s 。

a 和 b 取值主要与大气稳定度有关，见表 G.6.2-1。

表 G. 6. 2-1 水平方向扩散系数取值

大气稳定度	a	b
A	0.527	0.865
B	0.371	0.866
C	0.209	0.897
D	0.128	0.905
E	0.098	0.902
F	0.065	0.902

c 和 d 取值与地面粗糙度和大气稳定度有关，见表 G.6.2-2。

表 G. 6. 2-2 垂直方向扩散系数取值

	$z_0 = 0.03$		$z_0 = 0.1$		$z_0 = 0.3$		$z_0 = 1.0$		$z_0 = 3.0$	
	c	d	c	d	c	d	c	d	c	d
A	0.193	0.932	0.28	0.9	0.383	0.873	0.55	0.842	0.76	0.814
B	0.16	0.881	0.23	0.85	0.317	0.822	0.455	0.792	0.631	0.763
C	0.155	0.83	0.22	0.8	0.308	0.771	0.441	0.74	0.612	0.712
D	0.139	0.791	0.2	0.76	0.276	0.732	0.395	0.701	0.548	0.673
E	0.104	0.761	0.15	0.73	0.207	0.702	0.296	0.671	0.411	0.643
F	0.083	0.701	0.12	0.67	0.164	0.642	0.236	0.611	0.327	0.583

对于瞬时释放，扩散系数计算如下：

$$\sigma_x = 0.13 \times x; \sigma_y = \frac{a}{2} \times x^b; \sigma_z = c \times x \quad \cdots \cdots (G.6.2-5)$$

式中，a,b,c 取值参照高斯烟羽模型。

气体浓度单位转换：

$$C_{ppm} = \frac{22.4}{M_w} \cdot \frac{T_a}{273.15} \cdot \frac{1}{P_a} \cdot C_{mg/m^3} \quad \cdots \cdots (G.6.2-6)$$

高斯模型中的高度 H 应为泄漏源有效高度，即释放高度加上抬升高度，抬升高度计算如下：

$$\Delta H = \frac{u_j d}{u_w} \left[1.5 + 2.68 P_a d \left(\frac{T - T_a}{T} \right) \right] \quad \cdots \cdots (G.6.2-7)$$

式中：

- u_j —— 气体喷射速度，m/s；
- u_w —— 风速，m/s；
- d —— 泄漏孔径，m；
- T —— 气体温度，K。

高斯模型中的风速 u_w 在不同高度不是一个固定值，满足以下关系：

$$u_w = u_{10} \left(\frac{z}{z_{10}} \right)^m \quad \cdots \cdots (G.6.2-8)$$

式中：

- u_{10} —— 10m 高处的风速，m/s；
- z —— 需要计算的高度，m；
- z_{10} —— 高度为 10m；
- m —— 风轮廓线指数，与地形和大气稳定度有关。

G. 7 重气扩散

重气扩散采用 Britter-McQuaid 模型(1988)，使用一组经验曲线计算浓度随下风向距离的衰减关系，模型允许：

- 1) 对于连续释放，计算沿气云中心线的平均浓度 C_{mean} ；
- 2) 对于瞬时释放，计算沿云团移动轨迹的最大浓度 C_{max} 。

该模型需要给定初始气体体积 V_i 、初始气云体积流量 V_c 、释放持续时间、初始气体密度 ρ_0 。同时还需要 10m 高处的参考风速 u_{ref} 以及空气密度 ρ_a 。

Britter-McQuaid 模型是一种无量纲分析模型，它基于由实验数据建立的经验关系，仅适用于平坦地形的重气扩散，不能解释地面粗糙度对气体扩散扩散的影响，同时模型不能解释大气稳定度、释放高度对气体扩散的影响。

G. 7. 1 确定泄漏类型

在 BM 模型中, 如果泄漏持续时间 $t_d \geq 2.5 \frac{x}{u_{ref}}$, 那么重气释放被认为是连续的; 如果 $t_d \leq 0.6 \frac{x}{u_{ref}}$, 则重气释放被认为是顺时的; 如果介于两者之间, 按照以下步骤计算下风向距离 x 处的气体浓度:

- 1) 假设重气为瞬时释放, 初始云团体积为 V_i , 计算最大浓度 C_{max} ;
- 2) 假设重气为连续释放, 初始气云体积流量 $V_c = \frac{V_i}{t_d}$, 计算平均浓度 C_{mean} ;
- 3) 选择两个浓度中的最小值, $\min\{C_{max}, C_{mean}\}$

初始气云浮力定义为:

$$g_0 = \frac{g(\rho_0 - \rho_a)}{\rho_a} \quad \dots\dots\dots (G.7.1-1)$$

式中:

- g_0 —— 初始气云浮力, m/s^2 ;
 ρ_0 —— 初始气体密度, kg/m^3 ;
 ρ_a —— 空气密度, kg/m^3 。

G.7.2 连续释放

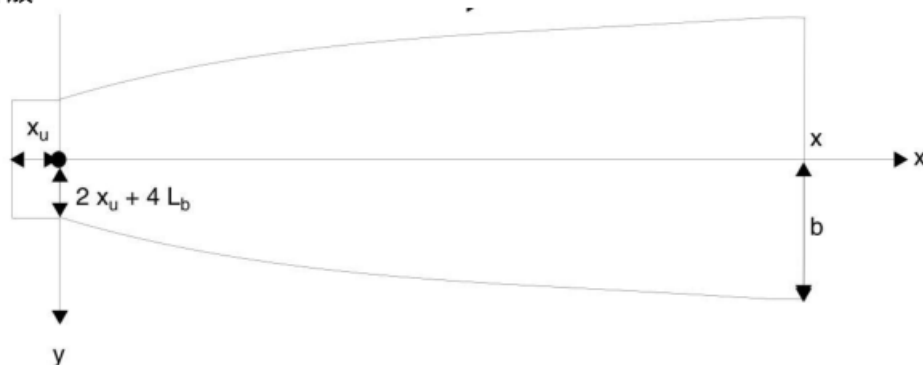


图 G.7.2-1 连续释放示意图

重气扩散连续释放示意图见图 G.7.2-1。

模型计算分为以下 4 步:

- 1) 计算 $\left(\frac{g_0^2 V_c}{u_{ref}^5}\right)^{\frac{1}{5}}$, 对图中每一个 C_{max}/C_0 , 读取 $\frac{x}{(V_c/u_{ref})^{\frac{1}{2}}}$ 的值, 进而得到下风向距离 x 处的最大浓度 C_{max} 。

- 2) 气云在下风向的宽度 b 为距离 x 的函数

$$b = 2b_0 + 8L_b + 2.5L_b^{\frac{1}{3}}x^{\frac{2}{3}} \quad \dots\dots\dots (G.7.2-1)$$

$$L_b = \frac{g_0 V_c}{u_{ref}^3} \quad \dots\dots\dots (G.7.2-2)$$

- 3) 气云高度 b_z 是气云宽度 b 的函数

$$b_z = \frac{V_c}{2u_{ref}b} \quad \dots\dots\dots (G.7.2-3)$$

- 4) 源后 (上风向) 的气云扩展距离 x_u

重气烟羽扩散的 Britter-McQuaid 曲线见图 G.7.2-2。

$$x_u = b_0 + 2L_b \quad \dots\dots\dots (G.7.2-4)$$

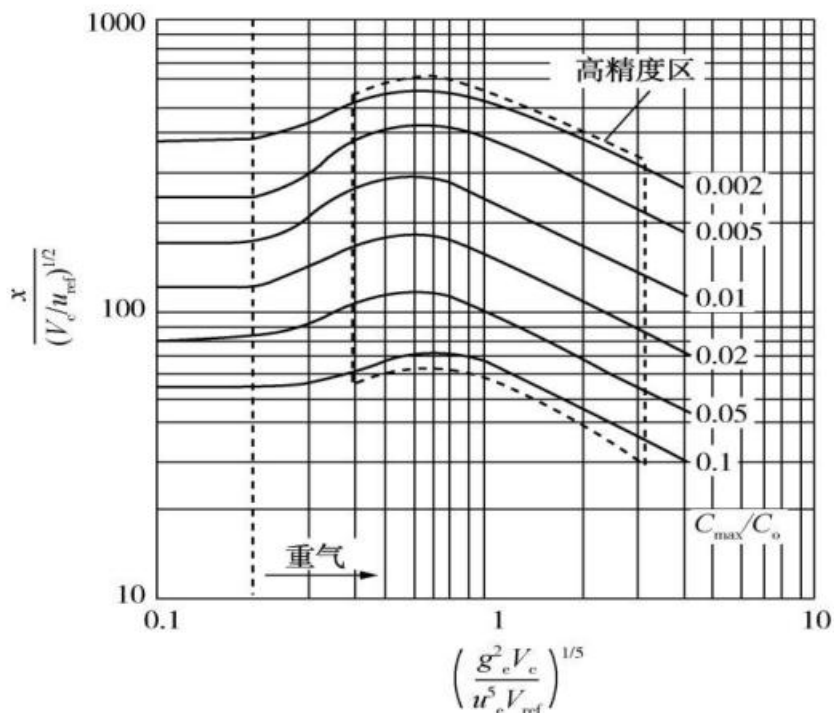


图 G. 7. 2-2 重气烟羽扩散的 Britter-McQuaid 曲线

G. 7. 3 瞬时释放

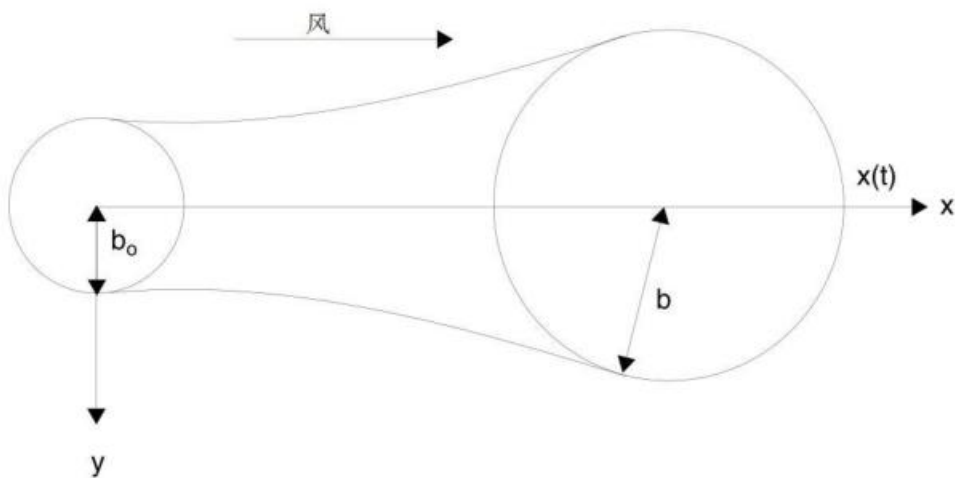


图 G. 7. 3 瞬时释放示意图

重气扩散瞬时释放示意图见图 G.7.3。
模型计算分为以下 3 步：

- 1) 计算 $\left(\frac{g_0 V_i^{1/3}}{u_{ref}^2}\right)^{\frac{1}{2}}$ ，对图中每一个 C_{max}/C_0 ，读取 $\frac{x}{V_i^{1/3}}$ 的值，得到下风向距离 x 处的最大浓度 C_{max} 。
- 2) 计算云团的到达时间 t 和云团宽度 b

$$b = \sqrt{b_0^2 + 1.2t\sqrt{g_0 V_i}} \dots\dots\dots (G.7.3-1)$$

$$x = 0.4u_{ref}t + b \dots\dots\dots (G.7.3-2)$$

- 3) 云团距离地面的平均高度 b_z

$$b_z = \frac{c_0 V_i}{\pi b^2 C_{max}} \dots\dots\dots (G.7.3-3)$$

G.8 火灾

G.8.1 池火

池火火焰形状通常表示为圆柱状,该圆柱状火焰由圆形液池产生,火焰朝着下风向倾斜。存在火焰拖曳时,圆柱状火焰基部会变为椭圆形。

(1) 液池直径, D

当液池被限制时,假定池为圆形,液池直径按照下式计算:

$$D = \left(4 \times \frac{A_{bund}}{\pi}\right)^{\frac{1}{2}} \quad \dots\dots\dots (G.8.1-1)$$

式中:

A_{bund} ——围堰面积, m^2 。

当液池未被限制时,液池直径取决于扩散时间。对于灾难性释放,液池直径与时间 t 的关系如下:

$$D = D_{max} \sqrt{\frac{\sqrt{3}}{2} \left(\frac{t}{t_{max}}\right) \left[1 + \left(\frac{2}{\sqrt{3}} - 1\right) \left(\frac{t}{t_{max}}\right)^2\right]} \quad \dots\dots\dots (G.8.1-2)$$

$$D_{max} = 2 \left(\frac{V^3 g \rho^2}{\dot{m}^2}\right)^{\frac{1}{8}} \quad \dots\dots\dots (G.8.1-3)$$

$$t_{max} = 0.6743 \left(\frac{V \rho^2}{g \dot{m}^2}\right)^{\frac{1}{4}} \quad \dots\dots\dots (G.8.1-4)$$

式中:

V —— 泄漏液体的体积, m^3 ;

ρ —— 液体密度, kg/m^3 ;

D_{max} —— 最大液池直径, m ;

$\dot{m}$ —— 液池蒸发速率, $kg/(s \cdot m^2)$;

t_{max} —— 最大泄漏时间, s 。

对于泄漏速率为 q 的连续释放,使用以下关系计算等效液池直径:

$$D_{eq} = 2 \sqrt{\frac{q}{\pi \dot{m}}} \quad \dots\dots\dots (G.8.1-5)$$

(2) 燃烧速率, $\dot{m}$

使用 Burgess 和 Zabetakis 提出的经验公式来计算燃烧速率:

$$\dot{m} = \dot{m}_{\infty} * (1 - e^{-k * \beta * D}) \quad \dots\dots\dots (G.8.1-6)$$

式中:

$\dot{m}$ —— 质量燃烧速率, $kg/(s \cdot m^2)$;

$\dot{m}_{\infty}$ —— 最大燃烧速率, $kg/(s \cdot m^2)$;

k —— 燃烧速率尺寸系数, $1/m$;

D —— 液池直径, m 。

如果以上物质参数无法获得,可使用以下公式计算燃烧速率:

$$\dot{m} = 0.001 \times \frac{\Delta H_C}{h_v + C_p(T_b - T_a)} \quad \dots\dots\dots (G.8.1-7)$$

式中:

ΔH_C —— 物质的燃烧热, kJ/kg ;

h_v —— 物质在沸点时的蒸发热, kJ/kg ;

C_p —— 液体定压比热, $kJ/kg \cdot K$;

T_b —— 液体沸点, K ;

T_a —— 环境温度, K 。

(3) 火焰高度, L

在众多的火焰高度计算公式中,Thomas 公式(1963)是一个最被广泛接受和应用的模型,

$$\frac{L}{D} = 42 \left(\frac{\dot{m}}{\rho_a \sqrt{gD}}\right)^{0.61} \quad \dots\dots\dots (G.8.1-8)$$

改进后的 Thomas 公式(Mudan 和 Croce, 1995)包含了风速对火焰高度的影响

$$L/D = 55 \times \left(\frac{\dot{m}}{\rho_a \times (g \times D)^{1/2}} \right)^{0.67} \times (u^*)^{-0.21} \quad (\text{G.8.1-9})$$

(4) 倾斜角度, θ

在有风条件下, 火焰不会保持垂直状态, 会以一定角度 θ 偏离垂直方向朝下风向倾斜。

使用 Welker 和 Sliepcevich 提出的经验关系, 将倾斜角度与 Fr 和 Re 相关联:

$$\frac{\tan \theta}{\cos \theta} = 0.666(Re)^{0.117}(Fr)^{0.333} \quad \dots\dots (\text{G.8.1-10})$$

$$Fr = \frac{u_w^2}{(g \times D)} \quad \dots\dots (\text{G.8.1-11})$$

$$Re = u_w \times \frac{D}{\nu} \quad \dots\dots (\text{G.8.1-12})$$

式中:

ν —— 空气动力粘度, 平均为 $2 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$;

ρ_f —— 燃料的蒸气密度, kg/m^3 。

根据实验数据, Johnson (1992) 建议类似经验公式:

如果 $u_a < 0.4 \text{ m/s}$, $\theta = 0$ 。

如果 $u_a > 0.4 \text{ m/s}$, 火焰倾斜角度的计算公式为:

$$\frac{\tan \theta}{\cos \theta} = A \quad \dots\dots (\text{G.8.1-13})$$

$$A = 0.7 (Re)^{0.109} (Fr)^{0.428} \quad \dots\dots (\text{G.8.1-14})$$

(5) 拖曳直径, D'

实验证明, 工业池火通常存在火焰拖曳 (即火焰基部的延伸), 使得下风向的液池直径扩大, 火焰基部呈椭圆形。Pritchard 和 Binding 在 FIRE2 模型中提出了一种相关性, 与多种易燃物质的实验数据非常吻合 (Pritchard, 1992):

$$\frac{D'}{D} = 2.506 \times Fr^{0.067} \times Re^{-0.03} \times \left(\frac{\rho_f}{\rho_a} \right)^{0.145} \quad \dots (\text{G.8.1-15})$$

(6) 表面发射功率, SEP

火焰的辐射特性通常由平均表面发射功率 (SEP) 表示。Mudan 和 Croce 认为火焰发射功率 $Em = 140 \text{ kW}/\text{m}^2$, 烟气发射功率 $Es = 20 \text{ kW}/\text{m}^2$, 通过对汽油和煤油的池火实验, 建议采用以下公式来计算高分子量烃类有烟气池火的发射功率:

$$SEP = 140 \times e^{-0.12 \times D} + 20 \times (1 - e^{-0.12 \times D}) \quad (\text{G.8.1-16})$$

对于轻烃和其它可燃物, Mudan 和 Croce (1995) 建议:

$$SEP = E_b (1 - e^{-k_m D}) \quad \dots\dots (\text{G.8.1-17})$$

式中:

E_b —— 黑体热辐射功率 (kW/m^2)

(7) 大气透射率, τ_a

由于空气中水蒸气和二氧化碳的存在, 火焰表面热辐射从火焰表面经大气传播到接收热辐射的目标单元时会发生衰减。

大气透射率的计算公式如下:

$$\tau_a = 1.006 - 0.01171 \times \log_{10} X(H_2O) - 0.02368 \times (\log_{10} X(H_2O))^2 - 0.03188 \times \log_{10} X(CO_2) + 0.001164 \times (\log_{10} X(CO_2))^2 \quad \dots\dots (\text{G.8.1-18})$$

$$X(H_2O) = R_H P_L S_{mm} \left(\frac{288.65}{T_a} \right) \quad \dots\dots (\text{G.8.1-19})$$

$$X(CO_2) = P_L \times \frac{273}{T_a} \quad \dots\dots (\text{G.8.1-20})$$

式中:

R_H —— 相对湿度;

P_L —— 辐射在空气中传播的路径长度, 即目标到火焰表面的距离, m ;

S_{mm} —— 环境温度 T_a 下水的饱和蒸气压。

注：当路径长度小于 10m 时，透射率为 1.0。如果路径长度大于 1000m，使用 $P_L=1000m$ 时的大气透射率。

(8) 目标接受的热辐射通量， q

$$q = SEP \times VF \times \tau_a \quad \dots\dots\dots (G.8.1-21)$$

- 式中：
- q —— 目标接受的火焰热辐射强度，kW/m²；
 - SEP —— 火焰表面发射功率，kW/m²；
 - VF —— 视角系数；
 - τ_a —— 大气透射率，取值范围 0~1。

常见物质液池火灾属性见表 G.8.1。

表 G. 8. 1 常见物质液池火灾属性

燃料	m''_{max} kg/(m ² ·s)	β (/m)	SEP_{max} (kW/m ²)	k (/m)	C/H
丙酮	0.038	2.238	130	——	0.5
苯	0.085	2.7	130	——	1
丁烷	0.11	0.852	225	0.937	0.4
原油	0.051	1.301	130	——	0.54
柴油机	0.054	1.301	130	——	0.53
乙烷	0.141	0.136	250	0.149	0.33
乙醇	0.02	——	130	——	0.33
燃油	0.034	1.67	130	——	0.61
汽油/汽油	0.067	1.48	130	——	0.43
庚烷	0.081	1.394	200	——	0.438
正己烷	0.075	1.394	200	——	0.429
氢气（液化）	0.161	6.741	70	7.415	0
煤油	0.063	1.296	130	——	0.45
LNG/甲烷	0.141	0.136	265	0.149	0.25
LNG/甲烷（水）	0.282	——	265	——	0.25
LPG/丙烷	0.118	0.5	250	0.55	0.375
LPG/丙烷（水）	0.256	——	250	——	0.375
甲醇	0.02	——	70	——	0.25
石脑油/戊烷	0.095	——	200	——	0.417
辛烷	0.081	1.394	200	——	0.444
甲苯	0.066	3.37	130	——	0.875
二甲苯	0.09	1.4	130	——	0.8
注 1：液池燃烧速率公式如下： $m''_{burn} = m''_{max}(1 - e^{-0.46d}) \quad \dots\dots\dots (G.8.1-22)$ 式中： m''_{max}——液池最大燃烧速率，kg/(m²·s)； d——液池直径，m。 注 2：表面辐射能公式如下： $SEP = SEP_{max}(1 - e^{-kd}) \quad \dots\dots\dots (G.8.1-23)$ 式中： SEP_{max}——液池火灾最大表面辐射能，kW/m²； k——热辐射衰减系数； d——液池直径，m。 注 3：β——燃烧速率衰减系数；C/H——燃料中的碳氢原子比。					

G.8.2 火球

TNO 火球模型可用于分析 BLEVE 火球的热辐射影响。以下提供了两种计算模型。

G.8.2.1 TNO 静态火球模型

TNO 火球模型是一种理想化的静态模型，忽略火球的动态行为，假设火球在瞬间达到其最大直径，在其持续时间内始终具有恒定的直径和高度，以恒定的发射功率释放热量，模型计算过程如下。

(1) 泄漏物质总量

$$M = f \times V \times \rho_l \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-1)$$

式中：

- M —— 泄漏物质总量，kg；
 V —— 容器体积，m³；
 f —— 可燃物在容器中占的体积比；
 ρ_l —— 容器中液体的密度，kg/m³。

(2) 火球直径

静态火球模型假设火球在瞬间达到其最大直径，且在火球持续时间内保持不变。TNO 火球直径经验公式如下：

$$D_{max} = 6.48 \times M^{0.325} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-2)$$

式中：

- D_{max} —— 最大火球直径，m；
 M —— 燃料质量，kg。

(3) 火球持续时间

TNO 火球持续时间经验公式如下：

$$t_d = 0.852 \times M^{0.26} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-3)$$

式中：

- t_d —— 火球燃烧持续时间，s。

(4) 火球高度

火球中心距地面的高度等于火球的最大直径，

$$H_f = D_{max} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-4)$$

式中：

- H_f —— 火球抬升高度，m。

(5) 表面发射功率 SEP

假设火球燃烧时表面没有烟产生，平均表面发射功率可以通过以下公式计算：

$$SEP = \frac{\Delta H \times M \times F_s}{(\pi \times D_{max}^2 \times t_d)} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-5)$$

F_s 为火球的热辐射比例，计算如下：

$$F_s = 0.00325 \times P_s^{0.32} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-6)$$

ΔH 为燃烧产生的净热量：

$$\Delta H = H_c - h_v - C_p^L \times \Delta T \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-7)$$

式中：

- SEP —— 表面发射功率，kW/m²；
 F_s —— 火球的热辐射比例；
 P_s —— 泄漏前容器内气体压力，Pa；
 ΔH —— 燃烧产生的净热量，kJ/kg；
 H_c —— 物质的燃烧热，kJ/kg；
 h_v —— 物质的蒸发热，kJ/kg；
 C_p^L —— 液体的定压比热，kJ/(kg·K)；
 ΔT —— 火焰温度与环境温度的差值，一般假定为 1700K。

(6) 视角系数

$$VF = \frac{D_{max}^2}{4(H_f^2 + x^2)} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-8)$$

式中:

VF —— 视角系数;

x —— 目标距离火球中心的水平距离, m。

(7) 大气透射率

大气透射率表征环境大气对热辐射的削减作用, 以下列举了两种计算方法: :

$$\tau_a = \begin{cases} 1.53(P_w d)^{-0.06} & P_w d < 10^4 N \cdot m^{-1} \\ 2.02(P_w d)^{-0.09} & 10^4 \leq P_w d < 10^5 N \cdot m^{-1} \\ 2.85(P_w d)^{-0.12} & P_w d > 10^5 N \cdot m^{-1} \end{cases} \quad (G.8.2.1-9)$$

$$d = \sqrt{H_f^2 + x^2} - \frac{D_{max}}{2} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-10)$$

$$P_w = R_H \times p_w^0 \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-11)$$

式中:

p_w —— 环境温度下水蒸气分压, Pa;

R_H —— 相对湿度, 0~1;

p_w^0 —— 环境温度 T_a 下水的饱和蒸气压, Pa;

d —— 热辐射在空气中传播的路径长度, 即目标到火焰表面的距离 m。

(8) 目标接收的热辐射通量

目标接收的热辐射通量, 通过平均表面发射功率、视角因子和大气透射率来计算:

$$q_R = SEP \times VF \times \tau_a \quad \dots\dots\dots (G.8.2.1-12)$$

式中:

q_R —— 目标接收的火焰热辐射强度, kW/m²;

SEP —— 火焰表面发射功率, kW/m²;

VF —— 视角系数;

τ_a —— 大气透射率。

G.8.2.2 Quest 动态火球模型

Martinsen 和 Marx (1999) 开发了 Quest 动态火球模型, 将火球分为两个阶段, 即火球增长阶段 ($t \leq \frac{t_d}{3}$) 和持续燃烧阶段 ($\frac{t_d}{3} < t \leq t_d$), 更准确地预测了火球随时间变化的动态行为。模型计算过程如下。

(1) 火球持续时间

Martinsen 和 Marx 对 TNO 经验公式修改, 其火球持续时间计算如下:

$$t_d = 0.9 \times M^{\frac{1}{4}} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.2-1)$$

式中:

t_d —— 火球持续时间, s;

M —— 燃料质量, kg。

(2) 火球直径

火球直径在第一阶段持续增长, 在 $t = \frac{t_d}{3}$ 时达到其最大直径, 然后开始离地升空, 在第二阶段保持其最大直径不变, 直至燃料耗尽、火球消失。

最大火球直径采用 Roberts (1982) 提出的经验公式:

$$D_{max} = 5.8 \times M^{\frac{1}{3}} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.2-2)$$

式中:

M_{max} —— 最大火球直径, m。

火球直径计算公式如下:

$$D(t) = \begin{cases} 8.664 \times M^{\frac{1}{4}} \times t^{\frac{1}{3}} & 0 \leq t \leq \frac{t_d}{3} \\ D_{max} & \frac{t_d}{3} < t \leq t_d \end{cases} \quad \dots (G.8.2.2-3)$$

式中：
 D_t —— 火球直径，m。

(3) 火球高度
 在增长阶段火球位于地面上，在持续燃烧阶段火球以固定的速率从 $\frac{D_{max}}{2}$ 上升到离地面 $\frac{3}{2}D_{max}$ 处。

$$H_f(t) = \begin{cases} \frac{D(t)}{2} & 0 \leq t \leq \frac{t_d}{3} \\ \frac{3}{2}D_{max} \times \frac{t}{t_d} & \frac{t_d}{3} < t \leq t_d \end{cases} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.2-4)$$

(4) 表面发射功率 SEP
 在火球增长阶段表面发射功率保持不变，在持续燃烧阶段 SEP 以固定的速率从最大值减小到零。

$$F_s = 0.27 \times P_b^{0.32} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.2-5)$$

$$SEP_{max} = 0.0133 \times F_s \times H_c \times M^{\frac{1}{12}} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.2-6)$$

$$SEP(t) = \begin{cases} SEP_{max} & 0 \leq t \leq \frac{t_d}{3} \\ SEP_{max} \times \left[\frac{3}{2} \times \left(1 - \frac{t}{t_d} \right) \right] & \frac{t_d}{3} < t \leq t_d \end{cases} \quad (G.8.2.2-7)$$

式中：
 P_b —— 容器破裂压力，MPa；
 F_s —— 火球的热辐射比例；
 H_c —— 物质的燃烧热，kJ/kg。

(5) 视角系数

$$VF(t) = \frac{D(t)^2}{4[H_f(t)^2 + x^2]} \quad \dots\dots\dots (G.8.2.2-8)$$

抬升后火球中心到目标的距离示意图见图 G.8.2.1。

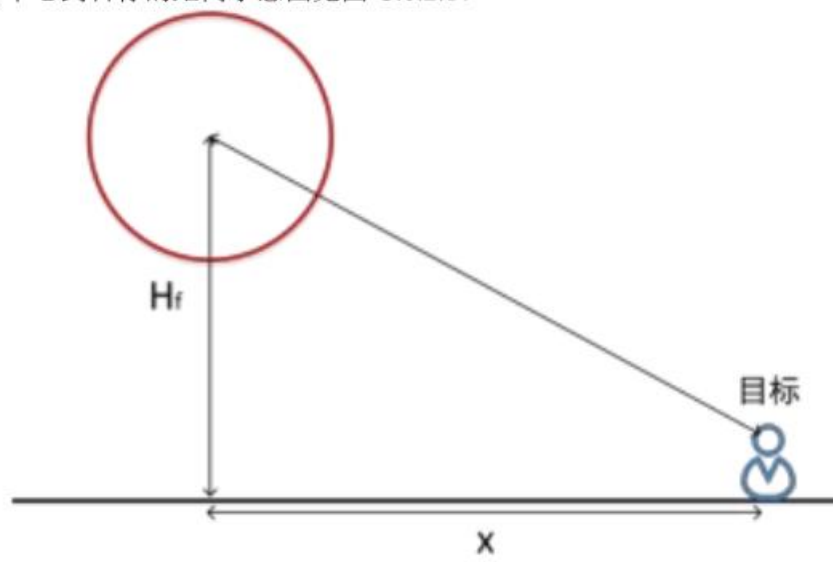


图 G. 8. 2. 1 抬升后火球中心到目标的距离

(6) 大气透射率和热辐射计算与 TNO 火球模型相同。

G. 8. 3 喷射火
 G. 8. 3. 1 垂直和倾斜释放

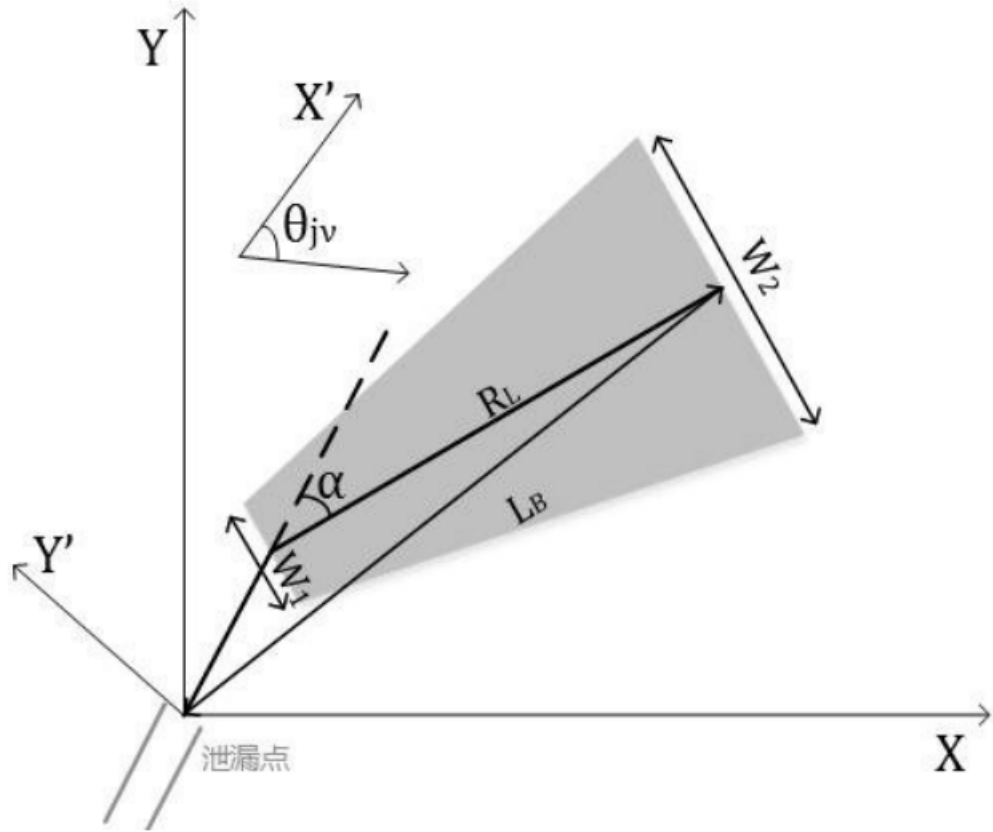


图 G.8.3.1 火焰形状假设

Chamberlain 模型，用于气体垂直和倾斜释放的喷射火模拟。火焰被建模为圆台形，见图 G.8.3.1，其参数为长度 R_L ，最小宽度（靠近释放点的末端） W_1 和最大宽度（火焰末端） W_2 。圆台底部的中心位于释放轴线上，距离释放点的距离为 b 。由于风和浮力对火焰的影响，火焰末端中心不一定在释放轴上，该点到释放点的距离表示为 L 。

(1) 膨胀射流出口速度

膨胀射流温度：

$$T_j = T_0 \left(\frac{P_a}{P_0} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \dots\dots\dots (G.8.3.1-1)$$

式中：

- T_j —— 射流温度，K；
- T_0 —— 气体初始温度，K；
- P_0 —— 初始压力，Pa；
- P_a —— 环境压力，Pa；
- γ —— 气体绝热系数。

泄漏出口静压：

$$P_c = P_0 \left(\frac{2}{\gamma+1} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \dots\dots\dots (G.8.3.1-2)$$

式中：

- P_c —— 泄漏出口静压，Pa；
- 膨胀射流的马赫数：
- 对于堵塞流：

$$M_j = \sqrt{\frac{(\gamma+1) \left(\left(\frac{P_c}{P_a} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 2 \right)}{\gamma-1}} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-3})$$

对于非阻塞流:

$$M_j = \sqrt{\frac{\sqrt{1+2(\gamma-1)F^2}-1}{\gamma-1}} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-4})$$

$$F = 3.6233 \times 10^{-5} \times \frac{q}{d_0^2} \sqrt{\frac{T_j}{\gamma M_w}} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-5})$$

式中:

q —— 气体泄漏速率, kg/s;
 M_w —— 气体摩尔质量, kg/mol;
 d_0 —— 泄漏孔直径, m。

膨胀射流的出口速度:

$$u_j = M_j \left(\frac{\gamma R T_j}{M_w} \right)^{\frac{1}{2}} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-6})$$

式中:

R —— 气体常数, $8.314 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$;
 T_j —— 喷射气体温度, K;
 M_w —— 气体摩尔质量, $\text{kg} \frac{\text{mol}}{\text{mol}}$ 。

(3) 火焰尺寸

风速与射流速度的比值:

$$R_w = u_w / u_j \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-7})$$

式中:

u_w —— 风速, m/s。
 u_j —— 射流速度, m/s。

泄漏源的有效直径:

$$D_s = \sqrt{\frac{4q}{\pi \rho_a u_j}} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-8})$$

式中:

D_s —— 泄漏源有效直径, m。

对于阻塞流, 有效直径计算如下:

$$\rho_j = \frac{P_c \times M_w}{R \times T_j} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-9})$$

$$D_s = d_j \times \left(\frac{\rho_j}{\rho_a} \right)^{\frac{1}{2}} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-10})$$

式中:

d_j —— 出口射流直径, 可以假设其等于泄漏孔径, m;
 ρ_j —— 射流密度, 按照理想气体状态方程计算, kg/m^3 ;
 ρ_a —— 空气密度, kg/m^3 。

Chamberlain 提供的泄漏源有效直径的原始表达式仅适用于气体释放, 为了将模型扩展到两相释放, 应用 Cook 的模型修正, 乘以因子 $\sqrt{\rho_v / \rho_a}$, 其中 ρ_v 是蒸气密度。

气体喷射火火焰长度的计算公式:

$$L = L_{B0} (0.51 e^{-0.4 u_w} + 0.49) [1 - 0.00607 (\theta_{jV} - 90)] \quad \text{G.8.3.1-11}$$

式中:

u_w —— 风速, m/s;
 θ_{jV} —— 泄漏孔轴线 (即释放方向) 与水平方向之间的夹角, °;

L_{B0} —— 静止空气中的火焰长度, m。

静止空气中的火焰长度 L_{B0} 计算如下:

$$L_{B0} = D_S Y \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-12})$$

Y 是辅助变量, 迭代求解以下方程:

$$0.024 \times \left(g \frac{D_S}{u_j^2}\right)^{\frac{1}{3}} \times Y^5 + 0.2 \times Y^2 - \left(\frac{2.85}{W}\right)^{\frac{2}{3}} = 0 \quad (\text{G.8.3.1-13})$$

W 为可燃气体在空气混合物中的质量分数:

$$W = \frac{M_w}{15.816 M_w + 0.0395} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-14})$$

α 为泄漏孔轴线和火焰轴线夹角, 即火焰倾斜角度, 通过理查德森数 $\xi(L_{B0})$ 计算:

$$\alpha = \begin{cases} \frac{8000 R_w + \xi(L_{B0})(\theta_{jV} - 90)(1 - e^{-25.6 R_w})}{\xi(L_{B0})} & R_w \leq 0.05 \\ \frac{1726 \sqrt{R_w - 0.026} + 134 + \xi(L_{B0})(\theta_{jV} - 90)(1 - e^{-25.6 R_w})}{\xi(L_{B0})} & R_w > 0.05 \end{cases} \quad (\text{G.8.3.1-15})$$

ξ 是静止空气中火焰长度 L_{B0} 的函数:

$$\xi(L_{B0}) = L_{B0} \left(\frac{g}{D_S^2 u_j^2}\right)^{\frac{1}{3}} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-16})$$

火焰抬升高度 b 取决于火焰长度:

$$b = L \times \frac{\sin[(0.185e^{-20R} + 0.015)\alpha]}{\alpha} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-17})$$

对于两相释放,

$$b = 0.015L \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-18})$$

当 $\alpha = 0$ 时, $b = 0.2L_B$; 当 $\alpha = 180$ (低速火焰射入高速风) 时, $b = 0.015L_B$ 。

圆台长度 R_L :

$$R_L = \sqrt{L^2 - b^2(\sin \alpha)^2} - b \cos \alpha \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-19})$$

气体射流底部火焰宽度 W_1 按照下式计算:

$$W_1 = D_S(13.5e^{-6R_w} + 1.5) \left(1 - \left[1 - \frac{1}{15} \sqrt{\frac{\rho_a}{\rho_j}}\right] e^{-70\xi(D_S)R_w C}\right) \quad (\text{G.8.3.1-20})$$

$$C = 1000e^{-100R_w} + 0.8 \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-1})$$

$$\xi(D_S) = D_S \left(\frac{g}{D_S^2 u_j^2}\right)^{\frac{1}{3}} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-1})$$

对于两相释放,

$$W_1 = D_S(13.5e^{-6R_w} + 1.5) \left(1 - \left[1 - \frac{1}{15} \sqrt{\frac{\rho_a}{\rho_j}}\right] e^{-7R_w}\right) \quad (\text{G.8.3.1-21})$$

火焰末端宽度计算如下:

$$W_2 = L(0.18e^{-1.5R_w} + 0.31)(1 - 0.47e^{-25R_w}) \quad (\text{G.8.3.1-22})$$

火焰总面积为:

$$A = \frac{\pi}{4}(W_1^2 + W_2^2) + \frac{\pi}{2}(W_1 + W_2)\sqrt{R_L^2 + \left(\frac{W_2 - W_1}{2}\right)^2} \quad (\text{G.8.3.1-23})$$

(4) 表面发射功率

通过火焰表面的热辐射比例 F_s 确定 SEP , 计算如下:

$$SEP = \frac{F_s \times q \times \Delta H_c}{A} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-24})$$

$$F_s = 0.21e^{-0.00323u_j} + 0.11 \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.3.1-25})$$

式中:

F_s —— 火焰表面的热辐射比例;

q —— 泄漏质量流量, kg/s;

ΔH_c —— 燃烧热, kJ/kg;

A —— 火焰表面积, m²。

对于液体和两相喷射，热辐射比例 F_s 需修正，乘以以下系数：

$$\begin{cases} 1 & Mw < 21 \\ \sqrt{\frac{Mw}{20}} & 21 \leq Mw \leq 60 \\ 1.69 & Mw > 60 \end{cases} \dots\dots\dots (G.8.3.1-26)$$

式中：

Mw —— 摩尔质量，g/mol。

G. 8. 3. 2 水平释放

在高压射流动量作用和天然气浮力作用下，水平喷射火焰的形状将是一个倒置且末端略向上倾斜的圆锥形状，火焰形状参数有火焰抬升高度 b 、圆锥状火焰始末端截面的直径 W_1 和 W_2 、以及火焰末端中心位置坐标(X , Y , Z)等，如图 G.8.3.2 所示。

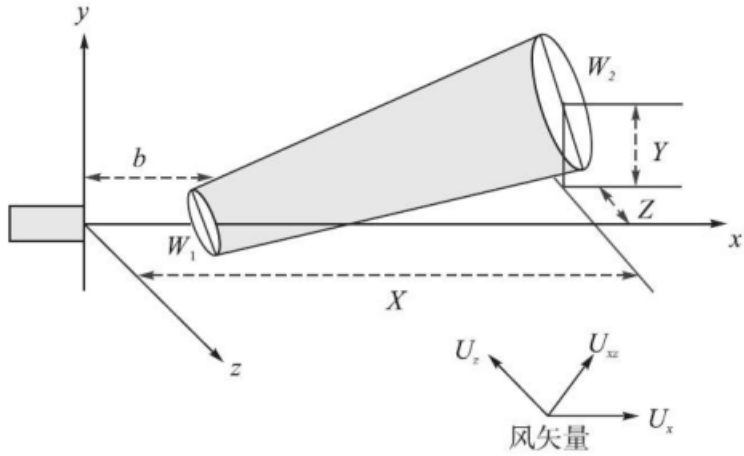


图 G. 8. 3. 2 有风条件下气体水平喷射火形状

膨胀射流的动量通量 G 计算如下：

$$G = \frac{\pi \rho_j u_j^2 d_j^2}{4} \dots\dots\dots (G.8.3.2-1)$$

式中，膨胀射流参数 ρ_j, u_j, d 的计算参见 Chamberlain 模型。

初始射流动量通量与浮力之间的平衡用理查德森数表示：

$$\xi(L) = \left(\frac{\pi \rho_a g}{4G} \right)^{\frac{1}{3}} L \dots\dots\dots (G.8.3.2-2)$$

式中：

L ——火焰长度，浮力作用于该火焰长度上，m。

无风条件下水平喷射火焰长度 L_{B0} 是计算有风条件下水平喷射火焰尺寸参数的基础，与泄漏气体分子量、喷射速度、失效孔口处气体密度、孔口直径等参数有关，其无量纲经验关系式为：

$$\left(\frac{2.85 D_s}{L_{B0} W} \right)^{\frac{2}{3}} = 0.2 + 0.024 \xi(L_{B0}) \dots\dots\dots (G.8.3.2-3)$$

其中，

$$\xi(L_{B0}) = \left(\frac{\pi \rho_a g}{4G} \right)^{\frac{1}{3}} L_{B0} \dots\dots\dots (G.8.3.2-4)$$

Johnson 模型使用两个参数来表征风对火焰长度的影响：

$$\Omega_X = \left(\frac{\pi \rho_a}{4G} \right)^{\frac{1}{2}} L_{B0} u_a \dots\dots\dots (G.8.3.2-5)$$

$$\Omega_Z = \left(\frac{\pi \rho_a}{4G} \right)^{\frac{1}{2}} L_{B0} w_a \dots\dots\dots (G.8.3.2-6)$$

式中:

u_a —— x 方向风速, m/s;

w_a —— z 方向风速, m/s。

对于两相释放, Ω_x 和 Ω_z 乘以因子 $\sqrt{\rho_v/\rho_a}$ 。

水平喷射火焰圆锥末端中心位置受喷射动量、风速和风向的影响, 其位置坐标(X, Y, Z)可用无风条件下的火焰末端中心位置参数乘以与风速影响有关的函数来表示, 如下:

$$X = L_{B0}F(\xi)(1 + R(\xi)\Omega_x) \quad \dots\dots\dots (G.8.3.2-7)$$

$$Y = L_{B0}H(\xi)(1 - C(\xi)\Omega_x) \quad \dots\dots\dots (G.8.3.2-8)$$

$$Z = 0.178(X - b)\Omega_z \quad \dots\dots\dots (G.8.3.2-9)$$

其中:

$$F(\xi) = \begin{cases} 0.55 + 0.45e^{-0.168\xi} & \xi \leq 5.11 \\ 0.55 + 0.45e^{-0.168\xi - 0.3(\xi - 5.11)^2} & \xi > 5.11 \end{cases} \quad (G.8.3.2-10)$$

$$R(\xi) = \begin{cases} 0 & \xi \leq 3.3 \\ 0.082(1 - e^{-0.5(\xi - 3.3)}) & \xi > 3.3 \end{cases} \quad (G.8.3.2-11)$$

$$H(\xi) = \left(1 + \frac{1}{\xi}\right)^{-8.78} \quad \dots\dots\dots (G.8.3.2-12)$$

$$C(\xi) = 0.02\xi \quad \dots\dots\dots (G.8.3.2-13)$$

b 为火焰抬升高度, 计算如下:

$$b = 0.141\sqrt{\rho_a G} \quad \dots\dots\dots (G.8.3.2-14)$$

火焰底部宽度:

$$W_1 = b(-0.18 + 0.081\xi) \quad \dots\dots\dots (G.8.3.2-15)$$

火焰末端宽度:

$$W_2 / (X^2 + Y^2)^{\frac{1}{2}} = -0.004 + 0.0396\xi - \Omega_x(0.0094 + 9.5 \times 10^{-7}\xi^5) \quad (G.8.3.2-16)$$

圆台长度 R_L :

$$R_L = \sqrt{X^2 + Y^2 + Z^2} \quad \dots\dots\dots (G.8.3.2-17)$$

表面发射功率的计算与 Chamberlain 相同, 如果为两相, 同样采用 cook 模型修正。

G.8.3.3 大气传输率

大气传输率表征环境对辐射的削减作用, 使用以下公式计算大气透射率:

$$\tau_a = \begin{cases} 1.53(P_w d)^{-0.06} & P_w d < 10^4 N \cdot m^{-1} \\ 2.02(P_w d)^{-0.09} & 10^4 \leq P_w d < 10^5 N \cdot m^{-1} \\ 2.85(P_w d)^{-0.12} & P_w d > 10^5 N \cdot m^{-1} \end{cases} \quad (G.8.3.3-1)$$

$$P_w = RH \times p_w^o \quad \dots\dots\dots (G.8.3.3-2)$$

式中:

P_w —— 环境温度下水蒸气分压, Pa;

RH —— 相对湿度;

p_w^o —— 环境温度下水的饱和蒸气压, Pa;

d —— 辐射在空气中传播的路径长度, 即目标到火焰表面的距离, m。

G.8.3.4 目标接收的入射热辐射通量:

$$q = SEP \times VF \times \tau_a \quad \dots\dots\dots (G.8.3.4-1)$$

式中:

- q —— 目标接收的火焰热辐射强度, kW/m²;
 SEP —— 火焰表面发射功率, kW/m²;
 VF —— 视角系数;
 τ_a —— 大气透射率, 取值范围 0~1。

计算视觉因子前需要将坐标转换为 X' 、 θ' 。坐标转换分析了火焰抬升对距目标距离和倾角的影响。

$$X' = \left((b \sin \theta_j)^2 + (X - b \cos \theta_j)^2 \right)^{\frac{1}{2}} \quad \dots\dots\dots (G.8.3.4-2)$$

$$\theta' = 90^\circ - \theta_j + \alpha - \arctan \left(\frac{b \sin \theta_j}{X - b \cos \theta_j} \right) \quad (G.8.3.4-3)$$

$$x = X' - \frac{W_1 + W_2}{4} \quad \dots\dots\dots (G.8.3.4-4)$$

式中:

- X' —— 目标距抬升火焰底部平面中心的距离, m;
 X —— 目标距未抬升火焰底部平面中心的距离, m;
 x —— 火焰表面距目标的距离, m;
 θ' —— 抬升火焰中心线与目标和抬升火焰底部平面中垂线的夹角, °。

G.8.4 液池火

a) 圆柱形火焰的视觉因子计算

火焰可视为圆柱形筒体, 圆柱形筒体的辐射视角示见图 G.8.4-1, 假设将地面目标的任意接受面分为法线方向和圆柱体中心方向 (垂直方向和水平方向分量)。

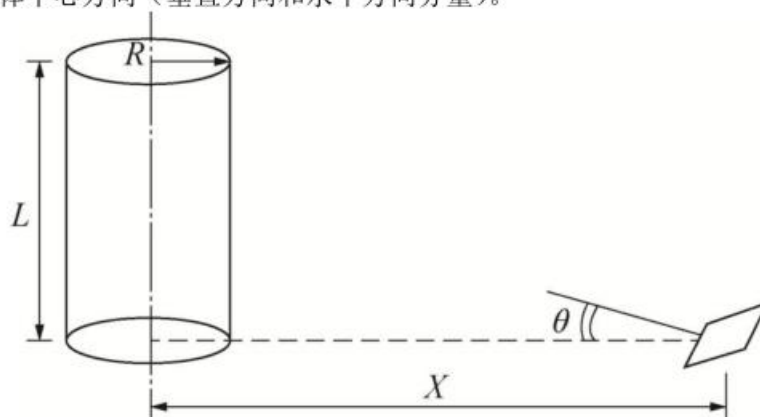


图 G.8.4-1 圆柱形筒体辐射视角视图

先定义如下变量:

$$h_r = L/R \quad \dots\dots\dots (G.8.4-1)$$

$$x_r = X/R \quad \dots\dots\dots (G.8.4-2)$$

$$A = (x_r + 1)^2 + h_r^2 \quad \dots\dots\dots (G.8.4-3)$$

$$B = (x_r - 1)^2 + h_r^2 \quad \dots\dots\dots (G.8.4-4)$$

水平面方向上 ($\theta = \frac{\pi}{2}$):

$$F_h = \frac{1}{\pi} \left\{ \tan^{-1} \sqrt{\frac{x_r+1}{x_r-1}} - \left(\frac{x_r^2-1+h_r^2}{\sqrt{AB}} \right) \tan^{-1} \sqrt{\frac{(x_r-1)A}{(x_r+1)B}} \right\} \quad (G.8.4-5)$$

垂直面方向上 ($\theta = 0$):

$$F_v = \frac{1}{\pi} \left\{ \frac{1}{x_r} \tan^{-1} \left(\frac{h_r}{\sqrt{x_r^2 - 1}} \right) + \left(\frac{h_r(A - 2x_r)}{x_r \sqrt{AB}} \right) \tan^{-1} \sqrt{\frac{(x_r - 1)A}{(x_r + 1)B}} - \frac{h_r}{x_r} \tan^{-1} \sqrt{\frac{x_r - 1}{x_r + 1}} \right\} \quad (\text{G.8.4-6})$$

则最大视角因子为:

$$F_s = F_{\max} = \sqrt{(F_h^2 + F_v^2)} \quad \dots\dots\dots \text{G.8.4-7})$$

风速非零时, 每层烟羽可视为带倾斜角的圆柱形火焰, 辐射视角如图 G.8.4-2 所示, 由 L_f 、 X 、 R 、 θ 计算每层烟羽的辐射视角因子。

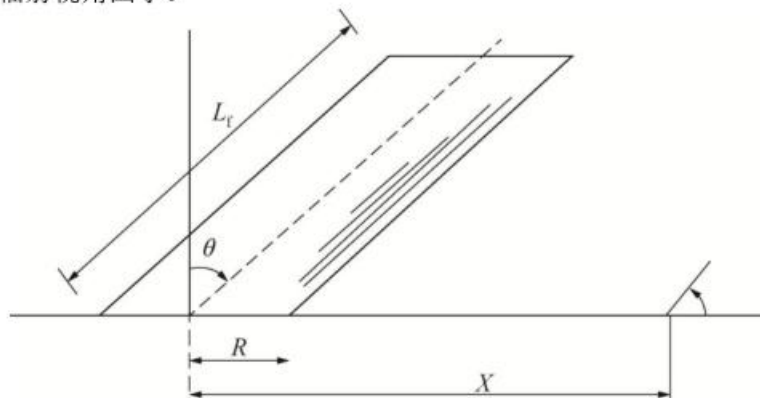


图 G.8.4-2 带倾斜角圆柱形火焰辐射视角视图

先定义如下变量:

$$a = \frac{L_f}{R} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.4-8})$$

$$b = \frac{X}{R} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.4-9})$$

$$A = \sqrt{(a^2 + (b + 1)^2 - 2 \times a \times (b + 1) \times \sin \theta)} \quad (\text{G.8.4-10})$$

$$B = \sqrt{(a^2 + (b - 1)^2 - 2 \times a \times (b - 1) \times \sin \theta)} \quad (\text{G.8.4-11})$$

$$C = \sqrt{(1 + (b^2 - 1) \times \cos^2 \theta)} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.4-12})$$

$$D = \sqrt{\left(\frac{b-1}{b+1} \right)} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.4-13})$$

$$E = \frac{a \times \cos \theta}{b - a \times \sin \theta} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.4-14})$$

$$F = \sqrt{(b^2 - 1)} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.4-15})$$

$$\pi F_v = -E \tan^{-1} D + E \left[\frac{a^2 + (b + 1)^2 - 2b(1 + a \sin \theta)}{AB} \right] \tan^{-1} \left(\frac{AD}{B} \right) + \frac{\cos \theta}{C} \left[\tan^{-1} \left(\frac{ab - F^2 \sin \theta}{FC} \right) + \tan^{-1} \left(\frac{F^2 \sin \theta}{FC} \right) \right] \quad (\text{G.8.4-16})$$

$$\pi F_h = \tan^{-1} \left(\frac{1}{D} \right) + \frac{\sin \theta}{C} \left[\tan^{-1} \left(\frac{ab - F^2 \sin \theta}{FC} \right) + \tan^{-1} \left(\frac{F^2 \sin \theta}{FC} \right) \right] - \left[\frac{a^2 + (b + 1)^2 - 2(b + 1 + ab \sin \theta)}{AB} \right] \tan^{-1} \left(\frac{AD}{B} \right) \quad (\text{G.8.4-17})$$

则最大视角因子:

$$F_s = F_{\max} = \sqrt{(F_h^2 + F_v^2)} \quad \dots\dots\dots (\text{G.8.4-18})$$

G.9 VCE

G.9.1 TNO 模型计算 VCE

G.9.1.1 TNO 方法计算步骤

- a) 计算扩散，确定可燃气云的范围；
- b) 区域检查，确定阻塞区域；
- c) 在被可燃气云覆盖的区域内，确定引起强烈冲击波的爆炸源，包括：
 - 阻塞空间和建筑物（如工艺设备、平台和管架等）；
 - 平行平面之间的空间（如汽车底部与地面之间等）；
 - 管状结构内的空间（如隧道、桥梁及下水道系统等）；
 - 高压泄放喷射形成的剧烈扰动的燃料-空气。
- d) 通过下列步骤，估算区域内（作为爆炸源）燃料-空气混合物的燃烧能：
 - 1) 单独分析每一个爆炸源；
 - 2) 假设位于部分受约束或受阻碍区域的燃料-空气或喷射时剧烈扰动的燃料-空气为气云中的爆炸源，对爆炸冲击波有贡献；
 - 3) 估算出现在区域内（爆炸源）的燃料-空气混合物体积。（估算是基于整个区域的大小。注意燃料-空气混合物可能没有充满整个区域，此时爆炸源内的燃料-空气混合物为实际进入该区域的体积；此外在估算受阻碍区域体积时，应减去该区域内设备所占体积。）
 - 4) 计算爆炸源的燃烧能：

$$E = V_{\text{爆炸源}} \times 3.5 \times 10^6 \quad \dots\dots\dots (\text{G.9.1.1-1})$$

式中：

E —— 爆炸源内燃料-空气混合物的燃烧能，J；
 $V_{\text{爆炸源}}$ —— 爆炸源中燃料-空气混合物体积， m^3 。

- e) 估计爆炸源的强度 $\bar{R}_0$ ，取值范围为 1~10，如：
 - 对气云中未受约束或未受阻碍的部分，取 1；
 - 对喷射时强扰动的气云部分，取 3；
 - 典型工艺单元，取 7~9；
 - 最大爆炸源强度取 10。

- f) 计算比拟距离 $\bar{R}$ ：

$$\bar{R} = \frac{R}{(E/P_0)^{\frac{1}{3}}} \quad \dots\dots\dots (\text{G.9.1.1-2})$$

式中：

$\bar{R}$ —— 爆炸源的 Sachs 比拟距离（无量纲）；
 R —— 距爆炸源中心的距离，m；
 E —— 爆炸源的燃烧能，J；
 P_0 —— 环境大气压，Pa。

- g) 计算爆炸超压：

查图 G.9.1.1 得到 Sachs 比拟爆炸超压 $\Delta \bar{P}_s$ ，爆炸超压的计算见下式：

$$P = \Delta \bar{P}_s P_0 \quad \dots\dots\dots (\text{G.9.1.1-3})$$

式中：

P —— 爆炸超压，Pa；
 $\Delta \bar{P}_s$ —— Sachs 比拟爆炸超压（无量纲）；
 P_0 —— 环境大气压，Pa。

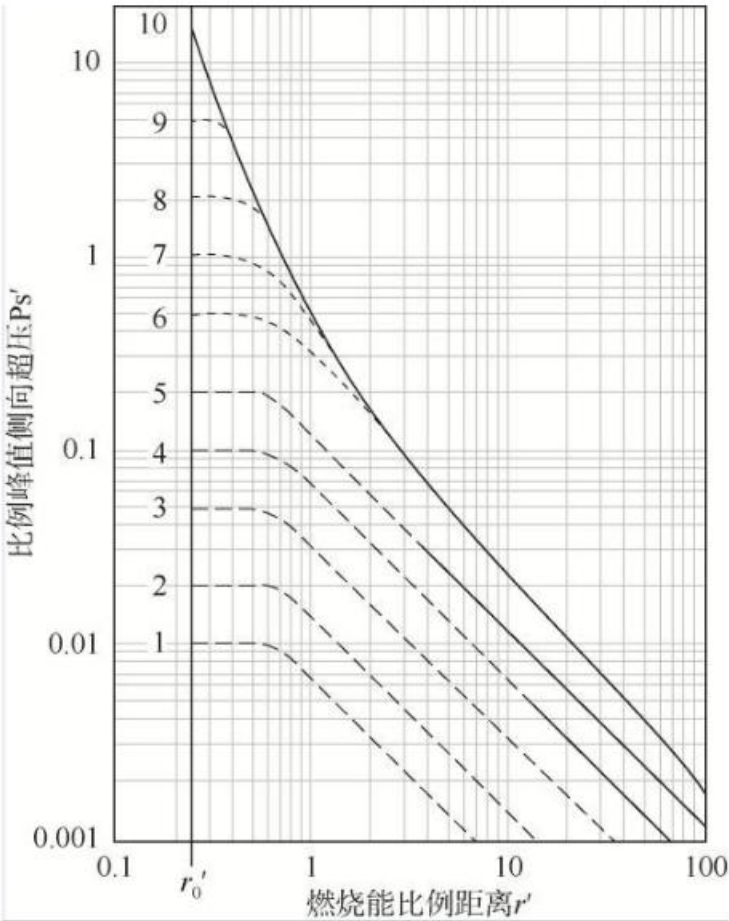


图 G.9.1.1 TNO 多能模型的 Sachs 比拟超压

h) 如果两个爆炸源的距离很近，需要分析两个爆炸源同时爆炸的影响。

G.9.1.2 爆炸源强度选择方法

a) 定性方法

可采用 Kinsella 方法，见表 G.9.1.2。

表 G.9.1.2 定性判断法分析表

点火能		受阻塞程度			受约束程度		强度等级
弱	强	强	弱	不存在阻塞	存在约束	不存在约束	
	X	X			X		7-10
	X	X				X	7-10
X		X			X		5-7
	X		X		X		5-7
	X		X			X	4-6
	X			X	X		4-6
X		X				X	4-5
	X			X			4-5
X			X		X		3-5
X			X			X	2-3
X				X	X		1-2
X				X		X	1

注：点火能：点火源的点火能量<100 mJ 时被称为弱点火能，反之为强点火能。对于危险工厂气体爆炸安全评估，多采用弱点火能，如：热表面和火花等。

阻塞程度：强阻塞程度表示障碍物的体积大于整个阻塞区域体积的 30%且障碍物之间的距离小于 3m；弱阻塞程度表示该区域障碍物存在，但不能同时满足前面两个条件的情况。没有则指该区域内没有障碍物。

约束程度：存在约束程度是指可燃气体云被 2 个或 3 个固体面限制；不存在约束是指可燃气体云只受到地表一个表面限制。

b) 定量计算法

爆炸源内部的平均压力可采用下式确定：

1) 对于低点火能，且火焰传播在三个方向无约束的情况时：

$$P_0 = 0.84 \left(\frac{VBR \times L_p}{D} \right)^{2.75} \times S_L^{2.7} \times D^{0.7} \quad \cdots \cdots (G.9.1.2-1)$$

$$D = 4 \times \frac{\sum V_i}{\sum A_i} \quad \cdots \cdots (G.9.1.2-2)$$

式中：

- P_0 —— 燃烧区内的爆炸超压，bar；
- VBR —— 体积阻塞率，%；
- L_p —— 火焰路径长度，可假设为一个等量半球的半径（半球的体积为阻塞区的体积），m；
- D —— 特征直径，m；
- S_L —— 可燃气体的层流燃烧速度，m/s。
- V_i —— 阻塞设备的体积， m^3 ；
- A_i —— 阻塞设备的表面积， m^2 。

2) 对于低点火能且火焰传播在一个方向存在约束的情况时：

$$P_0 = 3.38 \left(\frac{VBR \times L_p}{D} \right)^{2.25} \times S_L^{2.7} \times D^{0.7} \quad \cdots \cdots (G.9.1.2-3)$$

G.9.1.3 不同爆炸源强度的爆炸超压

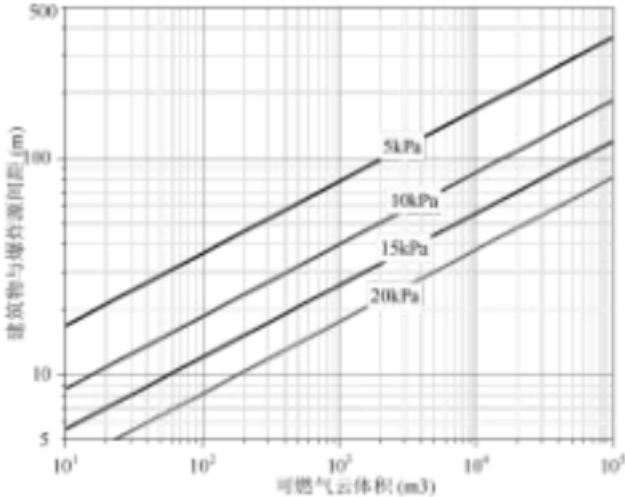


图 G.9.1.3-1 爆炸源强度为 5 时的爆炸超压

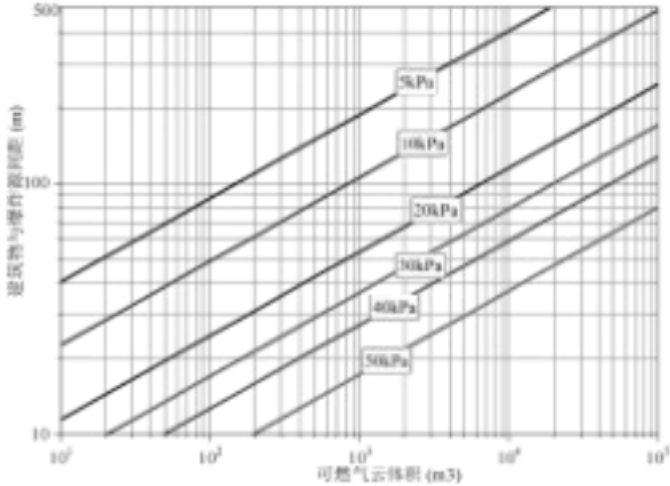


图 G.9.1.3-2 爆炸源强度为 6 时的爆炸超压

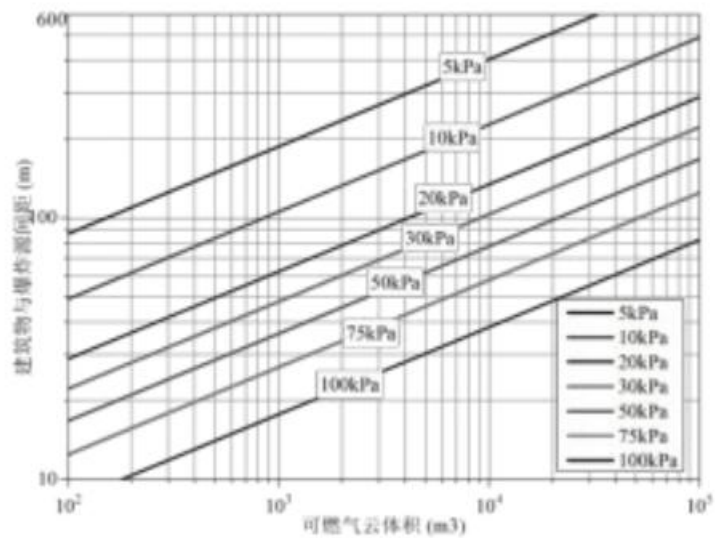


图 G.9.1.3-3 爆炸源强度为 7 时的爆炸超压

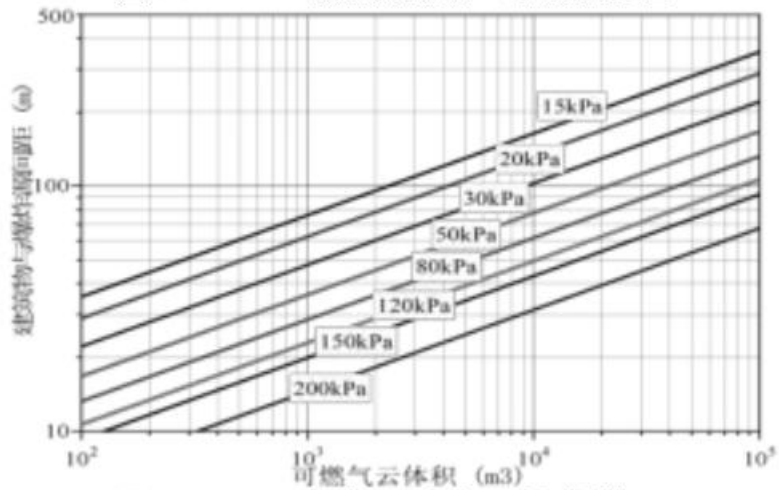


图 G.9.1.3-4 爆炸源强度为 8 时的爆炸超压

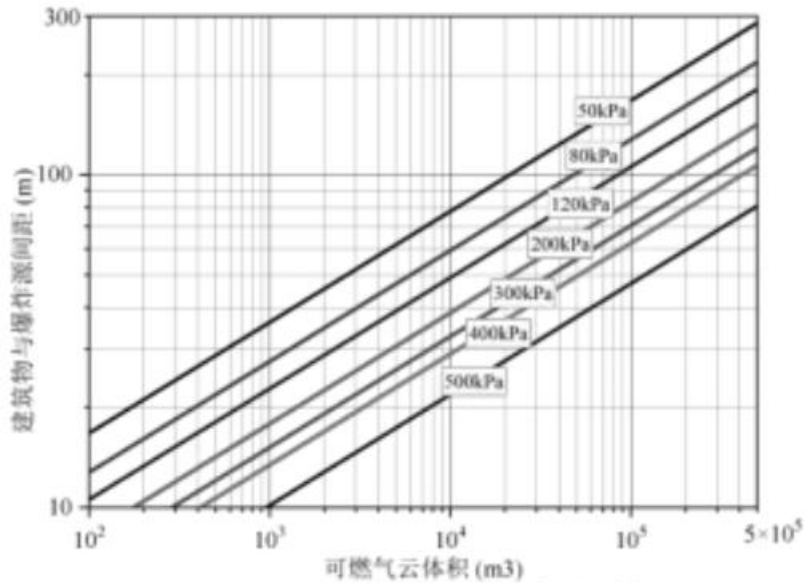


图 G.9.1.3-5 爆炸源强度为 9 时的爆炸超压

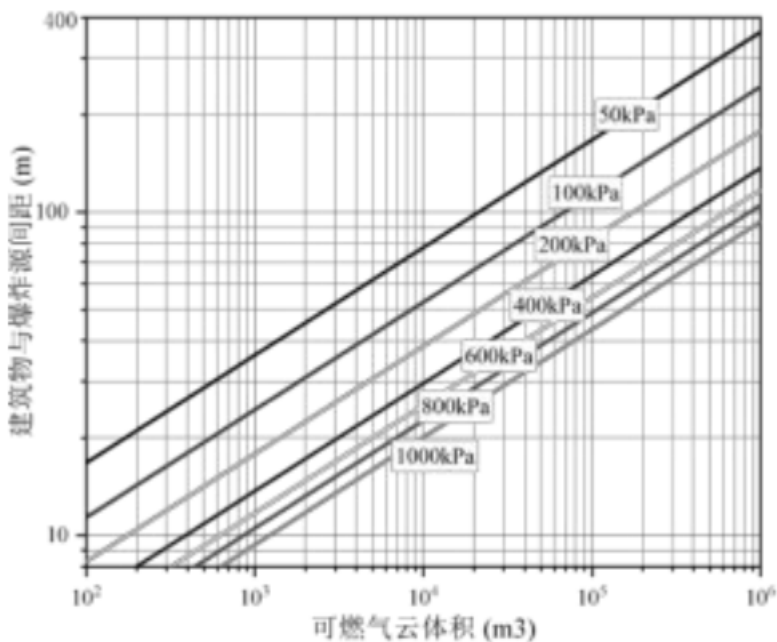


图 G.9.1.3-6 爆炸源强度为 10 时的爆炸超压

注：图中可燃气体体积的确定应遵循以下原则：

- 1 如果泄漏出的物料形成的化学式可燃气体体积没有充满整个阻塞区，即可燃气体体积小于阻塞区体积，则爆炸源内的可燃气体体积即为进入该阻塞区内的化学式可燃气体体积；
- 2 如果化学式可燃气体体积大于阻塞区体积，则爆炸源内的可燃气体体积为阻塞区体积。
- 3 爆炸源内的可燃气体体积应选择实际进入该阻塞区的“化学式可燃气体体积”和“阻塞区体积”中的较小者。在估算阻塞区体积时，可采用装置区总体积减去该区域内所有设备设施所占体积的方法。

G.9.2 Baker-Strehlow-Tang (BST) 方法

Baker-Strehlow-Tang 模型与多能法相似，也是由一组无量纲距离、无量纲峰值侧向超压的曲线组成，与多能法的主要区别在于无量纲峰值侧向超压与无量纲距离变化曲线图不同，BST 模型是根据火焰传播速度来选取不同的爆炸波强度曲线，从而得出超压数据。

方法分析步骤如下：

- a)计算扩散，确定可燃气体范围
- b)估算燃料-空气混合物的燃烧能
- c)确定输入参数，包括：
火焰传播方式（3D、2.5D、2D），
阻塞程度（高、中、低），
燃料活性（高、中、低）。
- d)确定火焰速度（马赫数）
- e)计算比拟距离

$$\bar{R} = R \times \left(\frac{P_a}{E}\right)^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots (G.9.2-1)$$

式中：

- $\bar{R}$ —— 爆炸源的 Sachs 比拟距离（无量纲）；
- R —— 距爆炸源中心的距离，m；
- E —— 爆炸能量，J；
- P_a —— 环境大气压，Pa。

f)计算爆炸超压和冲量

根据马赫数选择对应曲线，查图得到 Sachs 比拟爆炸超压 $\bar{P}_s$ 和冲量 $\bar{I}_s$ ，爆炸超压和冲量计算如下：

$$P_s = \bar{P}_s \times P_a \dots\dots\dots (G.9.2-2)$$

$$I_s = \bar{I}_s \times \frac{1}{u_s} \times \frac{E^{\frac{1}{3}} \times p_a^{\frac{2}{3}}}{a}$$

..... (G.9.2-3)

式中：

P_s —— 爆炸超压，Pa；

I_s —— 冲量，Pa·s；

u_s —— 声音在空气中的传播速度，m/s。

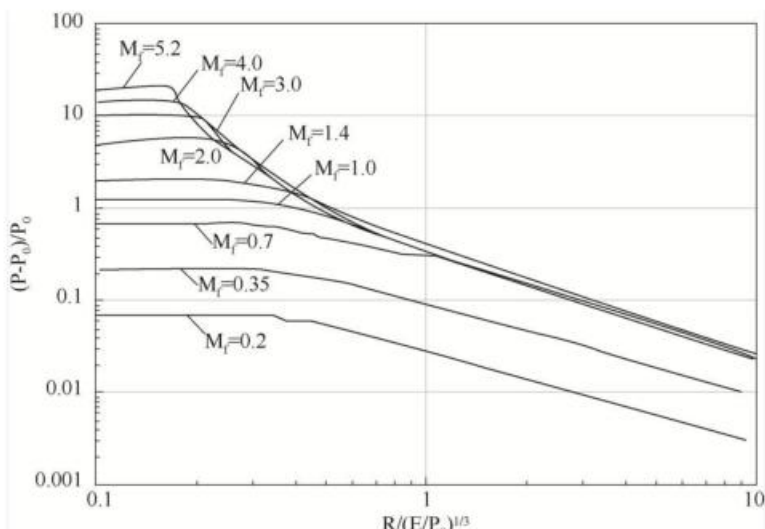


图 G. G. 9. 2-1 BST 模型的比拟超压

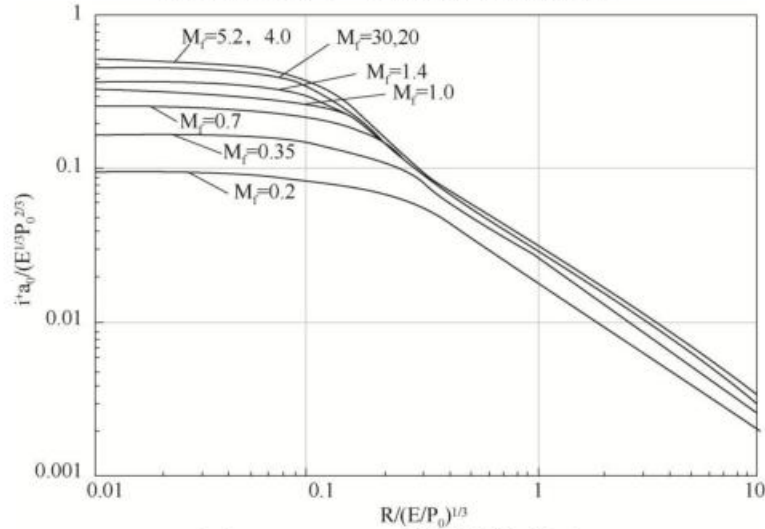


图 G. 9. 2-2 BST 模型比拟冲量

当目标处同时受到来自多个爆炸源的爆炸冲击荷载时，可采用下列简化方法对冲击波荷载叠加处理：

- 1) 冲击波入射峰值超压值可取不同爆炸源导致目标处的最大值，作用时间可将冲量求和后，计算等量的三角形荷载的时间，该方法适用于选址阶段。
- 2) 作用时间取不同爆炸源导致目标处的冲击影响最大时间，然后将冲量求和后，计算等量的三角形荷载和冲击波入射峰值超压，该方法适用于建筑物爆炸风险评估。

G.10 压力容器爆裂

主要采用 Baker-Tang 冲击波曲线来计算压力容器爆裂后的冲击波参数。

步骤 1：数据收集

收集的数据包括：

- 1) 容器的内压（绝压）， P_i

- 2) 环境压力, P_0
- 3) 容器内气体所占空间体积, V_1
- 4) 气体的绝热指数, γ_1
- 5) 冲击波接受体距离容器中心的距离, R
- 6) 容器的形状, 球形或圆柱形
- 7) 容器内气体的声速, a_1
- 8) 环境空气的声速, a_2
- 9) 环境空气的绝热指数, γ_0

步骤 2: 计算容器内气体的能量

对于空气中破裂爆炸, 采用下式计算容器内压缩气体的能量 E :

$$E = \frac{(P_1 - P_0)V_1}{\gamma_1 - 1} \dots\dots\dots (G.10-1)$$

式中:

- E —— 压缩气体的爆炸能量, J;
- P_1 —— 容器内的绝对压力, Pa;
- P_0 —— 环境大气压, Pa;
- V —— 容器气相空间的体积, m³;
- γ_1 —— 容器内气体的绝热指数。

对于地面附近破裂, 应分析地面的反射作用, 能量 E 见下式:

$$E = \frac{2(P_1 - P_0)V_1}{\gamma_1 - 1} \dots\dots\dots (G.10-2)$$

步骤 3: 选择冲击波曲线

根据容器破裂的压力比, P_1/P_0 , 选择不同的曲线, 见下图。

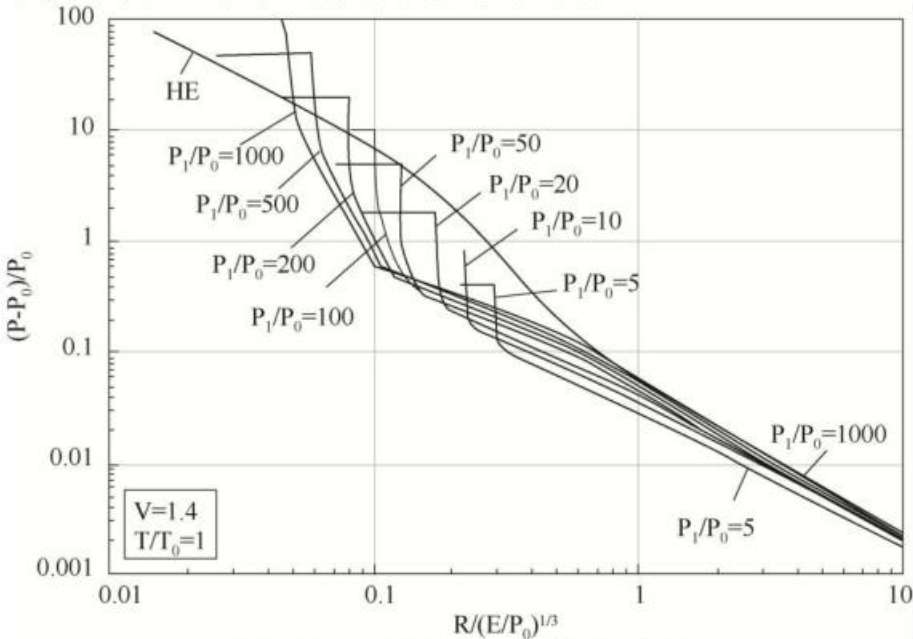


图 G. 10-1 不同容器压力的正压曲线

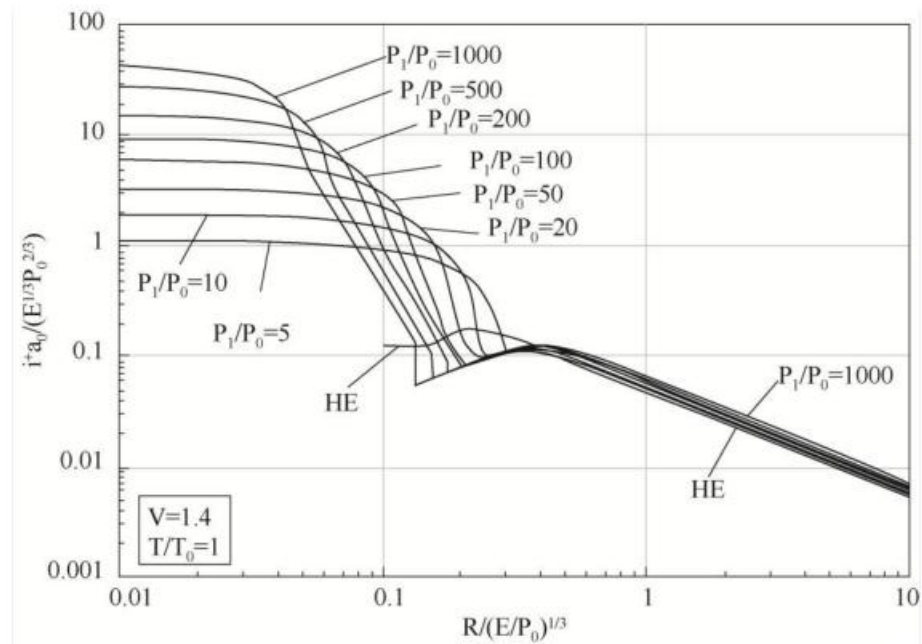


图 G. 10-2 不同容器压力的负压曲线

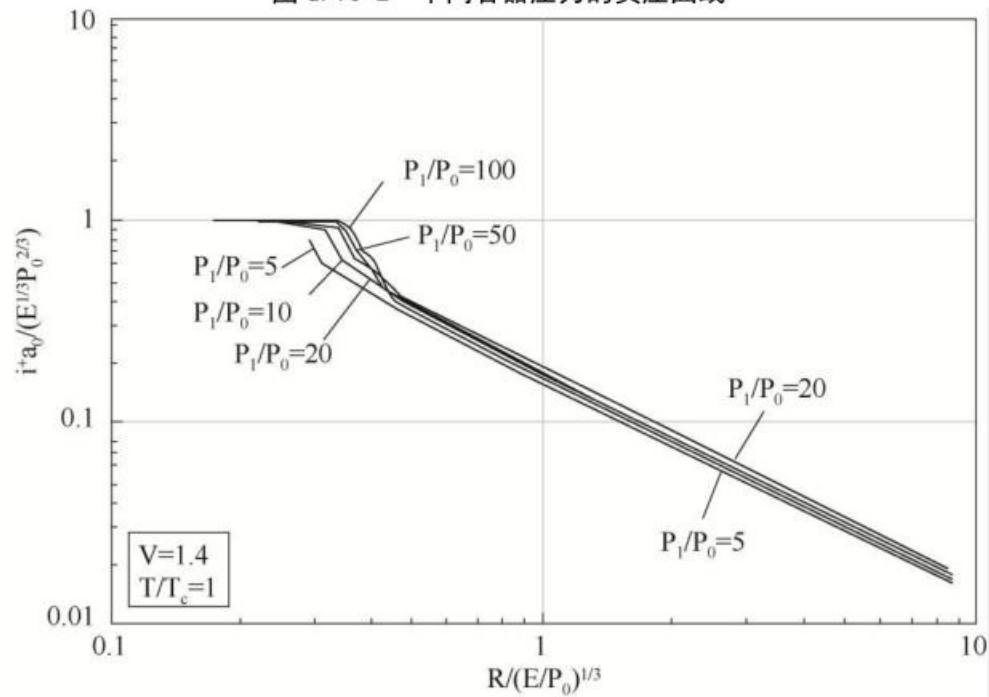


图 G. 10-3 不同容器压力的正向冲量

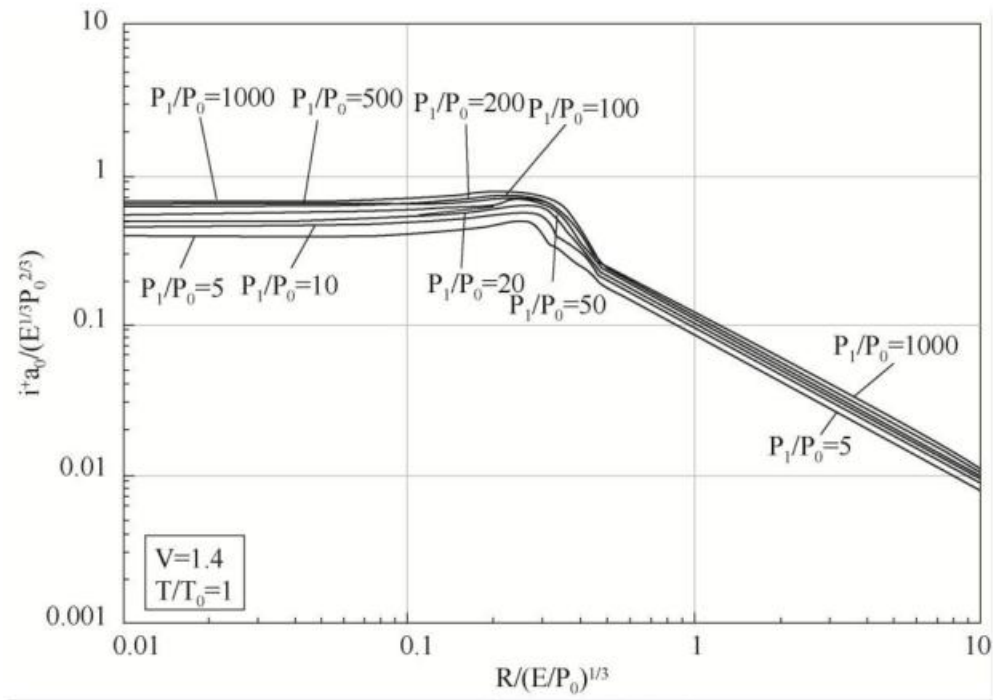


图 G.10-4 不同容器压力的负向冲量

步骤 4：计算冲击波接受体（目标处）的比例距离 $\bar{R}$

$$\bar{R} = R \left[\frac{P_0^{1/3}}{E^{1/3}} \right] \dots\dots\dots (G.10-3)$$

式中：

R ——接受体距离压力容器中心的距离，m。

步骤 5：确定比例正压 $\bar{P}_s$

根据比例距离和冲击波超压曲线，确定对应的比例正压 $\bar{P}_s$ 。

步骤 6：确定比例正向冲量 $\bar{i}_+$ 。

根据比例距离和冲击波冲量曲线，确定对应的比例正向冲量 $\bar{i}_+$ 。

步骤 7：根据不同的条件如储存温度、容器形状、抬升高度等调整 $\bar{P}_s$ ， $\bar{i}_+$ 。

对于温度，随着温度的增加容器附近的正压冲击波超压将增加，随着距离的增加，温度的影响将逐渐减弱。当目标距离容器的比例距离 $\bar{R} > 1$ 时，可不分析温度对超压的影响。可不分析温度对于冲量的影响。

对于容器为圆柱形时，需要分析形状调整因子，见下图：

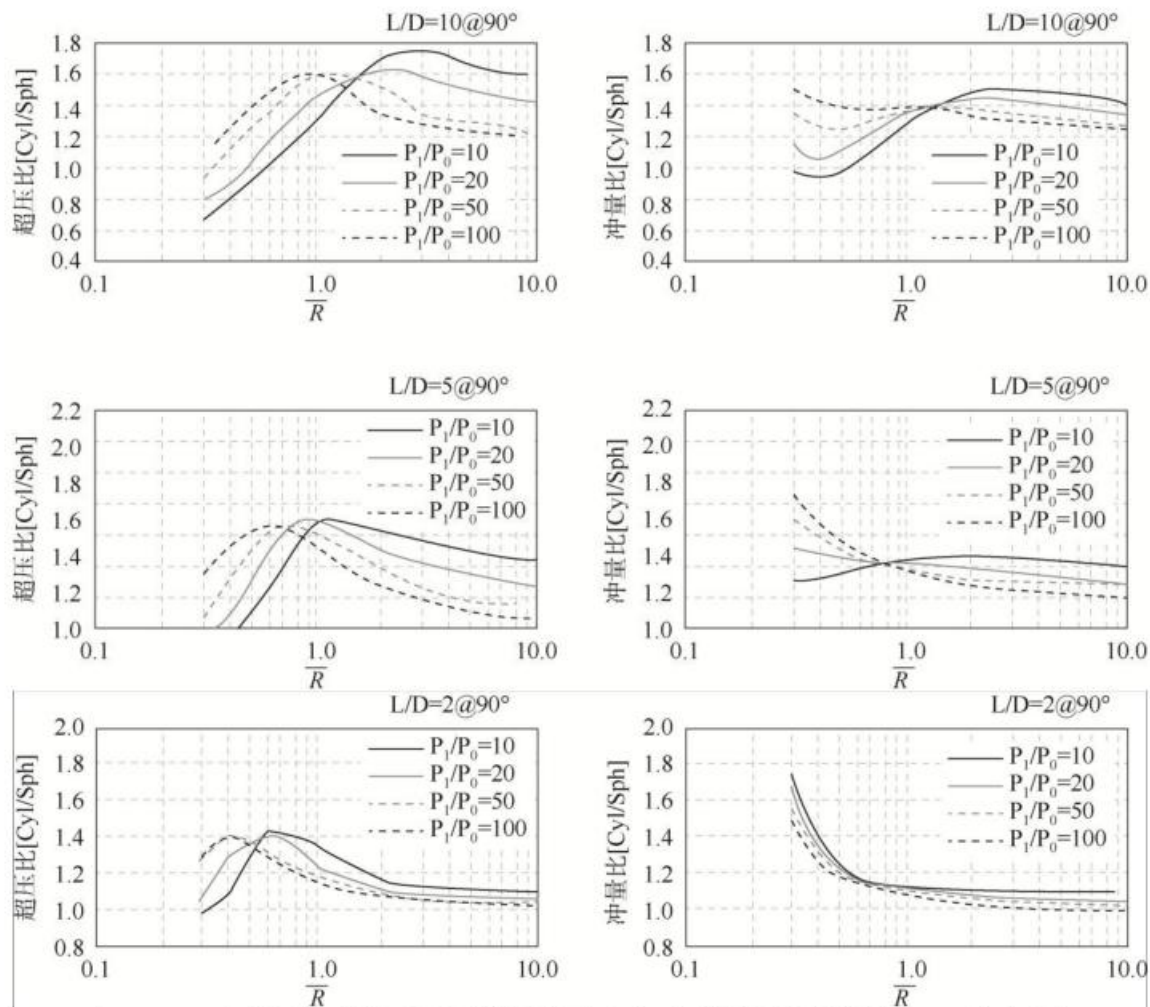
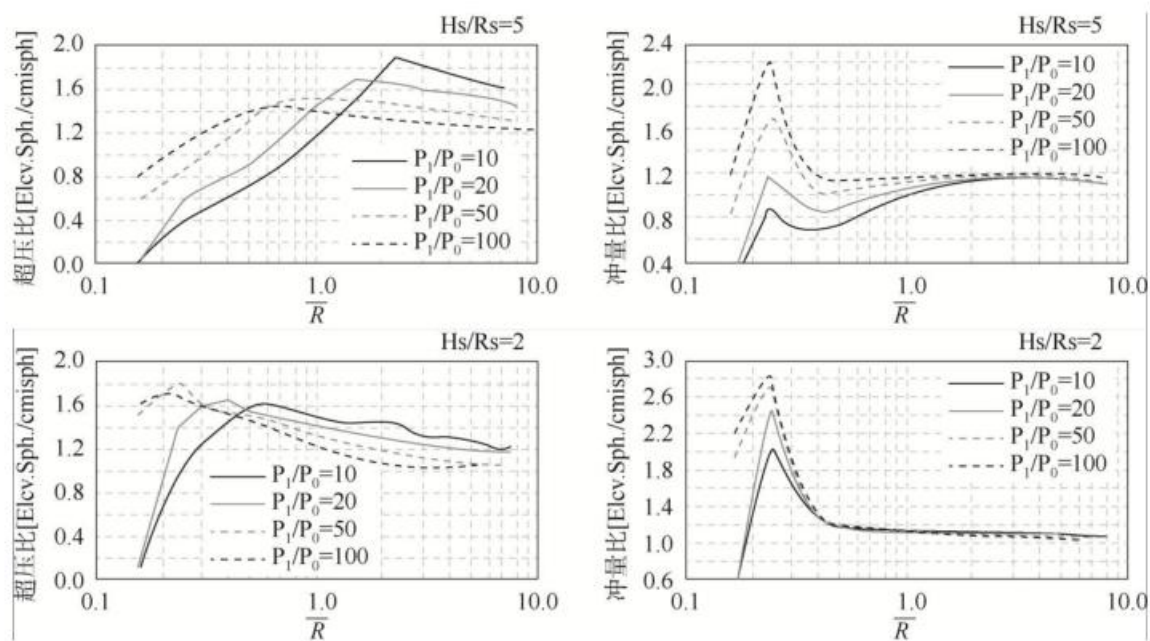


图 G.10-5 圆柱形容器物理爆裂的调整因子 (L 为圆柱形容器的长度, D 为直径)
对于抬高的球形容器, 调整因子见下图。



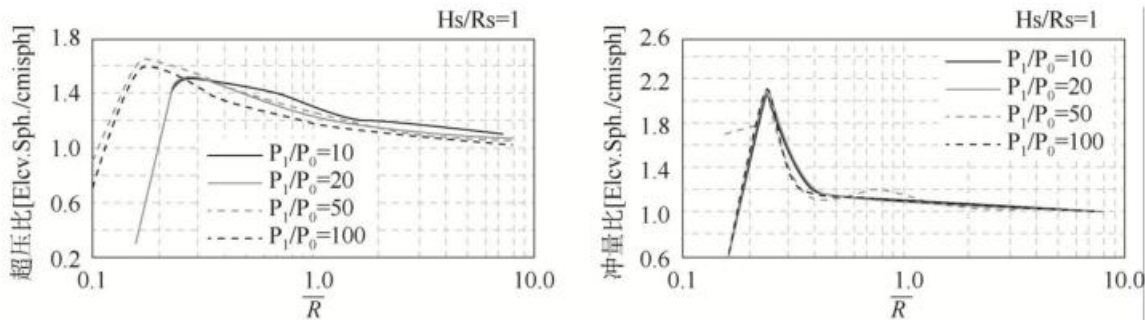


图 G.10-6 架高的球形容器物理爆裂（相对与半球形表面爆裂）的调整因子（ H_s 为容器离地面高度， R_s 为球形容器的半径）

步骤 8：计算冲击波超压和冲量

$$P_s = \overline{P_s} P_0 \quad \dots\dots\dots (G.10-4)$$

$$i_s = \frac{\overline{i_s} P_0^{2/3} E^{1/3}}{a_0} \quad \dots\dots\dots (G.10-5)$$

式中：
 P_s —— 目标处的冲击波超压，Pa；
 i_s —— 正向冲量，Pa·s；
 a_0 —— 空气的音速，340m/s。

G.11 BLEVE

G.11.1 冲击波预测模型

步骤 1：收集以下数据：

- 1) 容器失效时的内部绝对压力 P_i
- 2) 环境压力， P_0
- 3) 流体的量（体积或质量）
- 4) 目标距离容器中心的距离， R
- 5) 容器的形状：球形或圆柱形

步骤 2：确定容器内饱和液体和气体初始状态的内能

流体的内能可采用热力学表或热力学图查询得到。假设容器内的液体和气体处于饱和状态，利用流体的热力学图/表，采用下式计算流体初始状态内能：

$$H = U + P v \quad \dots\dots\dots (G.11.1-1)$$

式中：
 H —— 流体的焓，J/kg；
 U —— 流体的内能，J/kg；
 P —— 流体的绝对压力，Pa；
 v —— 流体比容，m³/kg。

步骤 3：确定饱和液体和气体膨胀到大气环境下的内能 u_{2f} 、 u_{2g}

如果使用热力学图，则假设等熵膨胀到环境压力 P_0 。因此，按照等熵线从初始状态到环境压力 P_0 ，得到 h_2 和 v_2 ，则利用上式计算膨胀后的内能 u_{2f} 、 u_{2g} 。

当使用热力学表时，查表得到环境压力 P_0 下饱和液体的焓 h_{2f} 、比容 v_{2f} 和熵 s_{2f} ，以及在环境压力下饱和蒸气的焓 h_{2g} 、比容 v_{2g} 和熵 s_{2g} 。

对于饱和液体，部分液体将闪蒸为气体，而饱和气体将部分冷凝，两种情况下气体所占比例可采用下式计算：

$$X = \frac{s_1 - s_{2f}}{s_{2g} - s_{2f}} \text{ 或 } = \frac{s_1 - s_{2g}}{s_{2g} - s_{2f}} \quad \dots\dots\dots (G.11.1-2)$$

$$X = \frac{h_1 - h_{2g}}{h_{2g} - h_{2f}} \quad \dots\dots\dots (G.11.1-3)$$

$$X = \frac{v_1 - v_2}{v_{2g} - v_{2f}} \quad \dots\dots\dots (G.11.1-4)$$

式中:

- 下标 1 —— 初始状态;
下标 2 —— 膨胀到环境压力状态;
下标 f —— 饱和液体的状态;
下标 g —— 饱和气体的状态。

X 介于 0 和 1 之间时有效。否则, 应使用热力学图。

采用下式分别计算饱和液体和饱和气体膨胀到大气环境下的内能:

$$u_2 = (1 - X)h_{2f} + Xh_{2g} - (1 - X)P_0v_{2f} - XP_0v_{2g} \quad (\text{G.11.1-5})$$

步骤 4: 计算饱和液体和饱和气体膨胀所做的功

采用下式计算膨胀流体所做的功:

$$e_{exf} = u_{1f} - u_{2f} \quad \dots\dots\dots (\text{G.11.1-6})$$

$$e_{exg} = u_{1g} - u_{2g} \quad \dots\dots\dots (\text{G.11.1-7})$$

$$e_{ex} = e_{exf} + e_{exg} \quad \dots\dots\dots (\text{G.11.1-8})$$

式中:

- e_{exf} —— 饱和液体膨胀所做的功, J/kg;
 e_{exg} —— 饱和气体膨胀所做的功, J/kg;
 e_{ex} —— 所做的总功, J/kg。

步骤 5: 计算膨胀能

$$E_{exf} = (1 - frag)(gnd)e_{exf}m_f \quad \dots\dots (\text{G.11.1-9})$$

$$E_{exg} = (1 - frag)(gnd)e_{exg}m_g \quad \dots\dots (\text{G.11.1-10})$$

$$E_{ex} = E_{exf} + E_{exg} \quad \dots\dots\dots (\text{G.11.1-11})$$

式中:

- E_{exf} —— 饱和液体的膨胀能, J;
 E_{exg} —— 饱和气体的膨胀能, J;
 E_{ex} —— 总的膨胀能, J;
 $frag$ —— 碎片消减系数;
 gnd —— 地面反射因子;
 m_f —— 饱和液体的质量, kg;
 m_g —— 饱和气体的质量, kg。

m_f, m_g ——分别为饱和液体和饱和气体的质量, kg。

步骤 6: 计算目标处的比例距离。

比例距离 $\bar{R}$ 采用下式计算:

$$\bar{R} = R \left[\frac{\frac{1}{P_0^3}}{\frac{1}{E_{ex}^3}} \right] \quad \dots\dots\dots (\text{G.11.1-12})$$

式中:

R ——接受体距离压力容器中心的距离, m。

步骤 7: 按照 G.10 中压力容器爆裂的冲击波曲线确定对应的比例正压 $\bar{P}_s$ 和比例正向冲量 $\bar{i}_s$ 。

步骤 8: 计算目标处的冲击波超压和冲量。

$$P_s = \bar{P}_s P_0 \quad \dots\dots\dots (\text{G.11.1-13})$$

$$i_s = \frac{\bar{i}_s P_0^{\frac{2}{3}} E_{ex}^{\frac{1}{3}}}{a_0} \quad \dots\dots\dots (\text{G.11.1-14})$$

式中:

- P_s —— 目标处的冲击波超压, Pa;
 i_s —— 正向冲量, Pa·s;

a_0 —— 空气的音速, 340m/s。

G11.2 BLEVE 引发的火球热辐射影响

可采用本附录中火球的计算模型计算。

其中火球燃烧中涉及的可燃物的质量可假设饱和气体的量加上三倍液体等熵闪蒸的质量, 最大值为 100% 的可用液体量。简化计算时可假设为容器内的所有可燃物料。

火球的直径可采用下式计算:

$$D_c = 5.8m_f^{\frac{1}{3}} \quad \dots\dots\dots (G.11.1-15)$$

式中:

D_c —— 火球的直径, m;

m_f —— 火球的燃料质量, kg。

火球时间可采用 TNO 模型或 CCPS 模型, 其中 CCPS 模型如下:

当 $m_f < 30000\text{kg}$ 时:

$$t_c = 0.45m_f^{\frac{1}{3}} \quad \dots\dots\dots G.11.1-16)$$

当 $m_f > 30000\text{kg}$ 时:

$$t_c = 2.6m_f^{\frac{1}{6}} \quad \dots\dots\dots (G.11.1-17)$$

目标接收的热辐射通量, 通过平均表面发射功率、视角因子和大气透射率来计算:

$$q_R = SEP \times VF \times \tau_a \quad \dots\dots\dots (G.11.1-18)$$

式中:

q_R —— 目标接收的火焰热辐射强度, kW/m²;

SEP —— 火焰表面发射功率, kW/m²; 可采用相关公式计算, 也可简化取 350kW/m²;

VF —— 视角系数; 相关计算方法见火球部分;

τ_a —— 大气透射率或大气传输率, 相关计算方法见火球部分。

G.12 压力容器爆裂和 BLEVE 碎片危害预测

G.12.1 压力容器爆裂碎片预测

步骤 1 数据收集

1) 容器数据, 包括形状、直径 D 、长度 L 、质量 M 、壁厚 t

2) 容器内物料数据, 包括分子量、体积 V 、化学品物理和热力学属性、液/气比

3) 失效时的条件: 内部压力 P_I (Pa)、内部温度 T (K)

失效压力确定的原则如下:

1) 内部超压和安全阀失效引起的压力容器破裂时, 失效压力可假设为容器的失效压力 (最大允许工作压力*安全因子)。

2) 如果外部火灾等热负荷导致容器失效, 则失效压力可假设等于安全阀的名义压力。

3) 如果因腐蚀、外部影响或碎片撞击等原因导致容器失效, 则失效压力可假设为正常工作压力。

步骤 2 计算总的可用动能

总的动能采用下式计算:

$$E_k = \alpha k \frac{P_1 V_1}{\gamma_1 - 1} \quad \dots\dots\dots (G.12.1-1)$$

$$k = 1 - \left(\frac{P_0}{P_1}\right)^{\frac{\gamma_1 - 1}{\gamma_1}} + (\gamma_1 - 1) \left(\frac{P_0}{P_1}\right) \left[1 - \left(\frac{P_0}{P_1}\right)^{\frac{1}{\gamma_1}}\right] \quad (G.12.1-2)$$

式中:

E_k —— 总的可用动能, J;

V_1 —— 容器内压缩气体的体积, m³;

- γ_l —— 物料的绝热指数;
- P_l —— 容器失效前的内压 (绝对压力), Pa;
- P_0 —— 环境压力, Pa;
- α —— 能量转化为碎片动能的比例因子, 取 0.2~0.5。

步骤 3: 确定碎片的数

量

对于非失控反应, 当失效压力为材料的屈服失效压力时, 碎片数量典型为 30~100 个。对于失效压力在工作压力附近, 如外部火灾影响或外部撞击引起, 碎片数量典型为 2~10 个。

步骤 4 计算碎片速率

计算比例能:

$$\overline{E_k} = \left[\frac{2E_k}{M_c a_1^2} \right]^{0.5} \dots\dots\dots (G.12.1-3)$$

$$a_1^2 = \frac{\gamma_l R}{m} \dots\dots\dots (G.12.1-4)$$

式中:

- M_c —— 容器的质量, kg;
- a_l —— 物料的音速, m/s;
- $\overline{E_k}$ —— 比例能;
- M —— 物料的分子量;
- T —— 容器失效前物料的温度;
- R —— 理想气体常数, J/(mol·K)。

当比例能 ≤ 0.8 时, 碎片的初始速度为:

$$v_i = \left[\frac{2E_k}{M_c} \right]^{0.5} \dots\dots\dots (G.12.1-5)$$

式中:

v_i ——碎片的初始速度, m/s。

当比例能 > 0.8 时, 碎片的初始速度为:

$$v_i = 1.092 \left[\frac{E_k G}{M_c} \right]^{0.5} \dots\dots\dots (G.12.1-6)$$

$$G = \frac{1}{1 + \frac{3M_G}{5M_c}} \dots\dots\dots (G.12.1-7)$$

$$G = \frac{1}{1 + \frac{M_G}{2M_c}} \dots\dots\dots (G.12.1-8)$$

式中:

M_G ——总的气体质量, kg。

步骤 5 自由飞行的碎片的范围

如果不评估碎片在飞行过程中的流动动态摩擦力, 则碎片飞行的范围可采用下式计算:

$$H = \frac{v_i^2 \sin^2(\theta)}{2g} \dots\dots\dots (G.12.1-9)$$

$$R = \frac{v_i^2 \sin(2\theta)}{g} \dots\dots\dots (G.12.1-10)$$

式中:

- H —— 飞行的高度, m;
- R —— 飞行的水平距离, m;
- θ —— 碎片飞行的初始角度, ° ;
- g —— 重力加速度, m/s²。

如果评估飞行过程的动态摩擦力, 则根据下图计算:

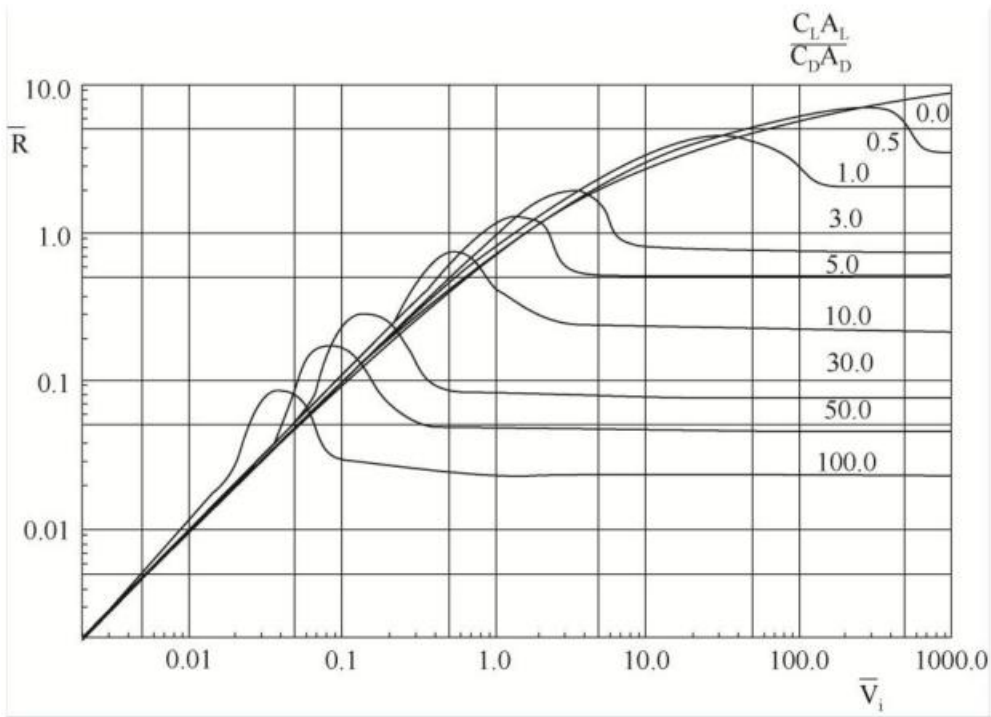


图 G.12.1 预测碎片影响范围的比例曲线（忽略流体动力推力）

$$\bar{R} = \frac{\rho_0 C_D A_D \bar{R}}{M_f} \dots\dots\dots (G.12.1-11)$$

$$\bar{v}_i = \frac{\rho_0 C_D A_D \bar{v}_i^2}{M_f g} \dots\dots\dots (G.12.1-12)$$

- 式中：
- $\bar{v}_i$ —— 碎片的比例速度；
 - $\bar{R}$ —— 比例范围；
 - ρ_0 —— 空气的密度，kg/m³；
 - C_D —— 拖拽系数；
 - A_D —— 垂直于飞行路线的平面暴露面积，m²；
 - M_f —— 碎片的质量，kg。

G.12.2 压力容器 BLEVE 爆裂碎片预测

对于 BLEVE，可采用压力容器碎片预测的模型，其中可用于碎片产生和飞行的能量计算采用下式：

$$E_K = 0.4 \frac{(E_{exf} + E_{exg})}{2} \dots\dots\dots (G.12.1-13)$$

附录 H
(资料性附录)

部分物质的毒性、燃烧性和爆炸性属性数据

表 H-1 应急响应计划指南 (ERPGs) (除非注明, 所有值的单位均为 10^{-6})

化学物质	ERPG-1	ERPG-2	ERPG-3	化学物质	ERPG-1	ERPG-2	ERPG-3
乙醛	10	200	1 000	氰化氢	NA	10	25
丙烯醛	0.1	0.5	3	氟化氢	2	20	50
丙烯酸	2	50	750	硫化氢	0.1	30	100
丙烯腈	NA	35	75	异丁腈	10	50	200
烯丙基氯	3	40	300	2-异丙基丙烯酸氰乙酯	NA	0.1	1
氨	25	200	1 000				
苯	50	150	1 000	氢化锂	25 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	100 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	500 $\mu\text{g}/\text{m}^3$
氯苯	1	10	25	甲醇	200	1 000	5 000
溴	0.2	1	5	氯甲烷	NA	400	1 000
1,3-丁二烯	10	50	5 000	二氯甲烷	200	750	4000
丙烯酸丁酯	0.05	25	250	异氰酸甲酯	0.025	0.5	5
异氰酸丁酯	0.01	0.05	1	甲硫醇	0.005	25	100
二硫化碳	1	50	500	甲基三氯硅烷	0.5	3	15
四氯化碳	20	100	750	一甲胺	10	100	500
氯气	1	3	20	全氟异丁烯	NA	0.1	0.3
三氟化氯	0.1	1	10	苯酚	10	50	200
氯乙酰氯	0.1	1	10	光气	NA	0.2	1
三氯硝基甲	NA	0.2	3	五氧化二磷	5 mg/m^3	25 mg/m^3	100 mg/m^3
氯磺酸	2 mg/m^3	10 mg/m^3	30 mg/m^3	环氧丙烷	50 mg/m^3	250 mg/m^3	750 mg/m^3
三氟氯乙烯	20	100	300	苯乙烯	50	250	1 000
2-丁烯醛	2	10	50	碘酸	2	10	30
乙硼烷	NA	1	3	二氧化硫	0.3	3	15
双烯酮	1	5	50	四氟乙烯	200	1000	1.0×10^4
二甲胺	1	100	500	四氯化钛	5 mg/m^3	300 mg/m^3	1 000 mg/m^3
二甲基氯硅烷	0.8	5	25	甲苯	50	300	1000
二甲基二硫醚	0.01	50	250	三甲胺	0.1	100	500
表氯醇	2	20	100	六氟化溴	5 mg/m^3	15 mg/m^3	30 mg/m^3
环氧乙烷	NA	50	500	乙酸乙烯酯	5	75	500
甲醛	1	10	25	乙酸	5	35	250
六氯丁二烯	3	10	30	乙酸酐	0.5	15	100
六氟丙酮	NA	1	50	3-氯丙烯	3	40	300
六氟环丙烷	10	50	500	砷化氢	NA	0.5	1.5
氯化氢	3	20	100	苯甲酰氯	0.3	5	20
铍	NA	25 mg/m^3	100 mg/m^3	二氯甲醚	ID	0.1	0.5
三氯化硼	2 mg/m^3	30 mg/m^3	100 mg/m^3	无水肼	0.5	5	30
乙酸丁酯	5	200	3000	盐酸	3	20	150
丁基异氰酸酯	0.01	0.05	1	氢氰酸	NA	15	25
一氧化碳	200	350	500	过氧化氢	10	50	100
二氧化氯	NA	0.5	3	硒化氢	NA	0.2	2
一氯二氟乙烷	1.0×10^4	1.5×10^4	2.5×10^4	氯甲酸异丙酯	ID	5	20
三氟甲烷	NA	50	5 000	碘	0.1	0.5	5
氯甲基甲醚	NA	1.0	10	顺丁烯二酸酐	0.2	2	20
硝基三氯甲烷	0.1	0.3	1.5	汞	NA	0.25	0.5
氯化氟	NA	0.4	4	溴甲烷	NA	50	200
1,2-二氯乙烷	50	200	300	氯甲酸甲酯	NA	2	5
2,4-二氯酚	0.2	2	20	甲基异氰酸酯	0.025	0.25	1.5
二聚环戊二烯	0.01	5	75	二苯甲撑二异氰酸酯	0.2 mg/m^3	2 mg/m^3	25 mg/m^3
1,1-二氟乙烷	1.0×10^4	1.5×10^4	2.5×10^4	硝酸	1	6	78
二乙烯酮	1	5	20	二氧化氮	1	15	30

N,N-二甲基甲酰胺	2	100	200	三氟化氮	NA	400	800
二甲硫醚	0.5	1 000	5 000	1-辛烯	40 ^a	800 ^b	2 000
3-氯-1,2-环氧丙烷	5	20	100	四氯乙烯	100	200	1 000
丙烯酸乙酯	0.01	30	300	磷化氢	NA	0.5	5
氯甲酸乙酯	ID	5	10	三氯化磷	0.5	3	15
异辛醇	0.1	100	200	四氯化硅	0.75	5	37
氟	0.5	5	20	氢氧化钠	0.5 mg/m ³	5 mg/m ³	50 mg/m ³
氯磺酸	2 mg/m ³	10 mg/m ³	30 mg/m ³	镉化氢	ID	0.5	1.5
呋喃甲醛	2	10	100	正硅酸乙酯	25	100	300
戊二醛	0.2	1	5	四氢呋喃	100	500	5 000
六氟-1,3-丁二烯	1	3	10	正硅酸甲酯	NA	10	20
六氟丙烯	10	50	500	氯化亚砷	0.2	2	10
1-己烯	NA	500	5 000	1,1,1-三氯乙烷	350	700	3 500
三氯乙烯	100	500	5 000	三氯硅烷	1	3	25
三甲基氯硅烷	3	20	150	氯乙烯	500	5 000	20 000
乙烯三氯硅烷	0.5	5	50	1,1-二氯乙烯	ID	500	1 000
八氧化三铈	ID	10 mg/m ³	50 mg/m ³	二氧化铈	ID	10 mg/m ³	30 mg/m ³
六氟化铈	5 mg/m ³	15 mg/m ³	30 mg/m ³	三氧化铈	ID	0.5 mg/m ³	3 mg/m ³
三乙氧基硅烷	0.5	4	10	三甲氧基甲硅烷	0.5	2	5
甲苯-2,4(2,6)-二异氰酸酯	0.01	0.15	0.6	甲基丙烯酸异氰基乙酯	ID	0.1	1
异戊二烯	5	1 000	4 000	2,2-二氯-1,1,1-三氟乙烷	ID	1.0×10 ³	1.0×10 ⁴
二乙基苯	10	100	500	四羟基氢化钴	ID	0.13	0.42
1,1,1,2-四氟-2-氯乙烷	1 000	5 000	10 000	氯乙酰氯	0.05	5	10
邻氯苯叉缩丙二腈	0.005 mg/m ³	0.1mg/m ³	25 mg/m ³	亚乙基降冰片烯	0.02	100	500

注 1：NA 表示尚未分析；ID 表示数据不充分。

注 2：a：表示 25% 的最低爆炸下限；b：表示 10% 的最低爆炸下限。

注 3：上述物质的 ERPG 数值由美国工业卫生协会 2008 年 1 月 1 日公布，ERPG 值定期更新，宜使用最新的 ERPG 值。

a) ERPG-1：空气中的最高浓度，低于该值就可以认为，几乎所有人都能暴露于其中 1h，除了轻微的短暂的有害于健康的影响，或明显感觉到令人讨厌的气味，而没有其他影响。

b) ERPG-2：空气中的最高浓度，低于该值就可以认为，几乎所有人都能暴露于其中 1h，不会逐步显示出不可逆或其他严重的健康影响，或者削弱他们采取防护行动的能力。

c) ERPG-3：空气中的最高浓度，低于该值就可以认为，几乎所有人都能暴露于其中 1h，不会逐步显示出危及生命健康的影响。

表 H-2 n、SLOD 和 SLOT 的毒性载荷的取值

物质名称	n	SLOT DTL (10^{-6}) ⁿ · min	SLOD DTL (10^{-6}) ⁿ · min
乙酸	1	7.5×10^4	3.0×10^5
2-羟基异丁腈	1	1.08×10^4	2.16×10^4
乙腈	1	8.1×10^4	1.6×10^5
乙酰氯	1	9.9×10^3	3.96×10^4
丙烯醛	1	4.2×10^2	1680
丙烯酰胺	1	1.3×10^5	5.2×10^5
丙烯腈	1	9.6×10^3	2.52×10^4
丙烯酰氯	1	3.6×10^3	14400
己二腈	1	8.1×10^4	1.6×10^5
涕灭威	1	33	132
丙烯醇	1	6.3×10^3	2.52×10^4
烯丙基胺	0.85	1.25×10^4	3.73×10^4
氯丙烯	1	7.8×10^4	3.12×10^5
4-氨基吡啶	1	1.122×10^4	4.5×10^4
氨	2	3.78×10^8	1.03×10^9
重铬酸铵	1	905	3619
苯胺	1	1.16×10^4	4.66×10^4
对甲氧基苯胺	1	1.38×10^5	5.52×10^5
联苯胺	1	2.44×10^4	9.76×10^4
苯醌	1	2.53×10^4	1.012×10^5
氯化苄	1	2250	9.0×10^3
2,2'-联吡啶	1	102	409
4,4'-联吡啶	1	18	80
二氯乙醚	1	3280	1.31×10^4
二氯二甲醚	1	420	2160
双二甲胺基乙基醚	1	1.49×10^4	5.98×10^4
三氯化硼	1	3.8×10^4	1.5×10^5
三氟化硼	1	2320	9600
溴鼠灵	1	16	26
溴	2	2.5×10^5	8.67×10^5
三溴甲烷	1	9.33×10^4	3.73×10^5
溴苯腈	1	7.8×10^2	3119
异氰酸正丁酯	1	6.4×10^2	2550
叔丁基硫醇	1	9.9×10^5	3.96×10^6
丁腈	1	7.5×10^3	1.5×10^4
氧化镉	1	24	96
硫酸镉	1	24	96
硫化镉	1	2.4×10^2	9.6×10^2
二氧化碳	8	1.5×10^{40}	1.5×10^{41}
二硫化碳	1	9.6×10^4	3.84×10^5
一氧化碳	1	4.01×10^4	5.7×10^4
四氯化碳	1	7.2×10^5	2.6×10^6

丁硫克百威	1	5.8×10^2	2320
毒虫畏	1	201	804
氯	2	1.08×10^5	4.84×10^5
三氟化氯	1.3	1.163×10^4	7.053×10^4
氯乙酰氯	1	9.9×10^3	3.96×10^4
2-氯乙醇	1	1920	7680
2-氯代-4'-氟苯乙酮	1	3.6×10^2	1440
氯甲基甲醚	1	2940	2.31×10^4
2-氯-1,4-萘醌	1	2667	1.07×10^4
氯鼠酮	1	59	2.4×10^2
间氯苯异氰酸酯	1	1.8×10^2	7.8×10^2
对氯苯基异氰酸酯	1	254	1018
氯化苦	1	5.9×10^2	2360
氯磺酸	1	3.3×10^2	1320
百菌清	1	486	2180
毒死蜱	1	3.6×10^3	1.44×10^4
吡硫翁铜	1	3.2×10^2	1280
甲酚	1	1.2×10^3	4.8×10^3
丁烯醛	1	3187	10474
氟铝酸钠	1	2.42×10^4	9.7×10^4
氯化氰	1	292	1170
三聚氯氰	1	194	7.8×10^2
三氟氯氰菊酯	1	65	2.4×10^2
甲基内吸磷	1	4.2×10^3	1.68×10^4
2,2-二溴-3-氮川丙酰胺	1	1.9×10^3	7.6×10^3
2,5-二氯苯胺	1	3.77×10^5	1.5×10^6
1,2-二氯乙烷	1	9.0×10^4	3.6×10^5
1,3-二氯丙酮	1	225	9.0×10^2
1,3-二氯-5-甲基-5-乙基海因	1	1980	7920
2,4-二氯酚	1	8730	3.49×10^4
敌敌畏	1	1502	6008
N,N'-二环己基碳酰亚胺	1	1674	6697
N,N-二乙基苯胺	1	1.85×10^4	7.42×10^4
二乙基硫代磷酰氯	1	1.2×10^3	4.8×10^3
二乙烯三胺	1	2580	10320
硫酸二乙酯	1	6.0×10^4	8.4×10^4
鼠得克	1	38	152
乐果	1	5510	2.2×10^4
丙烯酸二甲氨基乙酯	1	665	2658
4-二甲氨基吡啶	1	4.2×10^4	1.68×10^5
二甲氨基甲酰氯	1	1.62×10^4	6.48×10^4
N-亚硝基二甲胺	1	1940	3840
二甲基硫代磷酰氯	1	1.5×10^3	6.0×10^3
硫酸二甲酯	1	2.5×10^2	1.0×10^3
甲硫醚	1	6.72×10^6	9.6×10^6

2,4-二硝基氯苯	1	1.11×10^5	4.4×10^5
2,4-二硝基甲苯	1	2842	1.14×10^4
敌草快	1	347	1389
乙拌磷	1	186	615
硫丹	1	284	1134
环氧氯丙烷	1	1.04×10^5	1.30×10^5
氯甲酸乙酯	1	2160	8.7×10^3
乙硫醇	1	1.66×10^5	6.62×10^5
1,2-二溴乙烷	1	1.6×10^4	4.44×10^4
环氧乙烷	1	4.68×10^4	1.872×10^5
氮丙啶	1	1155	8250
氟乙酸	1	4.6×10^2	1840
氟	2	3.8×10^5	1.5×10^6
粉唑醇	1	7.96×10^4	3.18×10^5
甲醛	1	5.7×10^3	8.1×10^3
糠醛	1	1.56×10^4	6.22×10^4
戊二醛	1	1410	5640
庚烯磷	1	8060	3.22×10^4
胂	1	1.51×10^4	6.05×10^4
氢溴酸	1	1.22×10^4	4.88×10^4
氯化氢	1	2.37×10^4	7.65×10^4
氢氰酸	1	1.92×10^5	4.32×10^5
氢氟酸	1	1.2×10^4	2.1×10^4
过氧化氢	1	8.6×10^4	3.44×10^5
硒化氢	1	111	427
硫化氢	4	2.0×10^{12}	1.5×10^{13}
碘	1	2055	8220
碘甲烷	1	1.29×10^4	5.17×10^4
碘苯腈	1	4250	1.7×10^4
甲基磺酰氯	1	5750	2.3×10^4
甲醇	1	8.02×10^5	2.67×10^6
溴甲烷	1	3.0×10^4	4.8×10^4
氯甲烷	1	2.02×10^5	8.1×10^5
氯甲酸甲酯	1	1320	5280
异噻唑啉酮	1	1660	6650
二硫氰基甲烷	1	86	346
异氰酸甲酯	1	7.5×10^2	1680
N-羟甲基丙烯酰胺	1	8.64×10^4	3.5×10^5
间甲苯基异氰酸	1	360	1440
4-甲基氨基硫脲	1	4.4×10^3	1.76×10^4
氯乙酸	1	2730	1.09×10^4
氯乙腈	1	6.0×10^4	8.4×10^4
1,4-萘醌	1	414	1656
2-萘胺	1	1.07×10^5	4.27×10^5
羰基镍	1	1.5×10^2	4.5×10^2

烟碱	1	18.5	3382
一氧化氮	1	2.09×10^4	2.43×10^4
硝基苯	1	8.54×10^4	3.41×10^5
对硝基氯苯	1	5.61×10^4	2.24×10^5
二氧化氮	2	9.6×10^4	6.24×10^5
硝化甘油	1	1.7×10^3	6.8×10^3
间硝基甲苯	1	5.06×10^4	2.02×10^5
邻硝基甲苯	1	1.38×10^5	5.52×10^5
对硝基甲苯	1	1.89×10^5	7.56×10^5
N-辛基异噻唑啉酮	1	1570	1.59×10^4
臭氧	1	1980	3.6×10^3
百草枯	1	8.6	34.2
过氧乙酸	1	2488	9951
苯酚	1	1.5×10^4	6.0×10^4
异氰酸苯酯	1	1.8×10^2	7.8×10^2
甲拌磷	1	15	60
光气	1	108	348
磷化氢	1	6.9×10^3	1.08×10^4
三氯氧磷	1	2880	1.152×10^4
三氯化磷	1	3048	1.2192×10^4
五氧化二磷	1	9.9×10^3	2.4×10^3
4-甲基吡啶	1	1.416×10^5	5.66×10^5
嘧啶	1	5.08×10^4	2.03×10^5
抗蚜威	1	8830	3.53×10^4
嘧啶磷	1	1580	6320
铬酸钾	1	922	3689
重铬酸钾	1	461	1845
硝酸钾	1	3.8×10^5	1.5×10^6
氧化钾	1	5377	2.15×10^4
丙腈	1	4.9×10^3	9.8×10^3
氯甲酸丙酯	1	6.15×10^3	2.46×10^4
环氧丙烷	1	5.16×10^4	2.04×10^5
吡啶	1	1.35×10^5	5.4×10^5
硒	1	1460	7303
四氯硅烷	1	4.8×10^5	1.9×10^6
氯乙酸钠	1	2230	8918
铬酸钠	1	926	3705
氰化钠	2	1.92×10^5	4.32×10^5
重铬酸钠	1	683	2732
氟乙酸钠	1	46	185
甲醇钠	1	8.02×10^5	2.67×10^7
亚硝酸钠	1	4.38×10^4	1.75×10^5
氧化钠	1	8152	3.4×10^4
亚硒酸钠	1	209	840

二氧化硫	2	4.655×10^6	7.448×10^7
硫酸	2	1.3×10^4	2.08×10^5
七氟菊酯	1	1.1×10^3	4.4×10^3
特丁磷	1	117	4.7×10^2
四乙基铅	1	1520	3790
四氯乙烷	1	7.37×10^4	2.95×10^5
四甲基铅	1	4.79×10^4	1.2×10^5
巯基乙酸	1	3280	1.31×10^4
氯化亚砷	1	1.332×10^4	4.416×10^4
四氯化钛	1	3345	1.338×10^4
甲苯-2,4-二异氰酸酯	1	176	4.8×10^2
硫化镍	1	83.5	334
六氟化钨	1	2.4×10^3	9.6×10^3
溴乙烯	1	3.75×10^5	1.5×10^6
氯乙烯	1	3.39×10^6	1.36×10^7
华法林	1	103	6.0×10^3

附录 J
(资料性附录)

设备、设施与结构热响应

表 J-1 受火灾影响的管道、容器、设备和结构的失效时间

火灾场景 ^a	失效	失效时间 ^b
热辐射强度为 250kW/m ² 的火焰冲击 无防火保护的管道支架	管道支架的过度变形导致密封性损 失和潜在破裂	<5min
热辐射强度为 250 kW/m ² 的火焰冲击 无防火保护的连接器或法兰（固定或 螺栓连接）	轮毂连接器或法兰（夹紧或螺栓连 接），丧失密封性	<5min
热辐射强度为 250 kW/m ² 的火焰冲击 无防火保护的阀门	阀门，丧失密封性	<10min
热辐射强度为 250 kW/m ² 的火焰冲击 无防火保护的安全阀	安全阀，在低于设定压力的压力下打 开	<10min
热辐射强度为 250 kW/m ² 的火焰冲击 无防火保护的爆破片	爆破片，开启压力低于设定压力或被 破坏	<10min
热辐射强度为 250 kW/m ² 的火焰冲击 无防火保护的压力容器	压力容器破裂，可能形成弹坑	<40min 取决于与容器尺寸、物质、 壁厚和泄压孔/排污孔尺寸相关的火 焰尺寸，通过多种物理分析确定失效 时间
热辐射强度为 250 kW/m ² 的火焰冲击 附在压力容器上的管道。管道无保 护，容器受到保护，导致热量通过管 道传导到压力容器外壳，形成强度损 失的热点区域	压力容器破裂，可能形成弹坑	<40min 取决于管道尺寸和火灾强度
热辐射强度为 250 kW/m ² 的火焰冲击 无防火保护的容器支架	容器支架过度变形导致喷嘴法兰处 的密封性损失	<5min
热辐射强度为 250 kW/m ² 的火焰局部 冲击无防火保护的结构构件	结构构件承载能力的丧失，可能导致 某些位置的大变形和管道密封性丧 失	<15min 取决于构件尺寸
热辐射强度为 250 kW/m ² 的火焰局部 冲击结构构件的接头或吞噬到多个 接头上	结构或其部分坍塌，导致管道密封性 丧失和大量有害液体释放	<30min 取决于构件尺寸
热辐射强度为 250 kW/m ² 的火焰冲击 无防火保护的储存或运输储罐	常压储罐、公路槽车、铁路槽车和油 轮的塌陷大量有害液体泄漏	<40min 取决于储罐尺寸、储罐内物 质、液位、壁厚和任何压力释放设施 尺寸，通过多种物理分析确定失效时 间
a 除了热辐射强度 250kW/m ² 外，应通过瞬态计算确定其他热辐射强度对应的失效时间。 b 给定的失效时间为上限值，如有需要，应选择合适的最小值或其他绝对值。		

表 J-2 常用临界温度

暴露的结构	温度（℃）
钢结构	550~620
LPG 储罐	300
铝结构	200
相关安全控制面板表面	40

附录 K
(资料性附录)
超压对工艺设备的损伤影响

超压对工艺设备的损伤影响见表 K-1。

表 K-1 超压对工艺设备的损伤影响表

设备设施	超压, kPa																		
	3.4	6.9	10.3	13.8	17.2	20.7	24.1	27.5	31.0	34.4	37.9	41.3	44.8	48.2	51.7	55.1	58.5	62.0	65.4
控制室钢屋顶	A	C	D				N												
控制室混凝土屋顶	A	E	P	D			N												
冷却塔	B			F			O												
储罐：圆锥形顶		D				K						U							
仪表柜			A			LM					T								
固定加热设备				G	I					T									
反应器：化学反应器				A				I				P		T					
过滤器				H					F								V	T	
再生器						I				IP				T					
储罐：浮顶式						K						U							D
反应器：裂解							I						I					T	
管道支撑结构						P					SO								
公用工程：煤气管									Q										
公用工程：电器									H					I				T	
电动机										H								I	V
鼓风机										Q								T	
分馏塔										R				T					
压力容器：卧式										PI								T	
公用工程：气体检测设备										I									MQ
萃取塔												I						V	T
汽轮机																			
换热器																			
球罐														I				T	
压力容器：立式																			
泵																		I	T
																		I	V

表K-1中的字母含义见表K-2。

表 K-2 超压对工艺设备的损伤影响表中字母含义

A. 窗户和仪表损坏	L. 电力线被切断
B. 百叶窗在1.38~3.45 kPa时失效	M. 控制装置损坏
C. 开关设备、开关柜因屋顶倒塌而损坏	N. 砌块墙失效
D. 屋顶倒塌	O. 框架倒塌
E. 仪器损坏	P. 框架变形
F. 内部零件损坏	Q. 箱子损坏
G. 砖块破裂	R. 框架裂缝
H. 碎片-产生投掷物破坏	S. 管道破裂
I. 单元移动和管道破裂	T. 单元翻转或损坏
J. 支撑失效	U. 装置抬升（90%倾斜）
K. 装置抬升（半倾斜）	V. 单元发生基础移动

附录 L
(资料性附录)
建筑超压致死概率曲线

不同建筑物的超压致死概率曲线见图 L。

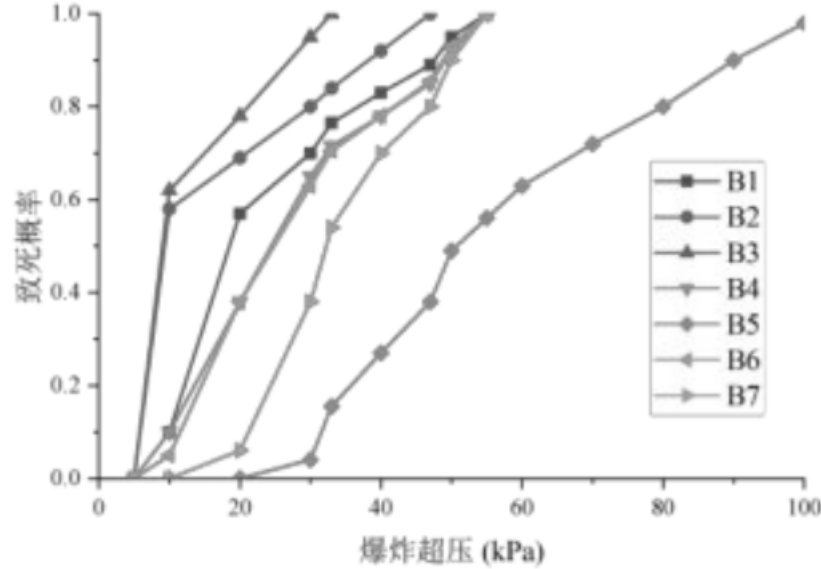


图 L 不同类型建筑物的致死概率曲线

建筑物类型划分见表 L。

表 L 建筑物类型划分

建筑物分类	建筑物特征描述
B1	木结构，临时建筑和拖车式活动房屋
B2	金属壁板的钢结构
B3	砖/无筋砌体（自承重墙体）
B4	带砌体填充墙或外围护的钢框架或混凝土框架结构
B5	一般的抗爆建筑物（钢筋混凝土）
B6	砖/承重中等配筋砌体
B7	带有预制混凝土墙和现浇混凝土楼板的钢框架结构

建筑物人员致死概率也可采用建筑物P-I致死概率曲线评估。

附录 M
(资料性附录)
多米诺影响阈值

缺乏详细资料时，多米诺影响阈值可采用表M的阈值。

表M 多米诺影响阈值表

场景	影响	目标	多米诺影响阈值
火球	火焰侵入	常压容器	$I > 100 \text{ kW/m}^2$
		压力容器	不太可能发生
	热辐射	常压容器	$I > 100 \text{ kW/m}^2$
		压力容器	不太可能发生
喷射火	火灾侵入	所有设备	火焰长度或火焰范围内 ^a
	热辐射	常压容器	$I > 15 \text{ kW/m}^2$ ^b
		压力容器	$I > 45 \text{ kW/m}^2$ ^b
液池火	火焰侵入	所有设备	火焰长度或火焰范围内 ^a
	热辐射	常压容器	$I > 15 \text{ kW/m}^2$ ^b
		压力容器	$I > 45 \text{ kW/m}^2$ ^b
VCE	爆炸冲击波入射超压	常压容器	$P > 22 \text{ kPa}$
		压力容器	$P > 20 \text{ kPa}$
		细长设备（毒性）	$P > 20 \text{ kPa}$
		细长设备（易燃）	$P > 31 \text{ kPa}$
物理爆炸	爆炸冲击波入射超压	常压容器	$P > 22 \text{ kPa}$
		压力容器	$P > 20 \text{ kPa}$
		细长设备（毒性）	$P > 20 \text{ kPa}$
		细长设备（易燃）	$P > 31 \text{ kPa}$
	碎片	所有设备	阈值 ^c
BLEVE	爆炸冲击波入射超压	常压容器	$P > 22 \text{ kPa}$
		压力容器	$P > 20 \text{ kPa}$
		细长设备（毒性）	$P > 20 \text{ kPa}$
		细长设备（易燃）	$P > 31 \text{ kPa}$
	碎片	所有设备	阈值 ^c
爆炸物爆炸	爆炸冲击波入射超压	常压容器	$P > 22 \text{ kPa}$
		压力容器	$P > 20 \text{ kPa}$
		细长设备（毒性）	$P > 20 \text{ kPa}$
		细长设备（易燃）	$P > 31 \text{ kPa}$

注 1：对于各类爆炸冲击波影响，可采用可信事故方法或基于风险的方法评估多米诺影响。采用基于风险的方法时累计频率可取 10^{-4} /年。

注 2：当现场设置了可燃气体检测系统和紧急切断系统时，可不分析闪火或爆炸后因回燃引发的喷射火或晚期池火灾影响。

a 火焰侵入或火灾侵入是指设备完全或部分处于火焰范围内。对于一般的钢制设备，在火焰侵入或火灾侵入下，设备发生失效的时间较短，即使在有消防措施情况下，也可能形成局部热点引发失效。因此阈值取火焰长度或火焰范围内。

b 当设备设施处于火焰范围外时，主要受火灾产生的热辐射影响。表中阈值假设设备没有各种防火措施（如喷淋、耐火涂层等），且受到稳定持续的热辐射影响，一般的常压储罐受到低于表中的热辐射强度时，严重失效时间超过 10min；对于压力容器（设计压力 1.5~2.5MPa）受到低于表中的热辐射强度时，严重失效时间超过 30min。如果需要各种防火措施影响，则需要使用更加高级的模型如 CFD 等模型专项评估。

c 物理爆炸和 BLEVE 等内部爆炸产生的碎片影响距离较远，甚至超过 1km，因此不能取碎片飞行的距离作为阈值，而需要采取概率方法评估。

参考文献

- [1] GB 30000.18 化学品分类和标签规范 第 18 部分: 急性毒性
- [2] AQ/T 3049 危险与可操作性分析(HAZOP 分析)应用导则
- [3] GBZ 2.1 工作场所有害因素职业接触限值 第 1 部分: 化学有害因素
- [4] GBZ/T 230 职业性接触毒物危害程度分级
- [5] Risk-based Inspection Methodology—API RP 581, 2016.
- [6] P.A.M. Uijt de Haag, B.J.M.A Le. Guidelines for Quantitative Risk Assessment(Purple book)[M].The Hague(NL), Committee for the Prevention of Disasters, 2005.
- [7] A.J. Roos. Methods for the Determination of Possible Damage(Green Book) [M]. Netherlands, 1992.
- [8] C.J.H. van den Bosch, R.A.P.M Weterings. Methods for Calculation of Physical Effects(Yellow Book) [M]. Netherlands, 2005.
- [9] National Institute of Public Health and the Environment(RIVM). Reference Manual Bevi Risk Assessments Introduction[M]. Bilthoven,the Netherlands,2009.
- [10] Center for Chemical Process Safety of American Institute of Chemical Engineering, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis (2nd Edition)[M]. New York, AICHE,2000, ISBN: 0-8169-0720-X.
- [11] Daniel A. Crowl, Joseph F. Louvar. Chemical Process Safety Fundamentals with Applications[M]. 2nd ed. Prentice Hall PTR, 2002.
- [12] International Association of Oil & Gas Producers, Risk Assessment Data Directory, Report No.434, 2010.
- [13] Lees, F.P. 1996. Loss Prevention in the Process Industries, 2nd. ed., Oxford:Butterworth-Heinemann.
- [14] BS EN 1473: 1997. Installation and equipment of liquefied natural gas – Design of onshore installations.
- [15] Technica 1990. Atmospheric Storage Tank Study, Confidential Report for Oil & Petrochemical Industries Technical and Safety Committee, Singapore, Project No. C1998.
- [16] LASTFIRE 1997. Large Atmospheric Storage Tank Fires - A Joint Oil Industry Project to Review the Fire Related Risks of Large Open-Top Floating Roof Storage Tanks.
- [17] API 1998. Interim Study - Prevention and Suppression of Fires in Large Aboveground Atmospheric Storage Tanks, American Petroleum Institute Publication 2021A.
- [18] DNV 1997. Fires and Explosions in Atmospheric Fixed Roof Storage Tanks, Confidential Report for Oil Refineries Ltd, Project No. C8263.
- [19] HSE 1981. Canvey - A Second Report - An Investigation of Potential Hazards from Operations in the Canvey Island/Thurrock Area 3 years After Publication of the Canvey Report, Health & Safety Executive, London:HMSO.
- [20] Rijnmond Public Authority 1982. A Risk Analysis of Six Potentially Hazardous Industrial Objects in the Rijnmond Area - A Pilot Study, (the “COVO Study”), Dordrecht: D. Reidel Publishing Co.
- [21] HSE 1978. Canvey – An Investigation of Potential Hazards from Operations in the Canvey Island/Thurrock Area, Health & Safety Executive, London: HMSO.
- [22] British Gas 1979. Further Studies on the Integrity and Modes of Failure of Canvey Above Ground Storage Tanks, British Gas Engineering Research Station Report ERS R1983.
- [23] British Gas 1981a. The Hazard of Rollover – Canvey Terminal Above Ground Storage Tanks, British Gas Fundamental Studies Group Report FST 812.
- [24] British Gas 1981b. An Assessment of the Probability of Unintentionally Filling to the Roof an Above Ground LNG Storage Tank at the Canvey Island Methane Terminal.
- [25] Gould, J. 1993. Fault Tree Analysis of the Catastrophic Failure of Bulk Chlorine Vessels, AEA Technology, Report SRD/HSE/R603, London: HMSO.
- [26] Blything, K.W. & Reeves, A.B. 1988. An Initial Prediction of the BLEVE Frequency of a 100 Tonne Butane Storage Vessel, SRD Report R488.
- [27] Sooby, W. & Tolchard, J.M. 1993. Estimation of Cold Failure Frequency of LPG Tanks in Europe”, Conference on Risk & Safety Management in the Gas Industry, Hong Kong.
- [28] HSE 2000. Offshore Hydrocarbon Releases Statistics 1999, Offshore Technology Report OTO 1999 079, Health & Safety Executive, London:HMSO.
- [29] Davenport, T.J. 1991. A Further Survey of Pressure Vessel Failures in the UK, Reliability 91, London.
- [30] Smith, T.A. 1986. An Analysis of a 100 te Propane Storage Vessel”, UKAEA Safety and Reliability Directorate Report SRD R314.

- [31] Arulanatham, D.C. & Lees, F.P. 1981. Some Data on the Reliability of Pressure Equipment in the Chemical Plant Environment, *Int. J. Pres. Ves & Piping* 9 327-338.
- [32] Crossthwaite, P.J., Fitzpatrick, R.D. & Hurst, N.W. 1988. Risk Assessment for the Siting of Developments near Liquefied Petroleum Gas Installations, *ICHEME Symp.Ser.* 110.
- [33] Pape, R.P. and Nussey, C. 1985. A Basic Approach for the Analysis of Risks From Major Toxic Hazards, Assessment and Control of Major Hazards, EFCE event no. 322, Manchester, UK, *ICHEME Symp. Ser.* 93, 367-388.
- [34] Whittle, K. 1993. LPG Installation Design and General Risk Assessment Methodology Employed by the Gas Standards Office, Conference on Risk & Safety Management in the Gas Industry, Hong Kong, October.
- [35] Reeves, A.B., Minah, F.C. & Chow, V.H.K. 1997. Quantitative Risk Assessment Methodology for LPG Installations, EMSD Symposium on Risk and Safety Management in the Gas Industry, Hong Kong, March.
- [36] Selway, M. 1988, The Predicted BLEVE Frequency of a Selected 200 m³ Butane Sphere on a Refinery Site, SRD Report R492.
- [37] WOAD. World Offshore Accident Database, DNV.
- [38] HSE (1997a): Offshore Hydrocarbon Release Statistics, 1997, Offshore Technology Report OTO 97 950, Health & Safety Executive.
- [39] HSE (1997b): Offshore Accident and Incident Statistics Report, 1997, Offshore Technology Report OTO 97 951, Health & Safety Executive.
- [40] Spouge, J R 1999. A Guide to Quantitative Risk Assessment for Offshore Installations, Publication No. 99/100, ISBN 1 870553 365, London: CMPT.
- [41] Det Norkse Veritas 2007. Accident statistics for floating offshore units on the UK Continental Shelf 1980-2005, Research Report RR567, Health & Safety Executive.
- [42] Technica, 1990. Port Risks in Great Britain from Marine Transport of Dangerous Substances in Bulk: A Risk Assessment, Report for The Health & Safety Executive, Project No. C1216.
- [43] IMO, 1987. Casualty Statistics, Report of the Steering Group, Annexes 1-3 (Analyses of Casualties to Tankers, 1972-1986), MSC 54/INF 6, 26.
- [44] Failure Rate and Event Data for use within Land Use Planning risk assessments, Health and Safety Executive.
- [45] Technical Guide for the Shell Shepherd-V3.1, Shell Global Solutions International B.V., 2014.
- [46] <https://www.hse.gov.uk/chemicals/haztox.htm>.
- [47] Center for Chemical Process Safety, Guidelines for Determining the Probability of Ignition of a Released Flammable Mass. American Institute of Chemical Engineers, Inc, 2014, ISBN: 9781118230534.
- [48] Center for Chemical Process Safety, Guidelines for Evaluating Process Plant Buildings for External Explosions, Fires, and Toxic Releases, Second Edition. American Institute of Chemical Engineers, Inc, 2012.
- [49] RM Jeffries, L Gould, D Anastasiou, A. P. Franks. Derivation of fatality probability functions for occupants of buildings subject to blast loads. Health and Safety Executive, 1997.
- [50] UK HSE HCR Failure Rate and Event Data for use within Land Use Planning risk assessments.
- [51] Genserik Reniers, Valerio Cozzani. Domino Effects in the Process Industries. ELSVIER.

中华人民共和国石油化工有限公司行业标准

石油化工过程风险定量分析标准

SH/T 3226—2024

条文说明

目 次

1 范围 134

2 规范性引用文件 134

3 术语和定义 134

4 基本规定 134

5 资料数据收集 135

6 危险识别与泄漏单元确定 136

7 风险场景确定和频率 137

8 事件概率 137

9 安全措施的风险消减作用 137

10 后果评估 140

11 暴露影响与风险分析 141

12 风险控制标准与风险敏感性分析 141

1 范围

石油化工过程定量风险分析主要考虑危险化学品泄漏或能量释放引发的火灾、爆炸和急性毒性伤害等风险。本标准适用于发生火灾、爆炸、急性毒性伤害的石油化工企业内的生产装置、储运系统、危险化学品装卸和运输，也适用于石油天然气站场、LNG 接受站等陆上油气处理设施。其他涉及危险化学品生产装置、储运系统的行业参考执行。本标准不适用于界区外的危险化学品长输管道、危险化学品公路运输、危险化学品水上运输线路、危险化学品铁路运输等设施的定量风险分析。

2 规范性引用文件

3 术语和定义

3.1.1 泄漏单元：规定了作为一个泄漏单元满足的两类条件，其一是同一个泄漏单元内物料相同，且单元内运行压力和温度近似相等或在同一数量级；其二是在系统隔离设施作用下，同一个泄漏单元的危险化学品泄漏不会引发来自上下游单元大量的物料泄漏。

3.1.6 可信事故场景：给出了判定可信事故场景的一般性原则，即所有真实的且发生频率合理（通常发生频率不低于 $1 \times 10^{-5}/\text{年}$ ）的一组或一系列场景，需要根据实际工艺安全水平通过风险识别和评估确定。

3.1.10 潜在生命损失：用于对装置或设施的风险进行对比和风险排序，并用于控制厂区内的人口密度。

4 基本规定

4.1 一般规定

4.1.1 石油化工全生命周期内开展定量风险评估，包括后果评估、泄漏频率和风险评估，根据项目所处阶段、评估目的、要求的深度和资料完整性等采用不同的方法。在可行性研究阶段，资料较少，通常只有工艺流程图和主要的设备，控制方案较粗，参照类似的装置或设施，采用粗略的定量风险评估或后果计算，主要用于选址、方案论证、粗略的内部布置等。在总体设计、基础设计或详细设计阶段，资料比较齐全，开展更全面的定量风险评估，进行平面布局安全优化、人员集中建筑物的火灾、爆炸和毒性风险确定、外部安全防护距离与社会风险核算等。在生产运行阶段，随着装置的日常变更、外部环境动态变化等，需定期开展定量风险评估工作。对于多米诺效应和重大危险源，采用基于风险的定量风险评估方法。在制定应急预案时考虑可信事故和最严重事故的影响范围，为应急预案的制定提供依据。

4.1.2 不同的模型有不同的适用范围，模型的选择影响定量风险评估结果，在定量风险评估不同阶段选择合适的计算模型，例如，TNT 爆炸模型主要适用于爆炸物的爆炸冲击波简化计算，不适用于蒸气云爆炸计算；蒸气云爆炸模型需考虑阻塞程度和约束条件的影响等。选择的计算模型为公开发表的、国际组织认可的、通过试验数据对比验证的模型。选择的计算工具是得到国际标准、国际石油石化组织或国际石油石化公司认可的软件。

4.1.3 当涉及重大危险源定量风险评估时，参照《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》（国家安全生产监督管理总局令第 40 号）、《危险化学品生产、储存装置个人可接受风险标准和社会可接受风险标准》（国家安监总局公告 2014 年第 13 号）和《危险化学品生产装置和储存设施风险基准》（GB 36894-2018）等。

对于社会风险，可接受准则按照 ALARP 原则执行，当风险处于不可接受的风险区域，风险是不可接受的，需要采取措施降低风险。当风险处于广泛可接受的风险区域，剩余风险水平是可忽略的，一般不要求进一步采取措施降低风险，但有必要保持警惕以确保风险维持在这一水平。当风险处于尽可能降低区域（有条件容忍的风险区域），满足以下条件之一时，风险才是可容忍的：在当前的技术条件下，进一步降低风险不可行；降低风险所需的成本远远大于降低风险所获得的收益。

4.1.4 常见的定量风险评估发生频率包括通用的频率数据和企业实际的频率数据。通用的频率数据主要来源于政府或权威组织发布的频率数据，如 OGP、OREDA、HSE HCRD、API581 等频率数据。本标准的频率数据根据国内实际情况，并和国外数据进行了对比和分析，给出了适用于国内实际情况的频率数据，主要工艺设备的通用泄漏频率见附录 C。采用其他数据来源时，需对数据来源的背景、适用性、合理性和可靠性做专项说明。

本标准没有给出对于机械完整性、反应失控、溢流等工艺过程引发的失效频率，这些频率数据与现场的保护措施等密切关联，采用故障树、保护层分析（LOPA）等技术分析确定，并做专项说明。

可行性研究阶段的资料不齐全,采用保守计算,不对通用频率进行修正。详细设计阶段或运行阶段,当项目采用的设计标准高于行业通用标准时,对频率修正,并做专项说明。

当采用企业的频率数据时,要有充分的证明,企业的样本数据足够大,能反映出统计规律。

4.1.5 预防措施和减缓措施在降低风险中起着重要作用,例如:通过增加设备或管道的壁厚降低泄漏频率;通过工艺联锁关断措施减少泄漏量,从而降低事故后果;通过火气探测系统及时发现泄漏,预防泄漏事件升级为火灾或爆炸事故;通过消防措施降低事故后果等。在定量风险评估中,需对预防措施和减缓措施的风险减缓效果进行量化和专项说明。

4.1.6 本标准主要采用基于风险的定量方法,同时包括事故后果、频率和风险。当石油化工过程设施在常温常压下属于气体(含液化气体)的剧毒化学品,且构成重大危险源时,由于频率的不确定性对结果产生较大影响,外部安全防护距离的确定除满足风险可接受标准外,还需通过基于可信事故后果的方法辅助计算,提升计算结果的准确性和可靠性。

4.1.7 涉及爆炸物的危险化学品生产装置和储存设施采用事故后果法确定外部安全防护距离,详见《危险化学品生产装置和储存设施外部安全防护距离确定方法》GB/T 37243-2019。

4.1.8 本条规定了评估建筑物爆炸荷载的两种方法。评估爆炸风险时,考虑物料危险性、受阻塞程度和受约束程度等,根据项目实际情况采用可信事故后果法或基于风险的方法。当采用可信事故后果法评估爆炸荷载时,需分析生产装置或储运设施内所有的危险物料和发生可能性,确定可信事故场景,计算可信事故场景下的爆炸后果。当采用基于风险的方法评估爆炸荷载时,需分析所有潜在的爆炸事故场景及其发生频率,通过爆炸超压累计频率曲线确定。

5 资料数据收集

5.1 一般规定

5.1.1 根据本标准“4 基本规定”的条款,石油化工项目在不同的阶段,定量风险评估目的和工作范围不同,需要收集的资料有相应的差异。

5.1.2 根据《危险化学品生产装置和储存设施外部安全防护距离确定方法》(GB/T 37243-2019)的“表2 定量风险评价收集的一般资料数据”,本条结合石油化工项目所处阶段、定量风险评估目的和工作范围,规定了需要收集的资料。

“表5.1.2 不同阶段的资料数据收集清单”表明,由于设计范围和深度等原因,在石油化工项目的不同阶段,获得的资料深度存在不同,但是,随着石油化工项目从可行性研究阶段向基础设计阶段、详细设计阶段直至服役阶段的不断推进,获得的资料也不断完善。

当周边地形复杂且严重影响气体扩散计算结果,进行深度研究火灾、爆炸事故后果时,采用CFD方法,需输入三维地形图以及3D模型。

5.2 人员统计数据

5.2.1 本条所规定的人员统计数据是定量风险分析中不能缺少的数据。

5.2.2 通过计算容器灾难性破裂、BLEVE或反应失控等最严重事故场景中的最大影响范围,并根据计算结果对界区外人员数据的统计范围做出科学、客观和合理的确定。评估时需注意以下问题:

- a) 避免范围选取过大,造成数据量过多而忽略了重要数据;
- b) 避免范围选取过小,造成风险定量分析结果不完整或者结果过于乐观。

本条所指的高敏感防护目标、重要防护目标和一般防护目标是指GB 36894中的3.1.2、3.1.3和3.1.4条规定的高敏感防护目标、重要防护目标和一般防护目标。

5.2.3 人员室内、室外分布概率是评估人员死亡概率的重要输入,对此做出规定。

5.3 自然条件资料

5.3.1 为了使评估结果更符合评估目标的实际情况,采用评估目标附近气象站的气象统计数据。

5.3.2 风速、风向及大气稳定度会影响后果评估的结果,开展定量风险评估时,需确定风速、风向及大气稳定度的数据。

本条参考荷兰TNO紫皮书提出了至少8种风向的规定。大气稳定度通常采用Pasquill分类方法确定,分为A、B、C、D、E和F六类,具体参见附录G。

5.4 点火源

5.4.1 本条参考荷兰TNO的紫皮书等文献资料,并结合实际情况,对点火能力做出了规定。

5.4.2 表5.4.1提供的是通用的点火能力,如果通过措施实现了对点火源较好的控制,采用合理的修正系数降低点火能力。

采取的措施包括但不限于：

- a) 严格按照动火作业操作规程进行作业；
- b) 对机动车辆、船舶、火车等移动点火源进行管控；
- c) 临时用电设备、固定电气设备采用防爆电气，满足防爆等级要求，并且定期维护，维持良好的工作状态。

5.4.3 点火源的高度超过可燃气云的高度，可燃气云不会遇到点火源，也不会被引燃并导致火灾、爆炸。

5.5 人员集中建筑物数据

5.5.1 爆炸导致人员集中建筑物倒塌，可能会造成建筑物内人员死亡。有毒气体泄漏在扩散过程中会进入人员集中建筑物，并造成建筑物内的人员中毒死亡，因此，本标准在 12.5 条对厂区内人员集中建筑物的风险控制标准做出了规定。

在开展定量风险评估工作时，需要确定界区内的人员集中建筑物，本标准规定了以“建筑物内有指定的人员在内或者具有经常性的人员活动，且建筑物内固定操作岗位上的人员工作时间为 40 人·小时/天以上且同时在岗人数不少于 3 人的建筑物”和“在建筑物内工作 1 小时及以上的人员数量不少于 10 人（出现频率≥1 次/月）”两个指标作为界区内人员集中建筑物的筛选依据。这两个指标规定的要求是最低要求，如果各企业有更严格的要求，执行企业要求。

表 5.5.1 列举了常见的人员集中建筑物作为参考。在实际分析过程中，有时会遇到一栋建筑物内的部分房间符合人员集中建筑物要求的情况，需将整栋建筑物作为人员集中建筑物考虑。

5.5.2 本条规定了需收集的界区内人员集中建筑物的数据，根据人员出现时间、出现人数和建筑物功能等信息筛选界区内的人员集中建筑物。对于运行阶段的建筑物，如果涉及建筑物的安全性评估，需要分析建筑物结构类型和建筑物设计的抗爆设防荷载等参数。

6 危险识别与泄漏单元确定

6.1 危险因素识别

6.1.1 a) 有毒物质指毒性危害类别（GBZ/T 230）中毒性危害程度为极度危害、高度危害或急性毒性（GB30000.18）中的急性毒性为类别 1 和类别 2 的物质。

b) 危险因素识别不仅包括装置、设备设施和生产活动正常运行工况下潜在的泄漏、火灾爆炸和有毒物质释放场景，还包括周期性操作工况下潜在的泄漏、火灾爆炸和有毒物质释放场景，如装卸车、装卸船等场景。

6.1.2 识别最严重事故类型和发生的可能性要综合考虑场景的可置信程度，在定量风险评估时，计算识别出的可信事故风险。

6.1.3 对于阻塞区域的识别，采用区域内已被设备设施占据的体积除以区域总体积定量分析，或根据总平面布置图及立面布置图或 3D 模型定性判断。

6.2 危险识别方法

6.2 c) 采用保护层分析技术识别工艺过程中的重大事故场景，根据初始事件发生频率、使能事件与修正因子及独立保护层需求时失效概率判断等确定风险场景频率，并做项说明。

6.3 分析对象

6.3.1 c) 储运系统包括常压储罐、压力储罐、气柜及相关的泵及压缩机等设备设施。

e) 以 LPG、LNG 为燃料的汽车，将其 LPG、LNG 燃料箱作为潜在泄漏单元来考虑。

6.3.2 最严重事故的影响距离方法仅用于快速筛选外部安全防护距离评估对象，如生产装置或设施发生最严重事故的影响距离超过厂区边界，需根据 GB/T-37243 的要求将生产装置和储存设施作为一个整体进行定量风险评估来确定外部安全防护距离。

6.4 泄漏单元划分

6.4.1 如果不考虑系统隔离设施而直接采用单体设备作为泄漏单元，会直接影响定量风险评估结果准确性。

6.4.2 c) 运行期间处于关闭的切断阀设有现场挂牌、铅封和上锁等措施，避免人员误操作打开；

d) 使用液封作为系统隔离设施时，对液封被突破的可能性及后果进行判断并说明。

6.4.3 当泄漏单元内设备、管道涉及不同操作条件的情况时，根据工艺流程对泄漏场景进行判断，选择合适的物料、操作温度、操作压力对泄漏单元内的物料存量进行计算。

7 风险场景确定和频率

7.1 一般规定

7.1.1 结合 6.1.1 及 6.1.2 条对风险场景进行识别和确定。

7.1.2 过程失控事件使用保护层分析法或事件树分析法等方法确定风险场景频率。

7.1.3 在风险定量分析中,通常仅对一次事故后果进行定量分析,事故升级(多米诺影响)参见 11.6 条相关要求。

7.1.4 当存在多列间歇生产装置、设施时,根据实际最大同时投用列数及时间进行修正。

7.1.5 当某类设备、设施仅在特殊工况下才投用时,泄漏频率计算考虑时间修正因子。例如:卸船周期约 3 天/月,卸船臂的泄漏频率时间修正因子约为 3 天/30 天=0.1。使用的时间修正因子在风险定量分析报告中予以说明。

7.1.6 常见的失效数据库包括 OGP、OREDA、CCPS、HSE HCRD、API 581 等。

7.2 装置泄漏单元风险场景

7.2.1 当设备或管道尺寸小于某一特定孔径范围时,最大泄漏孔径的代表孔直径为设备连接的工艺管道或接口最大直径。如 DN80 管道可能的泄漏孔径为 5mm、25mm、80mm (而不是 100mm)。

7.2.3 当泄漏单元包含设备、管道数量较多时,虚拟泄漏源位置可能影响结果,需根据泄漏单元及待分析对象在总平面布置图上的位置进行风险分析。采用多个虚拟泄漏源位置时,计算各虚拟泄漏源的风险并加权。

7.2.6 一个泄漏单元内可能包括不同管径不同长度的管道,需要根据实际管道规格及长度计算累计发生频率。

7.2.9/7.2.10 泄漏单元在切断隔离前,由于泄漏导致的压力降低,相邻泄漏单元内物料可能泄漏到待分析泄漏单元导致最终泄漏量大于泄漏单元存量,因此泄漏单元的最大泄漏存量修正需考虑切断隔离前相邻泄漏单元的流入量。

7.2.11 对于塔器,在计算液体存量时,根据物料相态、温度和压力等将其分为二、三部分来处理,例如分为上半部分,中间部分和下半部分。主要设备设施内默认液体体积占比仅作为参考。

7.3 长管道风险场景

7.3.1 长管道通常指生产装置与生产装置之间,生产装置与储存设施之间通过管廊或管墩连接的工艺管道。

7.3.3 长管道通常需要沿其走向设置多个虚拟泄漏源,各虚拟泄漏源的间距不超过 50m,以确保不会因为虚拟泄漏源位置和数量选择不一致导致风险等高线发生显著变化。

7.5 常压储罐风险场景

7.5.1 特殊风险场景的频率通过 6.2 中介绍的危险识别方法进行计算。

7.6 压力储罐

7.6.2 该条主要规定了液化烃球罐 BLEVE 场景的分析因素和发生频率确定原则。根据操作压力、操作温度、平面布置、球罐周围存在的设施、安全防护措施等分析 BLEVE (或火球) 场景, BLEVE 场景的发生频率不低于 5.0×10^{-7} /年。当 BLEVE 事件是可信事件时,需做后果计算。对于覆土罐(埋地罐),不考虑 BLEVE 场景。

7.12 危险化学品储存仓库

7.12.1 涉及剧毒化学品(危化品目录 2015)或爆炸物的危险化学品储存仓库根据专家判断分析,确定合理的场景,风险场景的诱因包括叉车搬运或高处跌落导致的包装损坏泄漏等。

8 事件概率

8.1 点火概率计算

点火概率计算模型参见附录 E, 原文参考 CCPS Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis(2nd edition, 1999); Reference Manual Bevi Risk Assessments (RIVM, 2009); Ignition Probability Review, Model Development and Look-up Correlations (The Energy Institute, 2006) 等相关文献。

9 安全措施的风险消减作用

9.1 一般要求

9.1.1 不满足工程设计标准和运行维护标准的工程技术措施,不能起到消减风险的作用。

9.1.3 人员误操作、仪表或设备故障等初始原因会导致工艺参数发生偏离并引发反应失控、溢流、BLEVE 等工艺事件,通过独立保护层降低工艺事件最终的发生频率。

本条所指的独立保护层包括 GB/T 32857 中的采用本质安全设计、基本过程控制系统（BPCS）、关键报警和干预、安全仪表系统（SIS）、物理保护（释放措施）。

9.1.4 “附录 C 主要工艺设备的通用泄漏频率”是行业通用数据，在役阶段的装置根据设备运行状态等情况确定泄漏频率更符合实际。

9.2 围堤（防火堤、隔堤、围堰）

9.2.1 本标准中的围堤包括防火堤、隔堤和围堰，容量和强度满足 GB 50160 和 GB 50351 要求的围堤能够收集和容纳泄漏的液体，避免泄漏液体流淌后加剧事故后果。

有效拦蓄泄漏液体的地形或储罐周边的实体围墙，有收集和容纳泄漏液体的作用，需结合实际情况对地形和围墙的收容能力进行分析，并根据分析结果确定是否能够消减风险。另外，有时地形不仅起不到拦蓄作用，反而会扩大扩散的影响范围，导致风险升高，需考虑地形带来的不利影响。

9.2.2 储罐灾难性破裂事件后发生的漫堤是由于泄漏的液体对围堤的冲击所致。储罐发生灾难性破裂后，储罐内大量的液体在围堤内快速流淌，并且以较高的速度撞击围堤（包括防火堤、隔堤、围堰，下同），当围堤高度小于罐内液体高度时，液体冲击围堤后会翻出围堤，并流淌到围堤外，最后形成的液池面积大于围堤的净面积。

9.3 泄漏切断系统

9.3.1 泄漏切断系统由检测系统和自动或手动切断阀组成，该系统动作后减少物质的泄漏量，降低可燃或有毒物质的扩散范围和事故后果。同时，泄漏切断系统防止一些多米诺事件发生，见表 9.3.1。

表9.3.1 火气和切断系统对多米诺的影响表

系统类型	喷射火或池火频率	对多米诺事件的防止作用
气体检测与切断系统	立即点火引发的喷射火	×
	云团回燃引发的喷射火	√
	立即点燃引发的池火	×
	云团回燃引发的晚期池火	√
火灾检测与切断系统	立即点火引发的喷射火	√
	云团回燃引发的喷射火	√
	立即点燃引发的池火	√
	云团回燃引发的晚期池火	√

注：×表示对多米诺事件无防止作用，√表示对多米诺事件有防止作用。

泄漏切断系统分为手动切断系统、半自动切断系统和自动泄漏检测与切断系统，共三种类型。

手动切断系统（Non-automated blocking system）指自动检测泄漏，信号送到有人值守的控制室进行报警，人员确认后需要去现场采取行动进行切断的系统。

半自动切断系统（Semi-automatic blocking system）指自动检测泄漏，信号送到有人值守的控制室进行报警，人员确认后在控制室启动紧急切断按钮，远程进行切断的系统。

自动泄漏检测与切断系统（Automatic leak detection and blocking system）指泄漏检测系统与切断阀进行自动连锁的系统。

9.3.2 可靠性框图、故障树或马尔可夫模型是评估自动检测与切断系统的要求时的失效概率和切断时间的常用方法。对于没有详细资料进行评估的情况，提供了需要时的失效概率和切断时间。

9.3.3 共因失效是指由一个或多个事件引起一个多通道系统中的两个或多个分离通道失效，从而导致系统失效的一种失效，如果存在多个切断系统，需要分析共因失效的影响。故障树、可靠性框图或马尔科夫是分析要求时的失效概率的常用方法。

9.4 限制过流系统

9.4.1 限制过流系统在流出率超过设定值时会自动关闭，限制过流系统要求时的失效概率与泄漏质量流量和限制过流系统的设定值相关。由探测器发出信号关闭的阀门不属于限制过流系统。

9.4.2 响应时间过长的限制过流系统不能起到风险消减作用，需要根据系统实际的切断时间来确定，当没有详细资料时，采取本条提供的推荐值。

9.5 装卸过程中操作人员现场切断

9.5.1 过装卸过程中由于泄漏不及时切断而导致严重安全事故，在装卸现场及时切断能够避免物质大量泄漏后导致的安全事故。

为了能够及时切断泄漏，需要在装卸现场设有紧急停车按钮。确定按钮位置时需要考虑按钮的位

置可以使操作人员迅速到达并使用，并且通向按钮的路线是安全的，不会使操作人员受到伤害。操作人员在装卸作业期间需要在现场监控装卸活动、装卸软管和装卸接头，及时发现泄漏，并进行切断。

企业需要编制相关的安全管理制度，定期组织安全检查，对发现的问题及时整改。另外，需要编制应急管理程序，对装卸过程泄漏事件的应急响应做出规定，并确保操作人员得到足够培训和演练，使现场人员能够熟练掌握相关的应急响应程序。培训内容要涵盖全部工作内容，培训频次要保证操作人员在下一次培训前仍然具备足够的技能，培训深度要满足要求，重要的操作在一次培训中至少要重复两次，同时要注意培训的形式、方式和内容的多样性。考核要覆盖所有涉及装卸过程的人员，考核深度要覆盖培训的全部内容，采取多种考核形式、方式确保达到考核目的，并且要确保培训合格后才能上岗，培训不合格不能上岗。

9.5.2 在操作人员现场切断满足9.5.1条要求的前提下，使用本条规定的操作人员现场切断的失效概率和泄漏时间。

9.6 气体泄漏蒸发扩散减缓系统

9.6.1 与水反应或者能溶于水的物质，通过水幕降低气体扩散的影响范围。蒸汽幕对气体扩散起到阻挡作用。泡沫覆盖系统减少液体的挥发量，减少气体扩散的影响范围。

9.6.2 气体泄漏蒸发扩散减缓系统的风险消减作用有限，使用时要谨慎。气体泄漏蒸发扩散减缓系统对扩散和较长时间的延迟点燃具有一定的消减作用，但对立即点燃的风险消减作用有限。这些系统并不是消减作用，需要重点分析这些系统的影响时间。火灾的影响后果通常在 20s（国际上通常是 18.75s）内，爆炸的危害通常在 100ms 内。将消减作用纳入定量风险分析时，需要详细考虑响应时间。

9.7 火灾爆炸减缓系统

9.7.1 喷淋系统、耐火涂层、防火墙等火灾保护系统主要用于减缓火灾载荷或火焰直接接触造成的影响。

9.7.2 抗爆结构设计、抗爆墙、抗爆涂层等爆炸减缓系统主要用于防止爆炸冲击载荷造成的影响。

9.7.3 对于复杂工况，计算流体动力学（CFD）模拟火灾爆炸减缓系统对火灾、爆炸发生过程的影响以及热辐射和爆炸超压分布的影响，有限元分析（FEA）模拟结构对热辐射和爆炸超压的响应，也可以采用实验等开展相应分析。

9.8 自动紧急泄压系统

9.8.1 自动紧急泄压系统（BDV）用于消减以下事故场景的风险：

a) 通过降低泄漏速率或减少设备内的物质存量，降低设备泄漏的后果；

b) 暴露于火灾中的设备，会受到热辐射或火焰撞击的影响，如果设备上部存在较大的气相空间，由于没有液体的湿润，这部分壁面的抗拉强度因为金属壁温的升高会明显降低，导致设备在安全阀动作前发生破裂，BDV 通过降低设备内的压力，避免设备破裂。另外，BDV 降低喷射火的推动力，对喷射火起到风险消减作用。

BDV 发生故障时，要保证进入故障安全位置，通常的故障安全位置是失效开启（failure open）。处理液化烃的设备在 BDV 泄压的过程中，设备内的温度由于液化烃汽化会出现低温，如果设备材质不能承受低温会发生设备的脆性破裂，造成物料的瞬时大量泄漏，在设置 BDV 时，需要对此给予考虑。

安全阀能起到泄压作用，但是安全阀只能将压力维持在特定值，而不能降低设备内的压力，安全阀不能作为 BDV 使用。

9.8.2 BDV 成功触发后，降低泄漏速率或减少设备内的物质存量，采用 BDV 成功触发后的泄放量修正泄漏单元存量。

9.9 过程安全管理水平

9.9.1 在役阶段的定量风险评估考虑过程安全管理水平对风险的消减作用，可行性研究阶段、总体设计、基础设计和详细设计阶段不考虑。

9.9.3 根据 GB/T 26610.4 评估安全管理水平对在役阶段的风险的消减作用，根据表 9.9.3 中的各主题包含的一系列问题，回答问题并确定相应的分值，确定管理系统评价分值，然后根据图 9.9.4 将管理系统评价分值转换为管理系统评价系数，最后通过管理系统评价系数对泄漏频率进行修正。

9.9.4 图 9.9.4 是根据式（9.9.4）做出的曲线。

$$\lg(F_M) = 1 - 0.02 \times S \quad \dots\dots\dots (9.9.4)$$

式中：

S —— 管理系统评价分值的 10%；

F_M —— 管理系统评价系数。

管理系统评价系数的范围是 0.1~10。

10 后果评估

10.2 泄漏与释放

10.2.1.1 泄漏位置根据设备（设施）实际情况确定，每个场景有对应的泄漏位置，该位置由相对于周围区域的位置和高度决定，资料不详时，泄漏高度取 1m。

10.2.1.2 泄漏方向根据设备安装的实际情况和周边阻塞情况确定。如果没有准确信息，泄漏方向设定为水平方向，与风向相同。

10.2.1.3 无阻挡释放指喷射的泄漏物维持原有动量（速度），引发空气进入气云中，利于加速扩散。有阻挡释放指射流的一部分被阻挡（如在泄漏前方几米存在地面或其他物体），导致喷射物动量减小，可能增加泄漏物在环境中的扩散范围。如果是两相射流，可能引起气溶胶液滴凝聚，形成液池。

10.3 气云扩散

10.3.1.4 弥漫性泄漏扩散指没有动量的泄漏扩散，泄漏的气体 and 周围的流体（空气）有相同的速度。

10.4 火灾分析

在火灾分析中，本标准不包括对因不完全燃烧或燃烧产生的有害物质，如 CO、NO_x、SO₂、CO₂、黑烟尘等有害物质的进一步分析。

喷射火、池火、火球和闪火是石油化工过程中的主要火灾形式。物料处于不同相态，发生的火灾形式不一样。

a) 可燃气体常见的火灾形式包括喷射火、火球、闪火。

b) 可燃液体常见的火灾形式包括：

1) 无压泄漏时，泄漏的可燃液体会形成液池，导致池火，而挥发出的蒸气会产生闪火；

2) 压力泄漏时，会导致喷射火或者闪火。

c) 液化气体常见的火灾形式包括：

1) 发生 BLEVE 事故会产生火球；

2) 喷射的液化气体会产生喷射火；

3) 液化气体汽化后产生的可燃气体产生闪火。

热辐射强度、热剂量、火焰强度是定量分析中暴露影响的主要输入，需评估这些参数。

附录 G 提供了主要的火灾分析模型。模型包括点源经验模型、固体火焰经验模型、CFD 模型等，固体火焰指在经验模型中，将喷射火焰视作圆锥截头体（conical frustum）和池火视作圆柱体（cylindrical shape）计算。当需要分析复杂流场对火灾发生过程的影响、烟雾的产生和扩散过程、多点燃烧、不同风向对火焰热辐射影响、以及消防设施对火灾后果的减轻作用等问题时，采用 CFD 模型。

10.5 爆炸分析

10.5.1 蒸气云爆炸、爆炸物爆炸、非反应性介质的压力容器爆裂、BLEVE、反应失控和内部爆炸是石油化工过程中发生的爆炸。根据事故统计，蒸气云爆炸是其中发生次数较多，事故后果比较严重的一种爆炸形式。

计算爆炸的经验模型包括 TNT 当量法、TNO 多能法和 Baker-Strehlow-Tang（BST）方法等。由于 TNT 爆炸和蒸气云爆炸的爆炸源性质不同，TNT 当量法不能用于分析蒸气云爆炸产生的后果，目前常用的计算蒸气云爆炸的经验模型是 TNO 多能法和 Baker-Strehlow-Tang（BST）方法。随着对蒸气云爆炸认识的深入，CFD 模型被用于详细分析爆炸发生时火焰的传播过程、爆炸超压的分布、未燃烧气体的流场变化、障碍物对爆炸的影响、点火源位置的影响、不同设备布局的影响和泄压设施的作用等复杂问题。

10.5.2 TNO 模型假设化学计量浓度的半球形云团在地面附近或平台处发生爆炸，TNO 多能法适用于地面或平台处的蒸气云爆炸冲击波计算。

根据实验和理论研究，可燃气体在设备、管道等组成的拥塞区域内被点燃会发生快速燃烧并产生较大的爆炸超压。设备、管道布置的拥塞程度越高，燃烧速度越快，会出现火焰加速，并产生极大的爆炸超压。当火焰离开拥塞区域，或者拥塞程度特别低，燃烧速度变慢，产生的爆炸超压特别低。TNO 多能法需要识别爆炸阻塞区。

可燃气体覆盖多个爆炸阻塞区,如果爆炸阻塞区之间相隔较远,火焰在离开一个阻塞区后减速,然后传播到下一个阻塞区并再次发生剧烈爆炸,分别考虑各阻塞区的爆炸影响。而两个阻塞区相隔不远,火焰在离开一个阻塞区后不会发生减速,需将两个阻塞区合并为一个阻塞区。

10.5.3.1 BST方法考虑的是处于化学计量浓度的球形云团,BST方法适用于离开地面一定高度的空中蒸气云爆炸冲击波计算。

10.5.3.4 在BST方法中,需要考虑阻塞区内的火焰加速(或减速)效应。当区域边界有高阻塞的障碍物时,单个爆炸阻塞区的隔离距离一般为9.1m。当区域边界没有高度阻塞的障碍物,或区域边界大部分不拥挤时,最低隔离距离考虑4.6m。

10.5.3.5 爆燃指以热传导和扩散方式、相对于前方介质以亚音速传播的燃烧反应形式。爆轰指以激波压缩方式、相对于前方介质以超音速传播的燃烧反应形式。

10.5.4.2 容器爆裂是由于容器本身的原因导致的爆裂,比如材质问题、反应失控、工艺参数偏离、内部化学爆炸等一次事故。当容器内爆事件是可信事件时,需做容器碎片后果计算。

11 暴露影响与风险分析

中毒计算中不包括火灾和爆炸的产物产生的中毒。

11.2 毒性气体影响

11.2.3 暴露浓度和暴露时间决定物质毒性对暴露人群的影响,文献《Toxicological assessments in relation to major hazards》和《The relationship between risk of death and risk of dangerous dose for toxic substances》采用毒性载荷(*Toxic Load*)参数定量分析暴露浓度和暴露时间的影响。根据文献的研究结果,SLOD和SLOT的毒性载荷是常数,附件H提供了一些物质的SLOD和SLOT的毒性载荷的取值。

实际计算过程中,根据附录H确定毒性物质的SLOD和SLOT的毒性载荷以及n的取值,然后根据式(11.2.3-1)计算某一个暴露时间下,导致暴露人群50%死亡和暴露人群1%~5%死亡的暴露浓度,最后通过扩散计算确定这两个浓度的影响范围。

11.2.4 b)当混合物的毒性常数未知,但每一种组分的毒性常数已知时,采用物料毒性乘积法,不考虑毒物之间的联合作用,包括相加作用、独立作用、拮抗作用、协同作用。

11.4 爆炸冲击影响

11.4.2 本条主要用于指导厂区生产装置和储存设施以及建构筑物等的平面布局规划,以及爆炸危害安全管理。

位于爆炸冲击危险区域等级为中级及以上等级区域内的人员集中建筑物,采用基于风险的方法或可信事故场景的方法,确定人员集中建筑物是否满足相关抗爆要求。人员集中建筑物不满足相关抗爆要求的,将建筑物迁至爆炸冲击危险等级为低级的区域。

11.4.3 爆炸冲击对工艺设备的影响参见附录K,爆炸不考虑对人的伤害。

11.6 多米诺影响分析

11.6.1 多米诺效应事故指初始泄漏、火灾或爆炸事件通过火焰、热辐射、爆炸冲击或碎片撞击等方式,导致附近设备设施同时发生或随后发生泄漏、火灾或爆炸事件,并且造成的整体后果远超出初始事件引发的后果。

12 风险控制标准与风险敏感性分析

12.1 毒性物质影响

12.1.1 如果没有物质的EPPG-2和ERPG-3,采用其它方法取得代替值,参考《DOW's Chemical Exposure Index Guide》(AICHE,1994)。

12.5 厂区内人员集中建筑物风险控制标准

12.5.2 本条规定了建筑物进行抗爆设计的最低要求。通过爆炸安全性评估确定峰值入射超压和正压作用时间,当爆炸冲击波峰值入射超压 ≥ 6.9 kPa或者爆炸冲量 ≥ 207 kPa·ms时,建筑物主体结构采用抗爆设计。建筑物的门、窗、玻璃、墙体等的抗爆设计要求参见GB 50779。

12.5.3 本条规定了建筑物的抗爆设防荷载需满足的最低要求。建筑物的抗爆设防荷载采用基于风险的方法或基于最大可信事故后果的方法。当采用基于风险的方法确定抗爆设防荷载时,爆炸超压累计发生频率通常不高于 1×10^{-4} /年,或根据实际情况确定,并专项说明。当采用最大可信事故后果法确定抗爆设防荷载时,计算出所有可信事故场景的爆炸荷载,采用计算出的最大爆炸超压及对应的作用时间,作为建筑物的抗爆设防荷载。

12.5.5 本条规定了建筑物防毒设计的基本要求。当采用基于风险的方法时，需计算毒性气体导致的个人年度死亡风险，并根据 1×10^{-3} /年和 1×10^{-5} /年的风险标准确定防毒设计要求。当采用可信事故后果法时，根据 IDLH 浓度或 SLOT 剂量确定防毒设计要求。当物质没有 IDLH 值时，取 SLOT 对应的浓度，暴露时间取 30min。