



中华人民共和国国家标准

GB/T 45420—2025

危险化学品安全生产风险分级管控 技术规范

Specification standard for risk management of hazardous chemicals
safety production

2025-02-28 发布

2025-09-01 实施

国家市场监督管理总局
国家标准化管理委员会 发布

目 次

前言	III
1 范围	1
2 规范性引用文件	1
3 术语和定义、缩略语	1
3.1 术语和定义	1
3.2 缩略语	3
4 基本要求	3
5 风险评估	4
5.1 一般要求	4
5.2 风险识别与分析	5
5.3 风险评价	8
6 风险控制	9
7 风险动态监控	9
7.1 一般要求	9
7.2 风险控制措施有效性监测	9
7.3 风险动态监测预警	9
8 证实方法	10
附录 A（规范性） 安全风险管控基本程序	12
附录 B（资料性） 危险化学品生产装置本质安全评估方法	13
B.1 评估方法	13
B.2 本质安全检查表法	13
B.3 本质安全量化评估法	21
附录 C（资料性） 新工艺新装置设施研发阶段的主要风险管理活动	29
C.1 实验室研究阶段	29
C.2 中试试验阶段	29
C.3 新工艺、新技术工艺包编制阶段	29
C.4 新工艺、新技术工程设计阶段	30
附录 D（资料性） 过程安全风险信息	31
D.1 研发阶段的过程安全信息	31
D.2 设计阶段的过程安全信息	31
D.3 运行阶段的过程安全信息	32
附录 E（资料性） 常用风险识别与分析方法	33
E.1 风险检查表法	33
E.2 危险源辨识	33

E.3	放热反应的安全性评估	41
E.4	故障假设分析法	43
E.5	工艺过程的HAZOP和LOPA	43
E.6	供电系统的HAZOP和LOPA	45
E.7	失效模式与影响分析	45
E.8	后果影响分析	45
E.9	全定量风险评价	47
E.10	建构物爆炸冲击危害分析与管理	49
E.11	基于风险的检验	50
E.12	火气探测覆盖率评估	51
附录 F (资料性)	安全泄放系统风险分析方法	52
F.1	安全泄放系统风险分析方法	52
F.2	基于风险的超压泄放场景分析	53
F.3	单设备超压泄放量核算及压力泄放装置校核	54
F.4	泄放量叠加分析及火炬管网能力评估	54
F.5	动态泄放消减分析	54
附录 G (资料性)	变更安全审查表	55
附录 H (资料性)	风险矩阵及应用示例	60
附录 I (资料性)	装置设施固有风险分级方法	65
附录 J (资料性)	装置设施风险清单	66
附录 K (资料性)	基于风险的关键参数确定方法	68
K.1	工艺关键参数确定方法	68
K.2	高危动设备监控参数确定方法	69
K.3	可燃、有毒有害气体泄漏参数确定方法	70
附录 L (资料性)	装置设施风险计算流程与方法	71
L.1	总述	71
L.2	模型一	71
L.3	模型二	73
参考文献	75

前 言

本文件按照 GB/T 1.1—2020《标准化工作导则 第1部分：标准化文件的结构和起草规则》的规定起草。

请注意本文件的某些内容可能涉及专利。本文件的发布机构不承担识别专利的责任。

本文件由全国危险化学品管理标准化技术委员会（SAC/TC 251）提出并归口。

本文件起草单位：中石化安全工程研究院有限公司、中国石油化工股份有限公司、应急管理部化学品登记中心、中石化国家石化项目风险评估技术中心有限公司、新疆中泰（集团）有限责任公司、中石化管理体系认证（青岛）有限公司、山东一诺生物质材料有限公司、四川金象赛瑞化工股份有限公司、四川嘉碧新材料科技有限公司、广东邦普循环科技有限公司、天津渤化化工发展有限公司、宝丰能源集团股份有限公司、湖北宜化股份有限公司、上海作本化工科技有限公司、云南云天化石化有限公司。

本文件主要起草人：白永忠、党文义、孙志刚、李发东、姜雪、慕云涛、程彬彬、张杰东、穆帅、孙峰、厉建祥、葛春涛、吴策宇、于安峰、葛安卡、许述剑、凌晓东、王雅真、辛保泉、郭晓燕、胡海燕、孙青松、刘金玲、卢卫、刘永强、王婷、王建伟、赵焕省、王建斌。

危险化学品安全生产风险分级管控 技术规范

1 范围

本文件规定了开展危险化学品安全生产风险分级管控的风险评估、风险控制和风险动态监控的技术要求。

本文件适用于生产、储存和经营（带储存设施）危险化学品企业的安全生产风险管控。

2 规范性引用文件

下列文件中的内容通过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 5085.1 危险废物鉴别标准 腐蚀性鉴别
- GB 6441 企业职工伤亡事故分类
- GB/T 13861 生产过程危险和有害因素分类与代码
- GB/T 16483 化学品安全技术说明书 内容和项目顺序
- GB/T 21109 过程工业领域安全仪表系统的功能安全
- GB/T 24353 风险管理 指南
- GB/T 27921 风险管理 风险评估技术
- GB 30000.1~GB 30000.29 化学品分类和标签规范
- GB 30871 危险化学品企业特殊作业安全规范
- GB/T 32857 保护层分析（LOPA）应用指南
- GB/T 35320 危险与可操作性分析（HAZOP 分析）应用指南
- 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/T 39173 智能工厂 安全监测有效性评估方法
- GB/T 41261 过程工业报警系统管理
- GB/T 42300 精细化工反应安全风险评估规范
- GB 50116 火灾自动报警系统设计规范
- 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/T 50770 石油化工安全仪表系统设计规范
- SH/T 3226 石油化工过程风险定量分析标准

3 术语和定义、缩略语

3.1 术语和定义

下列术语和定义适用于本文件。

3.1.1 风险 risk

发生不期望安全事件的可能性和后果严重性的综合性度量。

3.1.2 装置设施 **installation**

用于危险化学品生产、储存和经营的生产装置、罐区、仓库、装卸设施、管廊、公用工程等单元与系统。

3.1.3 固有风险 **inherent risk**

装置设施在未采取风险管控措施时的初始风险。

3.1.4 残余风险 **residual risk**

剩余风险 **residual risk**

风险控制措施成功实施后的现有风险，风险大小具有动态变化的特性。

3.1.5 可接受风险 **acceptable risk**

按当今社会价值取向在一定范围内可以接受的风险。

注：可接受风险包括低风险和满足最低合理可行（ALARP）原则的一般风险。

3.1.6 风险评估 **risk assessment**

风险识别、风险分析和风险评价的全过程。

3.1.7 风险控制 **risk control**

对生产过程中的不可接受风险通过采取风险消除、转移或新增风险消减措施，实现残余风险可接受的过程。

[来源：GB/T 23694—2013，3.4.1 和 3.4.2，有修改]

3.1.8 风险动态监控 **risk monitoring and treatment**

对残余风险的动态变化情况进行监测，并根据变化情况采取风险应对措施的过程。

3.1.9 风险管控 **safety risk management**

对生产过程中可能出现的安全风险进行识别、分析、评价、控制和动态监控的一系列活动。

3.1.10 关键安全参数 **key safety parameter**

当超出安全阈值时可能产生火灾、爆炸或人员死亡等高后果事件的参数。

3.1.11 本质安全设计 **inherently safer design**

采用最小化、替代、减缓、简化等技术手段，使工艺过程、设备设施具有从根本上防止不期望安全事件发生的内在特性。

3.2 缩略语

下列缩略语适用于本文件。

ALARP: 最低合理可行 (As Low As Reasonably Practicable)
 Bow-Tie: 蝴蝶结分析法 (Bow-Tie Analysis)
 CEA: 后果影响分析 (Consequence Effect Analysis)
 CFD: 计算流体动力学方法 (Computational Fluid Dynamics)
 EPS: 应急电源 (Emergency Power Supply)
 ESD: 紧急停车系统 (Emergency Shutdown System)
 FDS: 火灾探测与报警系统 (Fire Detection System)
 FMEA: 失效模式与影响分析 (Failure Mode and Effects Analysis)
 GDS: 可燃气体和有毒气体检测报警系统 (Gas Detection System)
 HAZID: 危险源辨识 (Hazard Identification)
 HAZOP: 危险与可操作性分析 (Hazard and Operability Analysis)
 ISA: 本质安全分析 (Inherent Safety Analysis)
 JSA: 作业安全分析 (Job Safety Analysis)
 LOPA: 保护层分析 (Layer of Protection Analysis)
 PFD: 工艺流程图 (Process Flow Diagram)
 PHA: 过程危险性分析 (Process Hazard Analysis)
 P&ID: 管道仪表流程图 (Piping and Instrumentation Diagram)
 QRA: 定量风险评价 (Quantitative Risk Assessment)
 RBI: 基于风险的检验 (Risk-Based Inspection)
 RC-Sheet: 风险检查表法 (Risk Check Sheet)
 RCM: 以可靠性为中心的维护 (Reliability-Centered Maintenance)
 SCL: 安全检查表法 (Safety Checklist)
 SDS: 化学品安全技术说明书 (Safety Data Sheet)
 SIF: 安全仪表功能 (Safety Instrumented Function)
 SIL: 安全完整性等级 (Safety Integrity Level)
 SRS: 安全要求规格书 (Safety Requirement Specification)
 UPS: 不间断电源 (Uninterruptible Power Supply)
 What-If: 故障假设分析法 (What-If Analysis)

4 基本要求

4.1 生产、储存和经营 (带储存设施) 危险化学品的企业 (以下简称企业) 应建立安全风险分级管控与隐患排查治理双重预防机制, 按照 GB/T 24353 和 GB/T 27921 的基本要求, 通过实施风险评估、风险控制及风险动态监控, 确保生产过程中的残余风险处于可接受状态。安全风险管控基本程序应符合附录 A 的规定。

4.2 企业应按照本质安全要求做好研发、设计阶段的风险管控，确保正式投用前装置设施的安全风险处于可接受水平，主要遵循以下原则。

- a) 当新工艺新技术涉及重点监管危险化工工艺、重点监管的危险化学品或重大危险源时，宜在研发阶段开展本质安全化评估，制定本质安全设计、工程技术措施、个人防护及操作程序等风险控制措施，将风险降至可接受水平。本质安全评估方法见附录B。基于本质安全的风险管控活动见附录C。
- b) 在满足现有的法律、法规、标准规范基础上，装置设施应实施本质更安全和基于风险的设计。

4.3 企业在生产过程中应采用系统分析方法对装置设施开展风险评估，并基于可接受风险准则建立不可接受风险清单和可接受风险清单：

- a) 对不可接受风险应采取消除、转移或新增消减措施等手段，把风险降低至可接受水平；
- b) 对清单中的风险应采取风险控制措施有效性监测、关键安全参数监测、风险动态监测预警等手段进行监控。

4.4 企业安全风险分级管控应遵循以下原则：

- a) 按照固有风险大小，确定企业风险管控的重点对象，实施分级管控。根据装置设施、作业活动特性，以及国家法律法规要求，制定适宜的风险管控行动，包括本质安全提升、风险评估与隐患排查治理、工艺平稳管理、设备完整性管理与预防性维修、监测预警、应急管理 with 人员培训等，并配置合理的资源与管理力量，确保固有风险高的装置设施及作业活动处于风险可控状态；
- b) 对不可接受的残余风险按照管理层级与风险级别实施分级治理；
- c) 基于监控的风险动态变化大小，实施分级预警处置。

4.5 装置设施研发阶段、设计阶段产生的安全风险信息数据应有效地传递、交接至生产阶段，并作为安全生产阶段风险管控的重要组成部分。整个过程安全风险信息数据见附录D。与风险利害关系者进行信息沟通交流应贯穿于风险管控全过程。

4.6 企业应运用信息化和数字化技术建设安全风险智能化管控平台，实现双重预防和风险监测预警等功能。数字化安全风险管控平台应独立于控制系统设置，预留数据接口，具备与其他专业管理的信息化系统融合和数据互联互通功能。

5 风险评估

5.1 一般要求

5.1.1 企业应按照风险识别、风险分析和风险评价三个过程进行风险评估。风险识别应识别风险（危险）源、事件、原因、发展过程、潜在后果等；风险分析应对伤害发生的可能性和后果严重性进行分析，确定风险大小；风险评价应将风险分析结果与风险准则进行对比，决定风险大小是否能够接受。

5.1.2 装置设施应根据风险评估结果，建立风险清单，并动态更新。对新建装置设施投产稳定以后，应结合投料试车情况开展一次全面风险评估。当出现以下情况时，应及时对装置设施开展风险评估，更新风险清单：

- a) 相关的法律法规更新；
- b) 专项风险评估发现新的安全风险；
- c) 操作条件变化、设备或工艺变更导致风险发生变化时；
- d) 存在技术改造项目引入新的安全风险；
- e) 未遂事件或事故带来新的风险认知和控制措施改进；
- f) 组织机构发生变更；
- g) 其他原因引入的新风险或控制措施发生变化等。

5.2 风险识别与分析

5.2.1 风险识别与分析常用方法

企业应组织工艺、设备、安全等专业小组，采取适用的风险识别与分析方法，全面识别各专业各场景的安全风险，各专业风险识别与分析的常用方法见表1。风险分析方法按照 GB/T 27921 描述的风险评估技术的类型进行分类。具体方法内容见附录 E。

表 1 常用风险识别与分析方法

序号	各专业风险	常用风险识别与分析方法	
1	化学品	相容性分析、危险性鉴定、化学品风险评估等	
2	区域总图与建构筑物	SCL、CEA、QRA、危险气体扩散风洞测试法、多米诺效应评估、结构性安全评估等	
3	工艺过程	全流程反应安全风险评估、ISA、HAZOP、RC-Sheet、LOPA、Bow-tie等	
4	安全泄放系统	基于实验测试的化学反应失控/两相流泄放分析、基于稳态工艺模型的泄放分析、动态泄放量消减分析等	
5	设备与管道	SCL、FMEA、RCM、RBI等	
6	安全仪表	SCL、SIL评估（SIL定级、SIL验证）、SRS等	
7	GDS、FDS	场景分析法、几何分析法等	
8	变更	SCL、HAZOP、LOPA、PHA、FMEA、What-If、JSA等	
9	作业风险	JSA、Bow-tie等	
10	公用工程与外部因素	供电系统	HAZOP、LOPA、FMEA、静态及暂态仿真计算分析等
		水、气等其他公用工程	What-If、结构化假设分析等
		外部因素	What-If、结构化假设分析等

5.2.2 化学品的风险识别与分析

5.2.2.1 企业应根据化学品的 SDS、毒理信息和相容性等信息，对企业生产、采购、运输、储存、使用、处置的化学品危险特性进行识别。对于生产使用经营中危险特性尚未确定的化学品和危险废物，应进行危险性鉴定；危险性鉴定应符合 GB 30000.1~GB 30000.29 的规定，处置的化产品的鉴定应符合 GB 5085.1 的规定。

5.2.2.2 对采购的化学品，企业应当向供应商索取符合 GB/T 16483 规定的 SDS，确定化学品在运输、储存、使用过程中的危险性、防护措施、应急处理和废弃处置等要求。

5.2.3 区域总图与建构筑物的风险识别与分析

5.2.3.1 在生产阶段，当外部环境、总图布置、人员集中建筑物或装置设施发生重大变更时，企业应进行区域总图与建构筑物的风险识别与分析。

5.2.3.2 识别小组宜由装置设施设计人员、风险定量评价专家和企业有关工程技术人员等相关人员组成；主要任务是识别分析危险化学品泄漏、扩散、火灾、爆炸等事件导致的安全防护距离不足、多米诺效应影响、不可接受的个人和社会风险、总图布置不合理等风险。

5.2.3.3 风险识别与分析方法可采用 SCL、CEA、QRA、多米诺效应评估和扩散风洞测试等技术，分析危险化学品泄漏后导致的火灾、爆炸与毒性对企业内外部人员、建构筑物、相邻装置设施、外部防护

目标等影响。CEA、QRA 应符合 GB 36894、GB/T 37243、SH/T 3226 的规定。

5.2.3.4 企业宜建立内部人员集中建筑物安全风险管控程序，采用 CEA、QRA 方法评估和管理企业内部永久或临时的人员集中建筑物的火灾爆炸冲击和（或）人员中毒风险，采取合理的布局与防火、抗爆、防毒等措施。

5.2.3.5 对于有人值守的机柜间宜进行爆炸风险和（或）毒性风险评估，并根据风险评估结果确定风险管控方案。

5.2.4 工艺过程的风险识别与分析

5.2.4.1 装置设施在运行阶段应对工艺的原料预处理、反应、分离、暂存等全流程的风险进行评估。对工艺流程与控制应从工艺参数偏离出发，定期采用 HAZOP 方法进行危险与可操作性分析。对特别重要的人工操作，应识别操作失误造成的风险。HAZOP 应符合 GB/T 35320 的规定。

5.2.4.2 对于高后果或高频率的风险场景应在 HAZOP 的基础上进行 LOPA，确保安全保护层的充足性和完整性。当风险场景涉及 SIF 时，宜采用 LOPA 方法进行 SIF 的安全完整性等级分析与验证。LOPA 应符合 GB/T 32857 的规定。

5.2.4.3 精细化工装置设施应按照 GB/T 42300 进行反应安全风险评估，确定反应工艺危险度等级。涉及硝化、氯化、氟化、重氮化、过氧工艺的重点监管危险化工工艺生产装置设施，应按规定进行有关产品生产工艺全流程的反应安全风险评估，对相关原料、中间产品、产品及副产物进行热稳定性测试和蒸馏、干燥、储存等单元操作的风险评估。

5.2.5 安全泄放系统的风险识别与分析

5.2.5.1 装置设施建成投产后，宜对装置设施的安全泄放系统容量每 5 年进行一次全面风险审查。在役装置设施存在以下情形之一时，应及时开展安全泄放能力核算：

- a) 安全阀泄压设施存在震颤、频繁起跳等不合理现象；
- b) 其他同类装置设施泄放系统缺陷导致事故发生或扩大；
- c) 安全泄放系统资料不齐全；
- d) 装置设施扩建；
- e) 装置设施改建涉及安全泄放设施变更、变化；
- f) 装置设施设计参数如工艺技术、加工原料或产品结构等发生重大变化或变更等；
- g) 其他需要核算的场景见附录 F。

5.2.5.2 安全泄放系统分析包括超压泄放场景分析、单设备超压泄放量核算、压力泄放装置校核、装置及全厂事故工况下泄放量叠加分析、火炬管网能力评估、动态泄放消减分析等。安全泄放系统风险分析方法见附录 F。

5.2.6 设备设施与管道的风险识别与分析

5.2.6.1 企业应结合定期检验检测活动，开展设备设施与管道的风险识别与分析，重点对导致设备设施与管道性能退化的各类风险要素进行识别分析。简单设备设施可采取检查表与定期检测相结合的方法，关键设备设施宜采用 SCL、FMEA、RBI、RCM、腐蚀评估等方法进行风险识别分析。

5.2.6.2 企业应定期重点对以下设备设施开展风险识别与分析：

- a) 易燃、易爆、有毒、腐蚀介质的压力容器以及高温高压的压力容器；
- b) 危险化学品储罐；
- c) 输送易燃、易爆、有毒、腐蚀介质的机泵，特别是输送介质操作温度超过自燃点的高温泵、液化烃泵和极毒物料的泵；
- d) 大型机组；
- e) 加热炉、焚烧炉等明火设备；

f) 其他含危险能量或危险化学品的设备设施。

5.2.6.3 管道宜结合定期检测，采用 SCL、腐蚀评估、RBI、完整性评价等方法进行风险识别分析。应重点对以下管道开展风险识别分析：

- a) 含易燃易爆或有毒介质的压力管道；
- b) 高温高压的压力管道；
- c) 输送危险化学品的厂际管道；
- d) 全厂性公共管廊。

5.2.7 安全仪表系统的风险识别与分析

5.2.7.1 企业应识别装置设施安全关键控制仪表失效和 SIF 不完备带来的风险。对于 SIF 应采用 SIL 评估方法进行分析；SIL 定级、SIL 验证及 SRS 应符合 GB/T 21109 和 GB/T 50770 规定的要求。

5.2.7.2 装置设施运行阶段的安全仪表系统故障进行维修更换时，应进行风险识别与分析，制定相应保护措施。

5.2.8 GDS 与 FDS 的风险识别与分析

5.2.8.1 企业应按照 GB/T 50493 的规定对 GDS 设置情况进行检查评估。

5.2.8.2 企业应按照 GB 50116 的相关规定对于 FDS 设置情况进行检查评估。

5.2.8.3 对于 GDS 与 FDS，宜在定性检查评估的基础上，采用基于绩效的方法，评估 GDS 与 FDS 探测器的覆盖率，对探测器布点设计进行验证、优化。探测覆盖率定量分析应符合 GB/T 39173 的规定。

5.2.9 变更的风险识别与分析

5.2.9.1 与生产过程相关的变更实施前，应开展变更风险识别与分析，并核实变更是否改变、摘除、停用或旁路多个安全设施或 SIF。

5.2.9.2 针对不同专业的变更类型和变更级别，应选择合适的方法，工艺技术变更宜采用 SCL、HAZOP、LOPA、PHA 等，设备设施变更宜采用 SCL、FMEA、What-If 等。变更 SCL 见附录 G。

5.2.9.3 变更后应及时更新过程安全信息，并对相关人员进行告知或培训。

5.2.10 作业与关键操作的风险识别与分析

5.2.10.1 对于非常规/高后果作业活动，在作业前可利用检查表、JSA 等方法开展风险识别与分析：

- a) 动火作业、Ⅱ级及以上高处作业、无作业方案的吊装作业以及进入受限空间作业、盲板抽堵作业等特殊作业；
- b) 交叉作业、临边作业、临水作业、临近高压带电体的作业、设备封盖（封头）拆卸、设备（管线）试压、非常规采样以及涉及高温、高压、易燃易爆、高毒等介质临时接管线等非常规作业。

5.2.10.2 作业风险识别分析应按照 GB 30871、GB/T 13861、GB 6441 等规定，从人员行为、作业现场、物料泄漏、设备设施、能量隔离、化学品暴露和安全管理等方面，对作业中可能存在的风险进行全面识别。

5.2.10.3 企业应对正常生产和异常处置过程中的关键操作进行风险识别与分析，制定正确的操作规程。

5.2.11 公用工程与外部因素的风险识别与分析

5.2.11.1 应识别包括电力、仪表风、冷却水、氮气、制冷、蒸汽等系统异常或中断可能带来的安全风险。

5.2.11.2 当供电系统出现以下情况时，企业应及时开展风险识别与分析：

- a) 供电系统故障导致的较大面积非计划停车；
- b) 电力系统运行方式发生重大变化；
- c) 电力系统负荷发生较大改变；
- d) 电力系统重大变更；
- e) 电力系统关键设备长时间在设计上、下限运行；
- f) 较大容量新能源并网接入；
- g) 其他需要开展的情况。

5.2.11.3 宜采用 HAZOP、LOPA、FMEA、静态及暂态仿真计算等半定量、定量评估方法，重点对以下电力风险开展识别与分析：

- a) 外电源停电及扰动、电源配置、主网结构、运行方式潜在的风险；
- b) 热电厂发电机、汽轮机、锅炉等关键设备停运对供电系统及生产装置设施稳定运行的风险；
- c) 新能源接入对供电系统及生产装置设施稳定运行的风险；
- d) 各电压等级变电站、电气设备发生各类故障的风险；
- e) 装置变电站停电、电压暂降、关键机组停运对装置设施稳定运行及次生事故的风险；
- f) 电气生产环境、作业、操作、检修全过程活动存在的风险；
- g) UPS、EPS、直流系统配置及运行潜在的风险；
- h) 大型机组动力源改变导致的风险。

5.2.11.4 应识别外部因素导致的风险，如自然灾害、相邻企业的事故、工控系统信息安全等。

5.3 风险评价

5.3.1 风险准则

5.3.1.1 企业应按照国家 and 行业的风险控制基准要求，结合自身情况，建立可接受风险准则。

5.3.1.2 当风险准则采用风险矩阵形式时，应将风险分为重大风险、较大风险、一般风险和低风险四级。风险矩阵及应用示例见附录 H。

5.3.1.3 企业界区外个人风险或社会风险控制基准应符合 GB 36894 的规定。当采用 QRA 分析企业界区内特定地点或固定位置的人员个人年度死亡风险时，个人年度死亡风险不宜超过 10^{-3} 次/a。

5.3.2 固有风险评价

5.3.2.1 企业应将装置设施作为一个对象进行固有风险评价，可用查表法确定固有风险等级，或按照风险准则对装置设施的具体风险事件进行评价，采用最大固有风险表征装置设施的固有风险等级。查表法见附录 I 的表 I.1。

5.3.2.2 装置设施固有风险等级应从大到小依次分为一、二、三、四级，在空间上分别采用红、橙、黄、蓝四色表示，在风险等级上分别对应重大风险、较大风险、一般风险和低风险。固有风险分级方法见附录 I。

5.3.3 残余风险评价

5.3.3.1 企业应按照风险准则对装置设施的具体风险事件进行残余风险评价，建立可接受风险清单和不可接受风险清单。风险清单样式见附录 J。

5.3.3.2 企业应对残余风险的动态变化进行监控。

6 风险控制

6.1 残余风险不可接受时，应根据风险等级和企业组织管理层级进行分级治理，对于三级管理层级，分级控制准则如下：

- a) 重大风险（红色区）纳入企业级负责治理；
- b) 较大风险纳入二级单位级负责治理；
- c) 一般风险纳入基层级负责治理。

6.2 当采取新增风险消减措施对不可接受风险进行治理时，应按照本质安全设计、工程技术措施、管理措施（含操作、维护等程序）、个体防护和应急响应的顺序设计消减措施。措施落实后应当对相关人员进行风险消减措施的技术交底和培训，并及时更新过程安全信息。

6.3 不可接受风险实现降级后，应及时纳入各装置设施的可接受风险清单。

7 风险动态监控

7.1 一般要求

7.1.1 企业应采取风险控制措施有效性监测、关键安全参数监测等技术手段，对装置设施具体风险事件的风险实施监控。

7.1.2 特殊作业宜使用电子作业票、视频智能分析、人员定位、移动式气体泄漏检测、能量隔离等技术手段及其组合，对作业风险进行监控。

7.1.3 一、二级固有风险装置设施应作为重点对象进行风险动态监控，宜符合以下要求：

- a) 重点关注装置设施的外部安全防护距离变化，并定期根据GB/T 37243开展QRA分析，确保装置设施的个人风险和社会风险满足GB 36894的规定；
- b) 按照GB/T 41261的规定，对于装置设施控制系统的报警系统性能和工艺平稳生产进行监测和评估；
- c) 实施设备设施完整性管理与预防性维修，根据设备性能退化机制，开展设备设施检测、腐蚀监测、装置系统可靠性评估及寿命预测等活动，落实设备分类分级、风险、缺陷、变更、定时事务及运行环境等管理，开展设备检验、测试与预防性维修和关键绩效指标分析与评价，保障设备设施全生命周期安全可靠；
- d) 对装置设施的关键安全参数和风险动态变化大小进行实时监测，建立异常分级推送与处置机制。

7.2 风险控制措施有效性监测

7.2.1 企业应结合双防机制建设要求，将风险控制措施有效性监测融入隐患排查治理体系。

7.2.2 企业应按照岗位责任制借助在线排查、定期检验检测活动等技术手段对风险控制措施有效性进行排查。

7.3 风险动态监测预警

7.3.1 基于风险的关键安全参数确定

企业宜根据风险清单，确定装置设施关键安全参数，各类安全参数确定方法见附录K。关键安全参数包括以下类型：

- a) 参数偏离失控将导致火灾爆炸或人员死亡风险事件所关联的主要工艺参数；
- b) 高危设备的监控参数，如高温泵、液态烃泵、输送极毒物料的泵等高危泵密封状态参数和大机组的振动参数、加热炉的火焰参数等；
- c) 可燃、有毒有害气体泄漏检测参数；
- d) 安全联锁投用状态参数；
- e) 油气储存设施特殊参数，包括雷电预警、密封圈火灾、浮盘状态等；
- f) 其他需要监控的安全参数。

7.3.2 参数异常监测与分级预警

一、二级固有风险装置设施宜建立关键安全参数异常分级推送与处置机制，三、四级固有风险装置设施可根据自身情况建立分级推送与处置机制。异常等级从高到低分为一、二、三级。当异常处理时间超过规定时间限制，且参数没有恢复正常时，应升高一个级别，参数异常分级标准见表2。企业也可根据风险可接受准则建立分级标准。接到异常信息的人员，应及时响应，将关键参数恢复到正常状态。对于泄漏异常信息，应判断形势，及时启动相关应急预案。

表2 参数异常分级标准

参数偏离后果	大于高报警值或 小于低报警值	大于高高报警值或 小于低低报警值	超出ESD控制限值范围
一般事故以下，但引发火灾爆炸事件	三级	二级	一级
一般事故	三级	二级	一级
较大事故	二级	一级	一级
重大、特别重大事故	一级	一级	一级

7.3.3 装置设施风险动态监测与分级预警

7.3.3.1 一、二级固有风险装置设施宜建立风险实时预测模型。模型宜综合考虑参数异常状态、泄漏事件状态、异常处理管理情况、控制措施有效性监测情况和可能造成的后果严重性等多种因素。相关模型见附录L。

7.3.3.2 工艺参数异常引起的风险变化可根据参数偏离程度、管控措施完好性、潜在事故后果等因素，进行工艺风险动态监测。

7.3.3.3 设备状态参数异常引起的风险变化可利用设备腐蚀监测系统、大型机组及泵群状态监测系统、振动分析系统、密封监测系统等状态监测系统，进行设备风险动态监测。

7.3.3.4 泄漏事件引起的风险变化宜考虑物料危险性、泄漏速率、持续时间、气象条件、周边人口环境等因素进行CEA动态模拟分析。在无法取得相关数据时，可采用泄漏实时浓度指标、影响范围指标、持续时间指标等关键指标综合判断泄漏事件风险变化。

7.3.3.5 企业宜建立装置设施风险动态预警信息推送与处置机制，当风险不可接受时，分级推送给不同人员。

8 证实方法

8.1 企业应按照过程安全信息管理要求，采用信息化和数字化技术对风险分级管控全过程进行记录和审查，包括固有风险分级、可接受风险清单、不可接受风险清单、风险消减措施落实情况等。

8.2 企业应建立风险动态变化的监控记录，包括风险控制措施有效性排查与检测、异常参数推送与处

置、装置设施风险监测预警、作业风险监测预警等信息。

8.3 企业应对风险分级管控全过程进行定期审核。

8.4 企业应对风险异常状态及处置情况进行现场核实、检查与考核。

附录 A
(规范性)
安全风险管控基本程序

安全风险管控基本程序如图 A.1 所示。

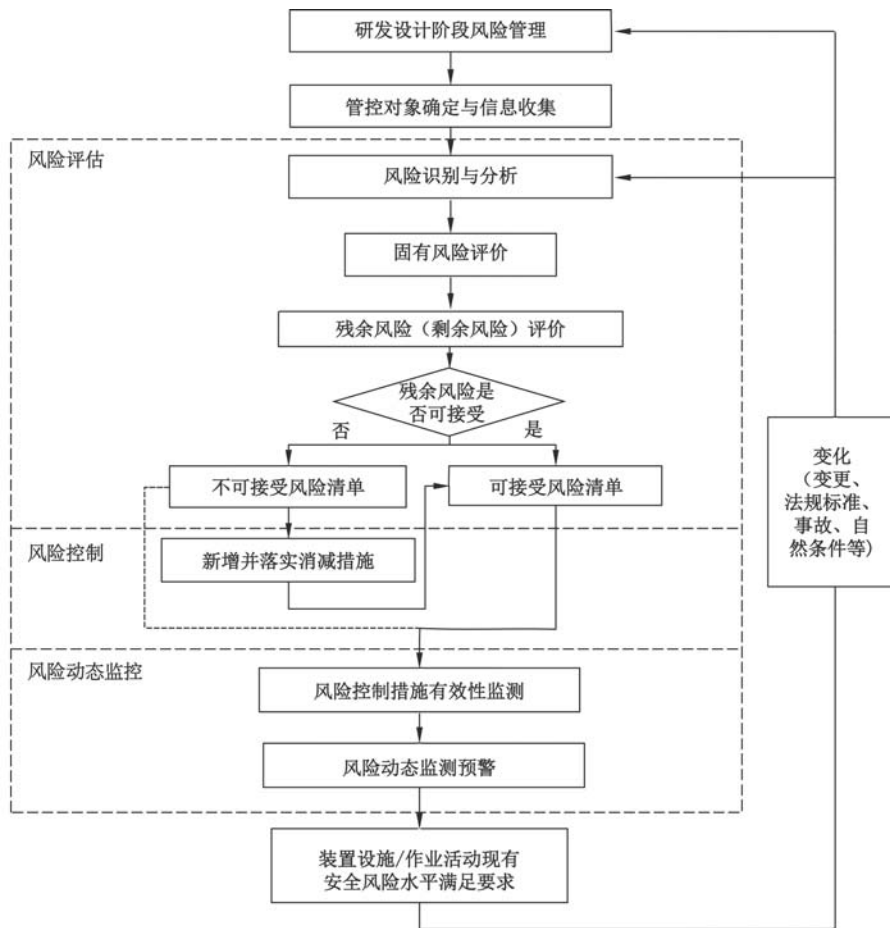


图 A.1 安全风险管控基本程序

附录 B

(资料性)

危险化学品生产装置本质安全评估方法

B.1 评估方法

本质安全量化评估为本质安全工艺路线选择与工程设计提供技术支撑。对于不同任务，应采用本质安全检查表法、分析法和量化评估法中的一种或多种方法。

B.2 本质安全检查表法

本质安全检查表法从物料、反应、工艺条件、工艺流程、设备与平面布置等方面对工艺进行本质安全检查。表 B.1~表 B.4 提供了本质安全检查表示例，企业可根据实际需求与装置特点编制检查表。

对照每个问题进行检查，结论为“符合”“不符合”或者“不适用”。如果结论为“符合”，进一步说明改造的路径；如果结论为“不符合”或者“不适用”，则说明理由。如果在某个检查项目下面的本质安全化方案与别的检查项目矛盾，则应进一步采用量化评估方法确定该方案的合理性。表格中适用阶段打“√”的为必选检查项，适用阶段打“○”的为可选检查项。

表 B.1 本质安全检查表——物料与反应

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室研究	中试试验	工艺包编制	工程设计与施工
1	替代/消除				
1.1	使用替代工艺减少或消除有害原材料、中间产物或副产物	√	√		
1.2	使用高纯度原料和试剂，避免或减少一些危险或额外处理的需要	√	√		
1.3	使用危险性更小的原料与溶剂： 1) 不易燃的物质，如水作为溶剂； 2) 挥发性较小的物质； 3) 较低的反应活性，不与常见污染物反应； 4) 较高的热稳定性； 5) 低毒或无毒	√	√		
1.4	改变工艺或工艺条件减少或消除有害溶剂	√	√		
1.5	优先采用不含重金属的均相催化剂替换基于重金属的催化剂，以减少废水和处理问题	√			
1.6	优先选择废物可生物降解的工艺	√	√		
1.7	尽量避免使用爆炸品与剧毒品	√	√		
2	强化/最小化				
2.1	通过提高反应速率（减少停留时间）和提高转化率（减少回收）来减少物料存量	√	√		
2.2	提高反应选择性，提高产品收率	√	√		
2.3	耦合反应步骤，避免中间储存	○	√	√	

表 B.1 本质安全检查表——物料与反应（续）

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室研究	中试试验	工艺包编制	工程设计与施工
2.4	优先采用平推流反应器或环管反应器替代搅拌釜式反应器	○	√	√	
2.5	优先采用气相反应取代液化气体反应，以降低物料量和潜在泄漏率	√	√		
2.6	强化混合效果以最小化反应器尺寸		√	√	
2.7	对于反应工艺危险度为4级或5级的硝化、过氧化反应，优先采用微通道反应器	○	√	√	
2.8	优化工艺条件减少危险废物或副产品的产量	√	√		
2.9	优先采用连续或半间歇操作替代间歇操作	○	√	√	
3	缓和				
3.1	优先使用低浓度的危险原料，如氨水替代无水氨，稀盐酸替代无水氯化氢，稀硫酸替代发烟硫酸，稀硝酸替代浓发烟硝酸，湿过氧化苯甲酰替代干过氧化苯甲酰	√	√		
3.2	通过使用性能更好的催化剂等方式，降低反应条件（温度、压力等）的苛刻度	√	√		
3.3	通过使用挥发性更高的溶剂移走反应热来缓和反应	√	√		
3.4	稀释反应物的浓度来更好地控制反应，并减少失控的可能性	√	√		
3.5	在挥发性有害物质中添加组分来降低其蒸气压	√	√		
3.6	通过降低累积率、增加热容或稀释产物，将反应工艺危险度被评为4级或5级的反应降低至3级或以下	○	√		
3.7	尽量降低反应对工艺参数（如温度、压力、浓度、pH值等）的敏感性（如参数在±10%内波动时不造成系统急剧变化）	√	√		
3.8	半间歇反应将危险性较小的物料作为底料，危险性较高的物料（不稳定、易燃、有毒等）作为滴加料，控制累积率，以使反应在冷却、加热或搅拌失效等异常情况下更安全	○	√	√	
3.9	如果工艺使用可能与常见污染物[如空气、氮气、水、蒸汽、氧化铁（锈）、油、润滑油或液压油等]发生危险反应的物料，建议从源头避免接触的可能		√	√	
3.10	避免使用可能与工艺物料发生危险反应的公用工程、密封介质、润滑油		√	√	
3.11	如果工艺中的物料不兼容，建议从源头避免接触的可能，比如不同管线进料、不同收集罐、储存区域分隔等		√	√	
3.12	用无害的传热介质（如水或蒸汽）替换有毒或易燃的传热介质		√	√	
3.13	避免工艺过程出现爆炸性环境，包括气相或液相	○	√	√	
3.14	确保外部热源或传热介质的温度不会引发反应器内物料的放热分解（如自限温电伴热或热水）	○	√	√	√
3.15	优化放热反应的试剂添加时间和曲线，以便失去冷却不会导致热失控	○	√	√	√
3.16	优先使用更大粒径或泥浆形式的爆炸性粉末，降低粉尘爆炸可能性	○	√	√	√

表 B.2 本质安全检查表——工艺流程

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室研究	中试试验	工艺包编制	工程设计与施工
1	强化/最小化				
1.1	优先使用气相进料取代液相进料（如液氯等），以减少管线中的危险物料量	○	✓	✓	
1.2	使用危险性较小的原料，或者就地生产所需的危险反应物，以降低危险品运输和储存需求		✓	✓	
1.3	使用高压、低存量设备/管道系统/反应器或低压、高存量设备/管道系统/反应器（介质存量和压力的“折衷”设计具有最坏的泄漏情况）		✓	✓	
1.4	多个精馏塔进行耦合，以减少底部、底部泵、再沸器和冷凝器中的存量		✓	✓	
1.5	仔细匹配装置单元容量、运行模式、故障率和可用性，以尽量减少或消除中间缓冲罐的需要		✓	✓	
1.6	合并单元操作（例如用反应精馏或萃取替代多个单独的反应器、安装有再沸器或换热器的多塔分馏或萃取塔），以减少整个系统容积		✓	✓	
2	缓和				
2.1	使用回流管线确保平推流式反应器中的良好混合和分配（避免热点）		✓	✓	
2.2	将固体进料以泥浆、气体输送、输送机等形式添加到工艺中，以减少现场人工操作	○	✓	✓	✓
2.3	设计缓冲容器以承受上游压力，避免设置多个减压设备		✓	✓	
2.4	通过设计自动或远程操作，避免操作人员直接接触危险品		○	✓	✓
2.5	使用泄放物收集系统，以收集泄放的物料		○	✓	✓
2.6	对于接触后会造成危险的换热介质，使用二次传热系统，而不是在同一换热器中直接接触		○	✓	✓
2.7	限制传热设备可达到的最高温度，以防止超过最高工艺或设备设计温度		○	✓	✓
2.8	管壳式换热器中危险性高的物料尽量走管程		○	✓	✓
2.9	优先使用气体惰化系统处理易燃物料和易爆粉尘（如氮气、二氧化碳）		○	✓	✓
2.10	在低压和低温下储存物料，将潜在泄漏率降至最低： 1) 把温度降低到物料的常压沸点以下，以减少泄漏问题； 2) 通过制冷将液化气体保持在环境压力		✓	✓	
3	简化				
3.1	减少处理及反应步骤		✓	✓	
3.2	将多用途容器替换为单独的特定功能容器，以降低复杂性		✓	✓	
3.3	避免反应器、管道或缓冲罐中的死角或混合不良区域，因为在这些区域可能会发生热量积聚，从而引发发热反应或失控		○	✓	✓
3.4	尽量减少管道和配件的泄漏点		○	✓	✓
3.5	尽量直接生产所需要压力的气体，避免使用维护频繁且易泄漏的气体压缩设备		✓	✓	

表 B.2 本质安全检查表——工艺流程（续）

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室研究	中试试验	工艺包编制	工程设计与施工
3.6	优先采用高度差、防虹吸回路设计，以避免不必要的回流或虹吸			√	√
3.7	采用“故障安全设计”，比如公用工程故障时（停水、停电等）		○	√	√

表 B.3 本质安全检查表——设备

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室研究	中试试验	工艺包编制	工程设计与施工
1	替代/消除				
1.1	优先采用耐腐蚀的管道材料，以防腐蝕			√	√
1.2	优先使用由导电材料或内置金属纤维制成的滤袋，以防止静电积聚			√	√
2	强化				
2.1	优先用填料塔或薄膜塔板更换用于蒸馏和分离的传统塔板，以减少持液量（对于传统塔板，每个理论板的持液量为40 mm~100 mm，对于填料塔为30 mm~60 mm，对于薄膜塔板小于20 mm）		√	√	
2.2	优先用更高效的电化学反应器、燃料电池、变压装置、变温装置或膜装置取代釜式反应器		√	√	
2.3	优先用刮膜蒸发器代替蒸馏塔		√	√	
2.4	优先用离心萃取器代替萃取塔		√	√	
2.5	优先用闪蒸干燥器代替干燥塔		√	√	
2.6	优先用连续在线混合器替代混合釜		√	√	
2.7	优先用超重力装置（旋转式、旋风式、射流式等）取代传统的分离装置		√	√	
2.8	优先用紧凑型换热器（单位体积内较高的换热面积，如螺旋板式、板框式、板翅式）替换管壳式换热器		√	√	
2.9	优先考虑用膜分离或液-液萃取代替蒸馏和分离塔（这些可能需要更大的库存，但通常可以在环境压力或温度下进行）		√	√	
2.10	优先用离心流化床干燥器替代传统干燥器		√	√	
2.11	使用薄膜蒸发器代替传统蒸发器以减少持液量		√	√	
2.12	优先用水力旋流器取代传统的含油污水净化系统，可减少一个数量级的存量。水力旋流器也可用于其他基于密度差的物理分离		√	√	
2.13	优先使用喷射混合装置快速混合和反应危险物质（如使用甘油、硝酸和硫酸制造硝化甘油），以减少存量并确保反应快速进行		√	√	
2.14	蒸馏或分离塔底部直径变小，以减少液体库存			√	√
2.15	最小化危险物料管道的长度			√	√
2.16	通过减少管线长度和直径来减少管道物料存量，但要注意，直径小于25 mm的小口径管道比大型管道更容易受损			√	√

表 B.3 本质安全检查表——设备（续）

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室 研究	中试 试验	工艺包 编制	工程设计 与施工
3	缓和				
3.1	限制危险原料的供应压力，使其低于接受容器的最大允许工作压力			√	√
3.2	设计和建造足够坚固的容器和管道，以承受工艺过程中可能产生的最大超压，即使发生“最大可信事故场景”（不需要复杂的高压联锁系统和/或紧急泄压系统）。比如设计管道和下游储罐，以承受泵出口最大压力，从而避免需要安全阀或回流管线			√	√
3.3	设备设计可承受环境温度或可能达到的最高工艺温度下的物料（如提高其最大允许工作温度，以适应冷却失效，减少依赖外部系统如制冷来控制温度，使物料的蒸气压小于设备设计压力）			√	√
3.4	在设计处理危险物料的工艺单元时，限制其工艺波动的幅度。 泵的最大能力低于物料加入的安全临界流量。 对于重力流加料系统，设计管道尺寸或安装孔板将最大加料速率限制在安全范围内。 利用泵/压缩机的最小流量线（通过孔板控制流量）确保出口阀关闭时的最小流量			√	√
3.5	设计容器，使其在出现问题时能够承受全真空，并避免需要真空释放系统（这些系统可能会将空气吸入含有易燃材料的系统，甚至氮气系统也可能出现故障）			√	√
3.6	设计承压设备，使其“破裂前泄漏”。利用被动泄漏限制技术（例如防喷垫圈和溢流阀）来限制容器失效的可能性			√	√
3.7	优先为危险品提供双重安全保护壳，并对间隙进行监测，尤其是在泄漏不易被检测到的情况下，例如从地下或裙板储罐底部泄漏的情况下			√	√
3.8	为储罐或其他设备设计薄弱环节，以确保故障导致的损坏或泄漏最小（例如，薄弱的储罐顶部接缝导致顶盖处失效，而不是液位以下的接缝失效，防止故障导致液体泄漏）			√	√
3.9	优先采用内部热传递系统（例如容器内的冷却盘管），相比于外部热交换系统效率更高，并且系统中的任何泄漏都包含在容器内			√	√
3.10	优先用屏蔽电机或磁耦合泵等无泄漏泵取代传统泵			○	√
3.11	优先使用潜水泵以避免需要泵房（任何泄漏都会回到周围的液体中）				√
3.12	优先用波纹管阀代替传统阀门，以减少泄漏的可能性			○	√
3.13	对于易燃液体储罐进料，使用带有防虹吸开口的进料管			○	√
4	简化				
4.1	优先使用喷射混合喷嘴快速混合有害物质（确保一种物质只能在另一种物质流动时流动，并保持一种流动与另一种流动的比率近似恒定。在喷射器中，只有当压力侧流动时，吸入侧才会流动，压力侧流体的流速也决定了吸入侧的流动）			√	√
4.2	使用混合进料喷嘴替代在容器内混合的搅拌器			√	√

表 B.3 本质安全检查表——设备（续）

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室研究	中试试验	工艺包编制	工程设计与施工
4.3	设计容器入口，以避免在涉及易燃液体时发生飞溅，从而产生静电（例如，将入口管线浸入液位以下，但注意确保不会回流虹吸）			○	√
4.4	工艺设备材料尽量不使用玻璃、塑料或其他脆性材料			√	√
4.5	设计换热器的管程和壳程能承受最大压力，不需要压力泄放设施				√
4.6	使用射流泵，因为它们没有活动部件，没有密封，可以焊接到管道中			√	√
4.7	使用所有（或主要）焊接连接管道，以减少潜在泄漏点的数量				√
4.8	对于危险品，尽量使用固定管道而不是柔性软管，以减少泄漏的可能性				√
4.9	核实并调整对已安装附件和相关管道、阀门等的需求，以及对旁路和仪表的需求，从而降低复杂性和潜在泄漏点的数量			√	√
4.10	用高完整性垫片（如金属缠绕垫片）替换传统垫片，或者使用焊接连接，以减少泄漏的可能性和大小				√
4.11	将膨胀波纹管更换为膨胀弯，这样可以更好地承受安装不良的影响，并且需要较少的维护				√
4.12	优先使用螺栓接头，而不是快卸接头，因为如果接头打开时设备仍处于受压状态，则有机会重新连接接头（安全恢复的可能性更好）				√
4.13	使用能够清楚显示其开启或关闭的阀门（例如上升轴、带三通手柄的球阀）				√
4.14	使用8字盲板，因为其清楚显示管线是连通的还是断开的				√
4.15	避免使用视镜、玻璃转子流量计和其他薄弱设备，按需要使用耐高压的或者铠装视镜				√
4.16	尽量减少对法兰、垫圈和其他存在潜在泄漏点的连接件的需求				√
4.17	将冗余输入和输出分配给控制系统的各个模块，以减少共因失效				√
4.18	对于冗余设备分别使用独立的电源母线，以减少部分电源故障的后果				√
4.19	采用密闭取样系统				√
4.20	确保止回阀和其他定向设备清楚地显示正确的方向，以确保它们没有安装错误				
4.21	阀门的易用性和可操作性，防止不必要的错误				
4.22	消除所有不必要的交叉连接				
4.23	对于软管连接，使用专用的软管和卡扣接头				√
4.24	工艺设备、管道和部件使用耐腐蚀材料				√
4.25	使用地下罐或屏蔽罐				√
4.26	为燃烧器管理系统提供连续的长明灯（独立可靠的燃料气来源）				√
4.27	使用危险物料时尽量减少连接、通路和法兰数量				√
4.28	避免在危险工况下使用螺纹连接				√
4.29	使用套管				√

表 B.3 本质安全检查表——设备（续）

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室 研究	中试 试验	工艺包 编制	工程设计 与施工
4.30	尽量减少管道的弯头数量（潜在的冲刷腐蚀点）				√
4.31	使用能够清楚识别状态的设备				√
4.32	设计/选择不可能出现装配错误的设备				√
4.33	易于辨识流向的单向阀				√
4.34	带上升阀杆的闸阀，清楚地指示开启或关闭位置				√
4.35	手柄清晰显示位置的手动直角回转阀				√
4.36	对于自动阀，除阀门输出外，还显示阀门的实际位置				√
4.37	使用开放式排放或溢流管道二次围堵容器，用于超压、溢流和真空保护				√
4.38	消除高于容器压力等级的公用工程连接				√
4.39	在几个单独的容器中执行几个工艺步骤，而不是在一个多用途容器中执行所有步骤				√
4.40	最大限度地使用全焊接管				√
4.41	提供额外的腐蚀/侵蚀余量				√
4.42	减少或消除振动（如通过减振或设备平衡）				√
4.43	尽量减少使用末端对空（排液或排气）的快开阀门（如V型球阀或旋塞阀）				√
4.44	在危险工况下杜绝使用末端对空（排液或排气）的快开阀门（如V型球阀或旋塞阀）				√
4.45	使用不同连接方式的软管以防止连接错误（如空气/氮、原材料）				√
4.46	对于末端对空的直角回转阀门，使用圆形阀门手柄可以最大限度地减少碰撞可能性				√
4.47	提高阀门阀座的可靠性（如尽可能使用系统压力密封阀座，使用阀座几何形状、阀门操作和流量消除或减少阀座损坏）				√
4.48	去除不必要的膨胀节、软管和爆破片				√
4.49	使用鹤管替代软管装卸危险物料				√

表 B.3 本质安全检查表——设备（续）

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室研究	中试试验	工艺包编制	工程设计与施工
4.50	通过以下措施关注控制系统人为因素： a) 简化控制显示器； b) 限制仪表复杂性； c) 清楚显示正常和异常工艺条件的信息； d) 符合操作人员期望的控制和显示逻辑； e) 以统一方式独立显示相似信息； f) 安全报警与工艺报警易于区分； g) 尽快更正无效报警和消除不必要报警，防止对报警的麻痹； h) 控制系统显示能为所有操作行动提供足够反馈； i) 控制系统显示布局合理、统一、有效； j) 控制系统易区分、可访问和易于使用； k) 控制系统满足标准期望（颜色，移动方向）； l) 控制系统的安排逻辑上遵循正常的操作顺序； m) 操作程序的格式和语言便于操作人员遵守和理解，并包含必要信息				√

表 B.4 本质安全检查表——操作和平面布置

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室研究	中试试验	工艺包编制	工程设计与施工
1	缓和				
1.1	在露天建造处理爆炸性或易燃材料的工厂，以使泄漏安全扩散（在露天区域产生爆炸需要几吨，而在密闭建筑中可能需要几千克）。不适用于即使在低浓度下也具有剧毒或对环境有害的材料				√
1.2	涉及有毒物料的工厂采用全封闭措施，以防止泄漏到大气中				√
1.3	开展定量风险评价确保将个人风险与社会风险控制在可接受范围内				√
1.4	开展多米诺效应评估，确保爆炸超压不会造成进一步的损坏				√
1.5	采用以下的火灾被动安全防护措施： 1) 二次围堵（如堤坝、围堰、建筑物、围墙）； 2) 为工艺设备、罐、容器设置永久性跨接和接地系统； 3) 使用防火隔热，而不是固定的/便携的消防设施				√
1.6	设计易燃液体储存区，使溢出和泄漏不会积聚在储罐或其他工艺设备下，以减少火灾升级的可能性				√
1.7	将工厂放置在远离人口中心或环境敏感区域的地方				√
1.8	在工厂布局中使用缓冲区（开放空间或低危险工厂），以保护人员和环境免受危险的影响				√
1.9	布置工厂时，考虑地面坡度和主要风向，因为这将影响泄漏的扩散				√
1.10	现场远离外部危险源				√

表 B.4 本质安全检查表——操作和平面布置（续）

序号	检查项目	适用阶段			
		实验室 研究	中试 试验	工艺包 编制	工程设计 与施工
1.11	场地远离学校、医院、商业、自然保护区等敏感区域，靠近原材料供应				√
1.12	将装卸区设在远离主要工艺装置				√
2	简化				
2.1	将需要同时或顺序操作的阀门或其他设备放置在相邻位置，以便操作				√
2.2	在工厂设计和布局中考虑应急规划和响应要求				√
2.3	设计清晰的逃生路线和安全的集合区域				√
2.4	清晰、合理和一致的工厂标签设计				

B.3 本质安全量化评估法

B.3.1 选择工艺路线

根据反应步骤划分单元，采用基础本质安全指数法评估不同工艺路线的本质安全化水平，优先选用本质安全化水平较高的工艺。

B.3.2 设计工艺流程

首先进行流程模拟，形成物流数据表，在此基础上选用综合物流指数法对整体物流的危险水平进行评估，为流程的选择提供依据。

B.3.3 设计设备与装置

可采用单股物流指数法对单个设备、单股物流等的危险程度进行评估，确定最危险的设备或物流，重点对这些设备或物流进行优化。制定工厂可接受标准，采用后果指数法评估最危险物流可能产生的后果，对于不可接受风险，优化设备、物流等的条件与/或设备布置等。当所有危险设备或物流可能产生的后果都被考虑并评估后，确定最终设计。本质安全量化评估流程图如图 B.1 所示。

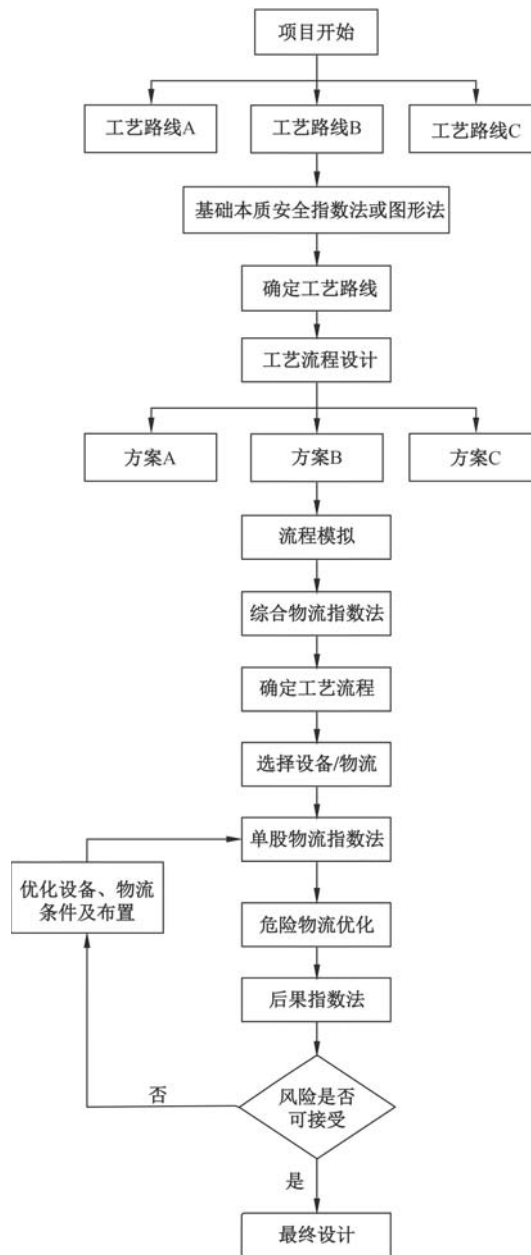


图 B.1 本质安全量化评估流程图

B.3.4 基础本质安全指数法 (BISI)

本方法用于工艺路线本质安全化水平的定量评估。包括反应、工艺路线的危险指数计算及评估标准的判定。

a) 反应的危险指数计算

单一化学品指数 (individual chemical index, ICI) 为表征工艺路线中涉及的每一种化学品的危险指数, 按照公式 (B.1) 计算。

$$ICI = N_r + N_f + N_t + N_e \quad \dots\dots\dots (B.1)$$

式中：

ICI —— 单一化学品指数；

N_r —— 反应指数（reactivity index），赋值方法见表B.5；

表 B.5 化学品反应指数 N_r 确定标准

反应性	数值
物质稳定，遇水不反应	0
升温会反应，遇水会发生不激烈的反应	1
物质不稳定，但是不会爆轰；遇水剧烈反应	2
具有爆炸性，但是点火能较高；遇水剧烈反应	3
常温常压下对热或剧烈撞击敏感	4

N_f —— 可燃性指数（flammability index），赋值方法见表 B.6；

表 B.6 化学品可燃性指数 N_f 确定标准

可燃性	数值
闪点 > 120 °C	0
60 °C ≤ 闪点 ≤ 120 °C	1
45 °C < 闪点 < 60 °C	2
28 °C ≤ 闪点 ≤ 45 °C	3
闪点 < 28 °C	4

N_t —— 毒性指数（toxicity index），赋值方法见表 B.7；

表 B.7 化学品毒性指数 N_t 确定标准

毒性 / (μg/g)	数值
$T_{LV} > 10\,000$	0
$1\,000 < T_{LV} \leq 10\,000$	1
$100 < T_{LV} \leq 1\,000$	2
$10 < T_{LV} \leq 100$	3
$1 < T_{LV} \leq 10$	4
$0.1 < T_{LV} \leq 1$	5
$T_{LV} \leq 0.1$	6

注： T_{LV} 值表示物质在 8h 阈值时间内的有害暴露极限。

N_e —— 爆炸性指数（explosiveness index），赋值方法见表 B.8。

表 B.8 化学品爆炸性指数 N_c 确定标准

爆炸性 (UEL-LEL) / %	数值
不爆炸	0
0~20	1
20~45	2
45~70	3
70~100	4

注：爆炸上限 (UEL) 和爆炸下限 (LEL) 是在静电作用下的可燃气体爆炸特性参数。

单一反应指数 (individual reaction index, IRI) 为表征工艺路线中所涉及的某一个反应的危险性指数, 按照公式 (B.2) 计算。

$$IRI = R_t + R_p + R_y + R_h \dots\dots\dots (B.2)$$

式中:

IRI —— 单一反应指数;

R_t —— 反应温度子指数 (temperature sub-index), 赋值方法见表B.9;

表 B.9 反应温度子指数 R_t 确定标准

工艺温度 / °C	数值
<0	1
0~70	0
70~150	1
150~300	2
300~600	3
>600	4

R_p —— 反应压力子指数 (pressure sub-index), 赋值方法见表 B.10;

表 B.10 反应压力子指数 R_p 确定标准

工艺压力 /MPa	数值
0.5~5	0
0~0.5 或 5~25	1
25~50	2
50~200	3
200~1 000	4

R_y —— 反应收率子指数 (yield sub-index), 赋值方法见表 B.11;

表 B.11 反应收率子指数 R_y 确定标准

反应收率 / %	数值
>99	0
80~99	1
60~80	2
40~60	3
20~40	4
0~20	5

R_h ——反应热子指数 (heat of reaction sub-index)，赋值方法见表 B.12。

表 B.12 反应热子指数 R_h 确定标准

反应热 / (J/g)	数值
<200	0
200~600	1
600~1 200	2
1 200~3 000	3
>3 000	4

b) 工艺路线的危险指数计算

危险化学品指数 (hazardous chemical index, HCI)：取所有反应中单一化学品指数的最大值，表征工艺路线中的危险化学品指数，按照公式 (B.3) 计算。

$$HCI = \max(ICI) \quad \dots\dots\dots (B.3)$$

式中：

HCI —— 危险化学品指数；

ICI —— 单一化学品指数。

危险反应指数 (hazardous reaction index, HRI)：取所有反应中单一反应指数的最大值，表征工艺路线中的危险反应指数，按照公式 (B.4) 计算。

$$HRI = \max(IRI) \quad \dots\dots\dots (B.4)$$

式中：

HRI —— 危险反应指数；

IRI —— 单一反应指数。

总化学品指数 (overall chemical index, OCI)：取每一步反应中单一化学品指数最大值并加和，按照公式 (B.5) 计算。

$$OCI = \sum ICI \quad \dots\dots\dots (B.5)$$

式中：

OCI —— 总化学品指数；

ICI —— 单一化学品指数。

总反应指数 (overall reaction index, ORI)：工艺路线中所有反应步骤的单一反应指数的加和，表

征工艺路线的反应危险性，按照公式（B.6）计算。

$$ORI = \sum IRI \quad \dots\dots\dots (B.6)$$

式中：

- ORI —— 总反应指数；
- IRI —— 单一反应指数。

整体安全指数（overall safety index, OSI）：用于指示工艺路线中化学品和反应造成的危害，按照公式（B.7）计算。

$$OSI = OCI + ORI \quad \dots\dots\dots (B.7)$$

式中：

- OSI —— 总体安全指数；
- OCI —— 总化学品指数；
- ORI —— 总反应指数。

c) 本质安全化水平的评估标准

此外还有3个指数。

最坏化学品指数（worst chemical index, WCI）：表征反应过程中所有物料的可燃性、毒性、反应性和爆炸性指数的最大值的总和，按照公式（B.8）计算。

$$WCI = \max (N_r) + \max (N_f) + \max (N_t) + \max (N_e) \quad \dots\dots\dots (B.8)$$

式中：

- WCI —— 最坏化学品指数；
- N_r —— 反应指数；
- N_f —— 可燃性指数；
- N_t —— 毒性指数；
- N_e —— 爆炸性指数。

最坏反应指数（worst reaction index, WRI）：表征反应过程中所有反应的温度、压力、收率和反应热指数的最大值的总和，按照公式（B.9）计算。

$$WRI = \max (R_t) + \max (R_p) + \max (R_y) + \max (R_h) \quad \dots\dots\dots (B.9)$$

式中：

- WRI —— 最坏反应指数；
- R_t —— 反应温度子指数；
- R_p —— 反应压力子指数；
- R_y —— 反应收率子指数；
- R_h —— 反应热子指数。

总化学品指数（total chemical index, TCI）：所有单一化学品指数之和，按照公式（B.10）计算。

$$TCI = \sum ICI \dots\dots\dots (B.10)$$

式中：

TCI —— 总化学品指数；

ICI —— 单一化学品指数。

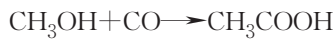
首先根据 OSI 的大小对路线进行排序，OSI 值越大，危险性越高。对于两个竞争路线具有相同 OSI 的情况，比较补充指数，按 TCI、WRI 和 WCI 的顺序进行比较。

d) 示例

以乙酸生产工艺为例，乙酸生产有 4 种工艺路线，分别为：

①甲烷氧化

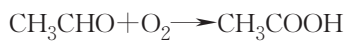
该工艺分为两个反应步骤，分别为：



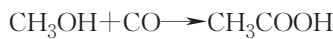
②乙烯气相氧化



③乙醛氧化



④低压羰基化



不同工艺路线打分见表 B.13。

表 B.13 不同乙酸生产工艺 BISI 方法打分结果

工艺	反应	IRI	ICI	OCI	ORI	OSI	TCI	HRI	WRI	HCI	WCI
甲烷氧化	第一步	9	7	17	14	31	32	9	9	10	12
	第二步	5	10								
乙烯气相氧化		11	8	8	11	19	16	11	11	8	12
乙醛氧化		6	12	12	6	18	20	6	6	12	13
低压羰基化		7	10	10	7	17	25	7	7	10	12

从表 B.13 可以看出，根据 BISI 方法打分结果，本质安全化水平：低压羰基化 > 乙醛氧化 > 乙烯气相氧化 > 甲烷氧化。

B.3.5 综合物流指数法 (CPFI)

按照公式 (B.11) 和公式 (B.12) 计算。

$$CPFI = \frac{\rho \cdot \Delta H_c \cdot P \cdot \Delta EL_{mix}}{10^7} \dots\dots\dots (B.11)$$

式中：

CPFI —— 综合物流指数；

ρ —— 所有流股的平均密度，单位为千克每立方米 (kg/m³)；

ΔH_c —— 所有流股的平均燃烧热，单位为千焦每千克 (kJ/kg)；

P —— 平均压力，单位为兆帕 (MPa)；

ΔEL_{mix} —— 爆炸上限与爆炸下限的差值。

$$\Delta EL_{\text{mix}} = UEL - LEL \quad \dots\dots\dots (B.12)$$

式中：

- UEL —— 爆炸上限；
- LEL —— 爆炸下限。

B.3.6 单股物流指数法 (SPFI)

按照公式 (B.13) 计算。

$$SPFI = A_0 \times (I_p \times I_\rho \times I_e \times I_{EL}) \quad \dots\dots\dots (B.13)$$

式中：

- SPFI —— 每股物流泄漏危险的相对数值；
- A_0 —— 系数；
- I_p —— 单独物流的压力与所有物流的平均压力的比值；
- I_ρ —— 单独物流的密度与所有物流的平均密度的比值；
- I_e —— 单独物流的热值与所有物流的平均热值的比值；
- I_{EL} —— 单独物流的 ΔEL 与所有物流的平均 ΔEL 的比值。

CPFI 与 SPFI 均是基于物流数据，需要通过流程模拟软件获取物流数据表。

B.3.7 后果指数法 (ISCI)

后果指数法根据物流数据表计算泄漏量，可采用荷兰应用科学组织 (TNO) 多能法、Baker-Strehlow-Tang (BST) 方法或者计算流体动力学方法等计算爆炸超压，基于中等稳定大气条件评估毒气释放后果。制定基于后果的可接受风险标准，判断后果是否处于可接受水平，最终提出本质安全优化建议措施。

附录 C

(资料性)

新工艺新装置设施研发阶段的主要风险管理活动

C.1 实验室研究阶段

C.1.1 本阶段应获取物料的 SDS 数据，或开展热危害筛选测试，识别化学反应危险。应确定所使用的物料是否存在爆燃或爆轰性、是否存在剧毒或高毒性，反应是否存在剧烈放热等风险隐患。

C.1.2 本阶段本质安全水平评估和优化的主要对象为工艺路线和反应条件。应通过附录 A 本质安全量化评估方法比较各路线的本质安全化水平，在技术经济指标等其他因素影响相近时，优先选择本质安全化水平较高的工艺路线。

C.1.3 工艺路线确定后，应进一步采用本质安全检查表对工艺路线的本质安全化可能路径进行逐一检查，确认是否可采用替代/消除、强化/最小化、缓和等本质安全原则优化反应条件，如选用危险性更小的原料与溶剂，通过强化取热、稀释或减量等手段减小反应热效应等。

C.1.4 本过程应基于物料与反应危险性，制定必要的操作规程、安全防护与应急处置措施。

C.2 中试试验阶段

C.2.1 本过程应开展正式的危险测试与评估，获取工艺安全基础信息以制定必要的安全防控措施保障中试安全，也为工艺放大获取基础数据。

C.2.2 本过程应对工艺路线进行本质安全优化，特别应注意以下情况：

- a) 应进行爆炸性筛查，确定是否有爆炸性，尽量消除或减少爆炸性体系；
- b) 原则上禁止在爆炸极限范围内操作，如确实需要在爆炸范围内操作，应采取更严格的保护措施，包括隔爆、抑爆、泄爆、承压容器等；
- c) 对于在反应风险评估中工艺危险度为4级和5级的工艺，应优先开展优化反应条件、降低累积率或采用连续流等技术降低工艺危险度，否则应按照规定制定严格的安全防控措施。

C.2.3 本过程必要的安全防控措施主要包括：

- a) 基于参数敏感性对重点参数进行监测并控制，掌握安全界限，制定安全的操作条件；
- b) 必要的控制措施与工艺连锁；
- c) 反应器发生失控反应时若存在两相流，进行基于两相流的泄放设施设计；
- d) 必要的操作规程、安全防护及应急处置措施；
- e) 基于试验设计阶段的边界反应条件及安全防护；
- f) 基于工业装置设施实际可能存在的杂质、毒性物质、副产物等影响下本质安全。

C.3 新工艺、新技术工艺包编制阶段

C.3.1 本过程应全面掌握工艺安全信息，包括但不限于：

- a) 前期试验未完成的安全信息，特别是参数敏感性、宏观动力学数据等工程放大、危险识别所需关键信息；
- b) 新引入物料及物性安全数据；
- c) 工程放大后传热、传质对安全的影响，提高传热、传质效率的措施；
- d) 全流程反应风险评估与分级；
- e) 采用危险与可操作性分析等方法，全面识别工艺危险；
- f) 物质储存与运输过程的安全信息。

C.3.2 本过程应进行全面的本质安全化审查，审核 PFD、工艺过程说明书、物料安全技术说明书、工艺控制方案、设备等文件，选择本质更安全的反应、精馏、换热等单元操作，简化管线系统。

C.3.3 本过程应制定全面的工艺安全防控措施，主要包括：

- a) 根据反应风险评估结果设置安全防护措施；
- b) 配套安全联锁、紧急停车系统等事故预防措施；
- c) 针对所有压力容器，开展泄放设施与泄放物处置系统的设计；
- d) 储存与运输过程的安全条件控制；
- e) 针对工业装置设施的基本操作、检查与维护程序。

C.4 新工艺、新技术工程设计阶段

C.4.1 本过程应进一步补充工艺安全信息，如清洗剂、维护用物料等对安全的影响。特别是在进行全面的工艺危险分析前，应建立基本的工艺安全信息库，同时根据工艺危险分析结果，补充必要的数据库。

C.4.2 本过程应采用最小化、缓和、简化等原则进行本质安全审查与优化，包括降低危险物料大量泄漏的可能性、设备选型优化、公用工程和辅助系统设计优化、平面布局优化等。

C.4.3 本过程应完善工艺安全防控措施，主要包括：

- a) 全面的正常操作条件与安全操作条件，加强必要报警管理；
- b) 完善的工艺安全控制与紧急切断方案，形成完善的安全仪表系统；
- c) 详细的安全泄放设施与处置系统设计；
- d) 喷淋系统设计；
- e) 详细的操作规程、应急处置方案等。

附 录 D
(资料性)
过程安全风险信息

D.1 研发阶段的过程安全信息

本过程应全面掌握研发阶段的过程安全信息，包括但不限于：

- a) 物料的SDS，如物料的热稳定性、反应性、毒性、腐蚀性、燃爆性、职业暴露允许浓度极限以及其他基本理化性质；
- b) 反应安全信息，包括目标反应、副反应、二次反应及叠加反应的反应热力学数据（反应热、放出气体量、最高绝热温升、压力等）和动力学数据（反应级数、活化能、反应过程物料累积率、放热速率等）、反应安全风险分级、反应敏感性等，反应体系在冷却失效、搅拌失效、加料过快、原料比例控制不当、温度控制过高或过低等非正常状态下可能达到的危险后果，以及基于最危险场景的风险控制措施；
- c) 相容性矩阵，物料之间、物料与环境介质、容器材料及其他可能接触物质等的相容性；
- d) 燃爆特性数据，包括气体/粉尘爆炸极限、气体/粉尘爆燃指数、闪点、自燃点、极限氧含量等；
- e) 相关的风险评估报告，包括如本质安全评估报告、全流程反应风险评估与分级、反应风险评估报告、HAZOP等；
- f) 其他相关的过程安全信息。

D.2 设计阶段的过程安全信息

本过程应全面掌握设计阶段的过程安全信息，包括但不限于。

- a) 总平面布置图、设备布置图；建筑物和结构防火和抗爆设计布置图。
- b) 爆炸危险区域划分图。
- c) P&ID。
- d) 安全联锁、紧急停车系统及安全仪表系统设计。
- e) 可燃和有毒物料泄漏探测系统设计和布置图；火灾探测系统设计和布置图。
- f) 工艺过程信息，包括PFD，或者简化的P&ID或流程框架图，工艺过程中所有可能涉及的化学反应信息，最大库存/装载量、操作极限（温度、压力、流量、组成）等。
- g) 过程设备相关信息，包括其所采纳的设计标准，制造材料，电气分类，安全泄放和火炬系统的设计及其设计基础，通风系统，物料和能量平衡表，其他安全系统（如联锁、探测系统或抑制防护系统），记载其所符合设计规范和标准的文档等。
- h) 操作流程，包括初次启动、正常操作，临时操作，紧急操作，紧急停车，正常停车，停车后启动等；操作极限，包括偏差的后果，以及所需要校正偏差或避免偏差的步骤；需要在操作过程中考虑的安全和健康问题，包括工艺过程中所涉及化学品的物性和危害，原料质量控制以及危险化学品库存控制等措施，预防人员职业暴露的措施（工程措施、管理措施和个人防护等），发生职业暴露后的控制措施。
- i) 应急系统和设施设计，可包括但不限于：消防系统与设施、疏散通道、应急照明、个人防护装备、应急救援和医疗设备等设计及其布置图。
- j) 各类安全设计与风险分析报告，包括安全设计专篇、各类设计阶段进行的HAZID报告、PHA/HAZOP报告、SIL及SIF安全规格书、安全评价、反应风险评估、工艺安全可靠性论证、

QRA等。

D.3 运行阶段的过程安全信息

本过程应全面掌握运行阶段的过程安全信息，包括但不限于：

- a) 变更管理信息；
- b) 事故及未遂事件信息；
- c) 生产阶段开展的风险分析活动，包括风险检查、PHA、HAZOP、SIL分析、QRA评估、泄放分析、设备安全性评估等；
- d) 操作规程、工艺卡、应急处理程序等编制或更新；
- e) 各类安全检测、分析报告；
- f) 其他过程安全信息。

附录 E
(资料性)
常用风险识别与分析方法

E.1 风险检查表法

这是基于经验法产生的一种风险识别方法。简易的检查表法可根据有关法规标准、行业经验、企业经验和检查人员的经验，针对风险识别的对象将可能存在的风险列成表格，风险识别人员按照列表逐项识别，避免盲目和遗漏。这种方法目前被企业广泛采用，利用这种方法来识别风险，排查隐患，该方法缺点是对风险分级不够准确。为避免这种缺陷，一些大的化工企业采用了更为科学的风险检查表。首先分装置设施组建专家团队，全面总结标准规范要求、事故案例、运行最佳实践、工程经验以及装置设施HAZOP、LOPA、SIL、设备安全评估等系统识别分析的基础上，将装置设施按照工艺流程进行分段，聚集安全风险，对每段流程及其包含的设备进行风险的梳理与评估，开发基于专家知识的装置设施风险识别检查清单。检查清单中每一个风险事件包括发生的部分、事故场景描述、原因、后果、需要的安全保护措施，并对每一个事故场景的初始风险、保护措施风险降低作用进行了量化，有效解决风险辨识不全、评估不准的问题。RC-Sheet 示例见表 E.1。

E.2 危险源辨识

HAZID 是利用装置设施现有资料（如工艺流程图、总图布置图、建设地条件等），依靠设计、建设和生产运行方面的知识和经验，在“危险源引导词”的引导下，辨识装置内部或外部可能存在的重大危险源和危险有害因素。HAZID 分析步骤如图 E.1 所示。

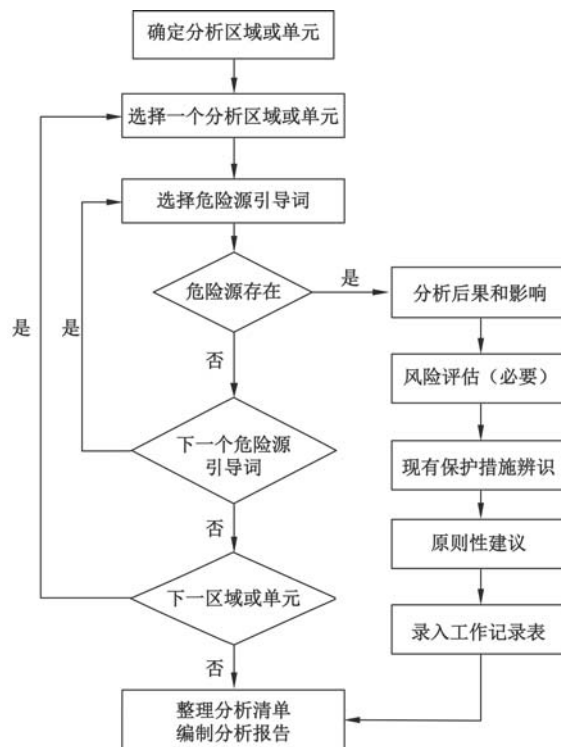


图 E.1 HAZID 分析步骤

HAZID 分析的关键是识别危险源和发现问题，明确风险控制要点，确定主要风险防范措施及采取的行动。应根据 HAZID 分析对象的特点确定有意义的危险源引导词，部分引导词见表 E.2 和表 E.3。

表 E.1 硫磺装置 Claus 制硫单元 RC-Sheet

节点名称	节点范围与描述	检查项	主要风险	后果	可能性	检查项描述	风险降低倍数	依据
酸性气/空气预热	酸性气/空气在进入反应炉之前主要设备：酸性气预热器、空气预热器)	S1-1-1	预热器加热效果差，出口酸性气/空气温度低，导致炉温降低，烧氨效果差，下游设备和管道堵塞	C	6	预热器出口酸性气/空气管线应设置温度指示及低报警	10	危险辨识结果
						反应炉主燃烧室应设置温度指示及低报警	10	
						反应炉设置温度调节控制回路，当温度过低时通过调节燃料气流量和增大预热器蒸汽流量来提高温度	10	
		S1-1-2	预热器由于管束腐蚀内漏，低压蒸汽泄漏至酸性气/空气管线，Claus反应转化率降低，下游尾气排放SO ₂ 超标	C	6	预热器出口酸性气/空气管线应设置温度指示及高报警（报警取值应合理，不宜过高）	10	危险辨识结果
反应炉应设置其他温度提升应急方案，当预热器内漏切断蒸汽阀门，换热器停用时，可通过其他措施提高燃烧室温度，保证烧氨效果	10					事故案例		
酸性气进料与分液	上游来的酸性气，在进入燃烧炉之前需经酸性气分液罐分液，防止酸性气过量的水进入反应炉，主要设备：酸性气分液罐	S1-2-1	酸性气带液过多或人员未及时切液，造成酸性气分液罐液位过高甚至满罐，酸性气携带大量液体进入高温反应炉，严重时炉体损坏、泄漏，人员H ₂ S中毒	D	5	分液罐应设置独立的液位高报警。液位计应采用伴热措施，尤其是含氨酸性气分液罐的液位计应加强伴热，防止铵盐结晶、堵塞，导致液位计显示失灵	10	危险辨识结果/常识/事故教训
						酸性气分液罐应设置液位高高连锁，Claus单元连锁停车	20	

表 E.1 硫磺装置 Claus 制硫单元 RC-Sheet (续)

节点名称	节点范围与描述	检查项	主要风险	后果	可能性	检查项描述	风险降低倍数	依据
酸性气进料与分液	上游来的酸性气，在进入燃烧炉之前需经酸性气分液罐分液，防止酸性气过量的水进入反应炉，主要设备：酸性气分液罐	S1-2-1	酸性气带液过多或人员未及时切液，造成酸性气分液罐液位过高甚至满罐，酸性气携带大量液体进入高温反应炉，严重时炉体损坏、泄漏，人员H ₂ S中毒	D	5	分液罐设计能力应能达到分液要求，并制定完善的人员切液操作规程，保证人员能及时切液	2	危险辨识结果/常识/事故教训
		S1-2-2	由于下游管路或泡沫网等堵塞，分液罐压力高造成分液罐和上游装置超压，酸性气在薄弱环节发生泄漏，造成人员中毒	D	6	分液罐应设置符合要求的安全阀（安全阀宜设置在分液罐滤网前，安全阀进出口及旁路管道采用低压蒸汽伴热）；酸性气应设置独立的火炬排放系统（包括管网和火炬头）	100	管理规定
						酸性气管线设有压力控制调节回路。（对于有两路及以上的酸性气来源的硫磺回收装置，应在每一路上分别设置压力控制调节压力以避免相互干扰）	10	
						酸性气分液罐或酸性气进分液罐前管线应设置压力高报警	10	
酸性气分液罐不得采用玻璃板液位计（如果有玻璃液位计，接口处宜设置防止大量泄漏的设施，如过流自动切断阀）	2							

表 E.1 硫磺装置 Claus 制硫单元 RC-Sheet (续)

节点名称	节点范围与描述	检查项	主要风险	后果	可能性	检查项描述	风险降低倍数	依据
酸性气进料与分液	上游来的酸性气，在进入燃烧炉之前需经酸性气分液罐分液，防止酸性气过量的水进入反应炉，主要设备：酸性气分液罐	S1-2-3	含氨酸性气温度过低 (<85℃) 造成铵盐结晶，堵塞管道，导致上游系统压力升高，装置被迫停工	C	6	含氨酸性气管道应全程蒸汽伴热并宜采用夹套伴热（阀门采用夹套伴热阀门），保证在装置运行的任何时段、含氨酸性气管道内任意一点温度不低于85℃	10	危险辨识结果
						人员定期现场检查疏水器运行状况，防止伴热失效	2	
						酸性气分液罐（尤其是含氨酸性气分液罐）及其附件（液位计、压力表、温度计、安全阀等）全部应设有蒸汽伴热，防止铵盐结晶堵塞	2	
		S1-2-4	人员进行酸性气采样时，酸性气泄漏导致人员H ₂ S中毒	D	4	酸性气采样采用密闭采样设施	10	危险辨识结果
采样时双人作业，配备个体防护设备，并且确保个体防护装备（PPE）完整性，完善的操作规程、培训，确保PPE合理使用	10							

表 E.2 危险源

序号	分类	来源示例
1	碳氢化合物（未加工）	
1.1	天然气	—
1.2	液化天然气	低温设施，罐
1.3	凝液	罐，气井，气体管线，气体分离器
1.4	碳氢气体	油气藏，油气井，油/气分离器，气体处理设施
1.5	其他碳氢化合物	海底天然气水合物

表 E.2 危险源（续）

序号	分类	来源示例
2	碳氢化合物（加工）	
2.1	液化石油气	分馏工艺设备，储罐，运输卡车和铁路槽车
2.2	汽油	加油站，车辆维修
2.3	煤油/喷气燃料	机，便携式炉具，便携式灯笼，加热系统，储罐
2.4	石油焦	加热炉，锅炉
3	爆炸品	
3.1	雷管	地震勘探作业，管道施工
3.2	工业炸药材料	地震勘探作业，爆破，施工，焰火表演
3.3	射孔弹/成型炸药	完井活动，拆除
4	其他危险化学品	
4.1	乙烯	—
4.2	对二甲苯	—
4.3	氯	—
4.4	1,3-丁二烯	—
4.5	硫酸	—
4.6	甲苯	—
5	压力	
5.1	带压气体	焊接瓶，实验室气体，运行管道，空气管路，气闸，气枪，潜水作业（空气罐）
5.2	带压液体	水处理，注水作业，管道强度测试，油井压裂和处理
5.3	真空	罐，收集器
5.4	高压环境下作业	潜水作业
5.5	低压环境（如大气稀薄）下作业	在海拔2 000 m以上的高空作业
6	高度差	
6.1	人员在2 m以上高度作业	脚手架、悬吊通道、梯子、平台、栏杆、扶手、开凿、塔、堆垛、屋顶作业，舷外作业，二层平台作业
6.2	人员在2 m以下高度作业	湿滑/不平表面，攀爬/下行梯子，障碍物，松散的栅栏
6.3	头顶上方存在的物体/设施	物体提升/处理时掉落或者工作平台上方有人员、设备或工艺系统，升降工作平台，吊挂，起重
6.4	地面/边坡稳定性	管沟，开挖，修复埋地设施
7	应力作用下物体	
7.1	拉伸作用下物体	拉索和支撑电缆，锚链，拖驳绳，吊索、处理卡钻事故
7.2	压缩作用下物体	弹簧作用设施，如泄压阀，执行器和液压操作设备
8	运动状态	
8.1	陆运（驾驶）	厂内车辆驾驶，运送材料，供给产品，野外施工搬迁，移动钻机和工作台等
8.2	水运（船）	目的地和工厂之间的来回船运；船碰撞

表 E.2 危险源（续）

序号	分类	来源示例
8.3	含有移动或旋转部件的设备	发动机，马达，压缩机，钻柱，转盘，载有动力定位系统的大型船舶上的推进器
8.4	使用手工工具	划船，地震线清理，挖掘作业
8.5	非通航航道（狭窄/浅的水域）	搁浅
9	自然环境	
9.1	恶劣天气	台风，极端温度，雨，暴风雨
9.2	海上/水上状态	波浪、潮汐或其他海况、河流水流、洪水、海啸
9.3	地质灾害，包括地震	地震、滑坡或其他地质灾害
9.4	火灾	潜在的野外森林、草原自然火灾
9.5	雷击	在敞开空间作业，临近电力线，树等
9.6	沼泽/淤泥	流沙、淤区，沼泽，湿地，池塘
10	电力	
10.1	电压>50 V	电力电缆、临时电力线、电动机、电力开关设备、发电、焊接机、变压器、架空电力线路
10.2	静电	储罐和管道，产品输送软管，未接地的设备，高速气体排放、塑料盛油桶等
11	物理	
11.1	X射线<10 nm（电离）	医用扫描仪，检测仪器
11.2	α 、 β 粒子	测井、成像、光密度计、仪器接口
11.3	伽马射线	测井、成像
11.4	中子辐射	核反应堆，测井
11.5	低温温差	工艺管道，储存容器，罐，蒸汽管线，低温设施，冷藏/进入冰柜，北极气候，海水<10℃
11.6	高温温差	靠近火炬，在二层甲板，开放的暴露区域，炎热夏天，工艺管道，蒸汽出口，排放口
11.7	自燃物	酸性环境容器中的金属垢，酸性环境过滤器上的垢，海绵铁脱硫设施上的垢，如硫化亚铁
12	大气、环境、媒介	
12.1	空气或媒质中氧气浓度/氮气和氧气缺乏	氧氮平衡破坏。密闭空间，储罐，氮气灭火系统，耗氧雨淋系统
12.2	水	河流，小溪，泳池中溺水风险
12.3	其他窒息性气体	焊接用氩毯，氦
12.4	大气中的毒物（CO, H ₂ S, 重金属等）	焊接/燃烧操作，有毒的下料系统，排气管，故障加热设备，不通风的车间，冷凝蒸气、酸性气体
12.5	空气/粉尘中颗粒物	烟雾、烟尘、油烟、切割砖和混凝土，扬尘道路行驶，喷砂，催化剂生产过程，矿物纤维、粉末泥浆添加剂
13	生物、疾病方面	
13.1	植物	致死的茄属植物，真菌（如蘑菇和霉），花粉等过敏原

表 E.2 危险源（续）

序号	分类	来源示例
13.2	动物	野生动物、蛇、老鼠、昆虫、蜘蛛、蝎子、蜜蜂等
13.3	血吸虫病	疫水
13.4	细菌、病毒	污染的食物、水、空气等
13.5	传染性疾病	病人或病原携带者
13.6	地方性疾病	地下水、地方性食物、媒介昆虫以及病原动物等
14	人机工程	
14.1	工作场所	不方便、困难或不舒服的工作条件，不充足的光线条件
14.2	需要体力的任务	对于工作所需的体力未知或不合理的期望
14.3	人机界面	在正常和异常条件期间，操作者无法发现和理解的机械/设备信息和状态（通过视觉、声光等）
14.4	长时间/无规律的工作时长	过长或繁重的工作时间。超时、夜班加班、疲劳导致人因失误的风险
14.5	控制/显示设计	控制面板、刻度盘、报警等的设置使工作人员无法监测到异常事件、噪声等
14.6	操作和行动的现场位置	期望工人能够有效完成相关应急操作，而没有考虑将操作者置于更加危险的境地
14.7	人员响应时间/能力	在可用的时间内，操作者无法完成所需的工作
15	安保	
15.1	恐怖袭击	对公众、行政部门的暴力攻击
15.2	刑事、治安事件	盗窃物资、破坏设施、伤害人员等
15.3	群体性事件	游行、上访等带来社会秩序动乱
15.4	无关人员随意进出	门禁失控
15.5	输油气管道破坏	打孔盗油（气）、第三方施工

表 E.3 危害因素

序号	类别	导致危险源释放的危害因素	说明（可能产生的危害或产生条件）
1	工艺危害因素	高压	—
2		压力过低，真空	低于常压后空气进入的可能性
3		高温	—
4		温度过低（如液体闪蒸）	冷脆
5		极端温差	换热器
6		外部温度过低（如结冰）	特别是对于凝固后容易导致堵塞的产品
7		外部温度过高	影响冷却能力
8		温度变化	例如加热炉内由于温度变化产生应力
9		设备、泵、搅拌器等失效导致失控反应	—
10		辅助系统、冷却供电失效等导致失控反应	对每种情况要进行具体分析
11		一种反应原料过多或过少导致失控反应	

表 E.3 危害因素（续）

序号	类别	导致危险源释放的危害因素	说明（可能产生的危害或产生条件）	
12	工艺危害因素	不同操作条件导致失控反应（初始温度、压力等）	对每种情况要进行具体分析	
13		不期望的化学反应	不同的混合物或物质不纯可能导致不期望的反应	
14		错误组分注入	过多轻组分存在可能导致压力过高	
15		所装物料重量导致的失效	考虑满液位情况	
16		电力供应中断	电力供应中断	可分为局部失效和整个单元/装置设施失效
17			蒸汽中断	
18			冷却水中断	
19			仪表空气中断	
20			惰性气体中断	
21		溢流	—	
22		逆流进入其他系统	例如进入氮气系统	
23		从其他系统回流	可能引起不期望的反应	
24		设备危害因素	内腐蚀（H ₂ , CO ₂ , H ₂ S, Hg, 酸等）	对于不同的腐蚀机理，应作为不同的危害因素
25			无绝缘层的外腐蚀	锌脆应作为单独的危害因素
26	绝缘层或其他涂层（如防火层）下外腐蚀		特别是绝缘层下热表面水浸入点	
27	应力腐蚀开裂		—	
28	埋地长输管道绝缘套管下腐蚀		—	
29	杂散电流		—	
30	磨蚀		—	
31	冲蚀		—	
32	气蚀		—	
33	喘振		—	
34	管道水击		—	
35	螺纹连接失效		—	
36	法兰连接失效		—	
37	密封失效（泵、搅拌器和阀门等）		应作为不同的危害因素	
38	小口径管道失效		此类管道容易受到机械损伤导致失效	
39	软管失效		—	
40	玻璃板液位计失效		高压、高温、冲击、错误安装导致失效	
41	超速导致设备失效（特别是压缩机/透平）		应具体分析每种超速原因	
42	振动（泄放系统，各种设备，压缩机小连接件，两相流管道等）	设备的部分部件需考虑此因素		

表 E.3 危害因素（续）

序号	类别	导致危险源释放的危害因素	说明（可能产生的危害或产生条件）
43	外部影响	交通影响，如车辆撞击	—
44		外部振动影响（如打桩、放炮等）	—
45		外来物体影响	—
46		开挖、施工或第三方破坏影响	特别是对于埋地管线
47		火灾	考虑火焰和热辐射
48		爆炸冲击波影响	—
49		邻近单元影响（如有毒气云等）	与特定的区域有关
50		恐怖袭击	
51		外部活动影响	如管道附近的焊接活动
52		落物影响（起吊或拆除等）	与特定的作业和区域有关
53		操作与施工	误操作
54	错误地维护/替换		—
55	建造失效		考虑每一种建筑结构类型，如钢结构或混凝土等
56	排污		—
57	取样		—
58	设备或管线开口		—
59	进入设备		对每种情况要进行具体分析
60	开车		
61	停车		
62	其他	病毒导致控制系统计算机失效	—
63		粉尘爆炸	如石棉制品粉尘、催化剂粉尘等
64		仪表失效	—
65		静电	—
66		火花	—

E.3 放热反应的安全性评估

大部分化工生产工艺涉及化学反应，生产过程中反应放热失控导致温度快速上升，温度升高又加速了反应的放热，这种放热反应的“热失控”往往会导致严重后果，因此对于新开发的生产工艺涉及放热反应的应进行反应安全性评估，其流程如图 E.2 所示。

反应安全性评估要关注化学品的稳定性和化学反应的安全性，化学品安全性测试需要从毫克级到克级确定产业化操作的限值和安全范围，并依据其分解热评判其燃爆性、化学反应安全性采用反应量热、差示量热、连续量热和绝热量热等方式进行研究测定，同时关注反应体系产物的二次反应特性。开展工艺技术路线的风险评估，并提出控制措施要求，研究获取的所有表观热力学和表观动力学参数作为设计和过程安全管理的依据，如果放热反应失控后缺乏有效控制手段会导致事故，该放热反应不能应用于工业生产。

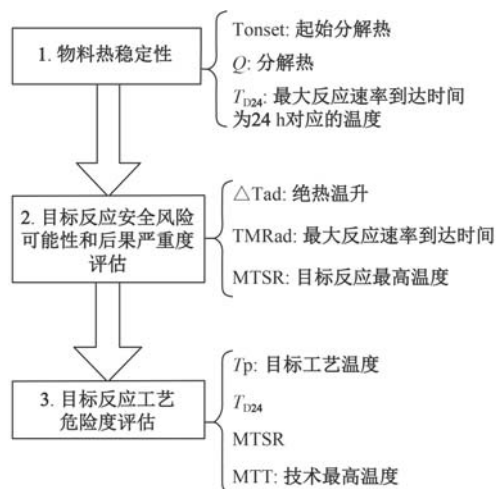


图 E.2 反应安全性评估流程

首先，进行物质热稳定性评估。对所需评估的物料进行热稳定性测试，获取热稳定性评估所需要的技术数据。主要数据包括物料热分解起始分解温度、分解热、绝热条件下最大反应速率到达时间为 24 h 对应的温度 (T_{D24})。对比工艺温度 (T_p) 和物料稳定性温度，如果 T_p 大于 T_{D24} ，物料在工艺条件下不稳定。需要优化已有工艺条件，或者采取一定的技术控制措施，保证物料在工艺过程中的安全和稳定。同时，根据物质分解放出的热量大小，对物质潜在的燃爆危险性进行评估，其评价标准见表 E.4。

表 E.4 分解热分级标准

等级	分解热/ (J/g)	说明
1	分解热 < 400	潜在爆炸危险性
2	400 ≤ 分解热 ≤ 1 200	分解热量较大，潜在爆炸危险性较高
3	1 200 < 分解热 < 3 000	分解放热量大，潜在爆炸危险性高
4	分解热 ≥ 3 000	分解放热量很大，潜在爆炸危险性很高

其次，进行目标反应风险发生可能性和严重度评估。通过反应量热实验获取反应过程绝热温升、失控体系达到最高温度对应的最大反应速率到达时间。考虑工艺过程最大热累积度的情况，利用失控体系绝热温升，按照表 E.5 分级标准，对失控反应可能导致的严重程度进行反应安全风险评估；利用最大反应速率到达时间，根据表 E.6 分级标准，对失控反应触发二次分解反应的可能性进行反应安全风险评估。最后，综合失控体系绝热温升和最大反应速率到达时间，对失控反应进行复合叠加因素的矩阵评估，判定失控过程风险可接受程度，其分级标准见表 E.7。

表 E.5 失控反应严重度分级标准

等级	$\Delta T_{ad}K$	后果
1	≤ 50 且无压力影响	单批次的物料损失
2	50 < ΔT_{ad} < 200	工厂短期破坏
3	200 ≤ ΔT_{ad} < 400	工厂严重损失
4	≥ 400	工厂毁灭性的损失

表 E.6 失控反应可能性分级标准

等级	TMR_{ad} /h	后果
1	$TMR_{ad} \geq 24$	很少发生
2	$8 < TMR_{ad} < 24$	偶尔发生
3	$1 < TMR_{ad} \leq 8$	很可能发生
4	$TMR_{ad} \leq 1$	频繁发生

表 E.7 目标反应风险分级标准

可能性	严重度			
	1	2	3	4
4	Ⅱ级	Ⅲ级	Ⅲ级	Ⅲ级
3	I级	Ⅱ级	Ⅲ级	Ⅲ级
2	I级	Ⅱ级	Ⅱ级	Ⅲ级
1	I级	I级	I级	Ⅱ级

最后，进行目标反应工艺危险度评估。获取包括目标工艺温度（ T_p ）、失控后体系能够达到的最高温度（MTSR）、失控体系最大反应速率到达时间为 24 h 对应的温度（ T_{D24} ）、技术最高温度等数据（MTT）。在反应冷却失效后，4 个温度数据大小排序不同，根据“指导意见”的分级原则（表 E.8），对失控反应进行反应工艺危险度评估，形成不同的危险度等级；根据危险度等级，有针对性地采取控制措施。

表 E.8 反应工艺危险度分级标准

等级	温度	后果
1	$T_p < MTSR < MTT < T_{D24}$	反应危险性较低
2	$T_p < MTSR < T_{D24} < MTT$	潜在分解风险
3	$T_p \leq MTT < MTSR < T_{D24}$	存在冲料和分解风险
4	$T_p \leq MTT < T_{D24} < MTSR$	冲料和分解风险较高，潜在爆炸风险
5	$T_p < T_{D24} < MTSR < MTT$	爆炸风险较高

E.4 故障假设分析法

这是一种头脑风暴式的风险识别方法。该方法是对某一特定的风险识别对象，组织有丰富经验的团队，对其可能出现异常做出各种假设。根据这些假设，分析可能出现的危害。风险识别采用“如果—就怎样”的问答形式展开识别的效果取决于工作团队的经验和掌握的信息。故障假设分析法比较适用于变更管理的风险识别和化工装置设施异常工况的危害分析。将故障假设分析法和基于经验的列表法结合，形成的结构化假设分析法增强了危害、风险识别的全面性、科学性和系统性。

E.5 工艺过程的 HAZOP 和 LOPA

危险与可操作性分析是以引导词为核心的系统识别流程工业危害的方法。危险与可操作性分析是流程工业风险识别方法中应用最广的一种方法，该方法全面、系统地分析系统中每一个重要的操作参数偏

除了设计条件所导致的危害。HAZOP 既适用于设计阶段，又适用于正在运行的生产装置设施；既可以应用于连续的化工过程，也可以应用于间歇的化工过程；既可以全面识别化工生产过程与操作有关的危害、风险，也是非常好地培训操作人员的工具。运用 HAZOP 要成立有工艺、设备、仪表、公用工程、安全管理等有关专业技术人员和有经验的操作人员组成的工作小组，其中工作组组长的经验非常重要。

HAZOP 方法见 GB/T 35320。

采用“HAZOP+LOPA+风险矩阵”风险评估方法对装置/设施危险与可操作性进行评估，并结合风险矩阵，对可能导致事故场景的后果严重性及发生的可能性进行评估，在此基础上提出降低风险的措施。“HAZOP+LOPA+风险矩阵”风险评估流程如图 E.3 所示。

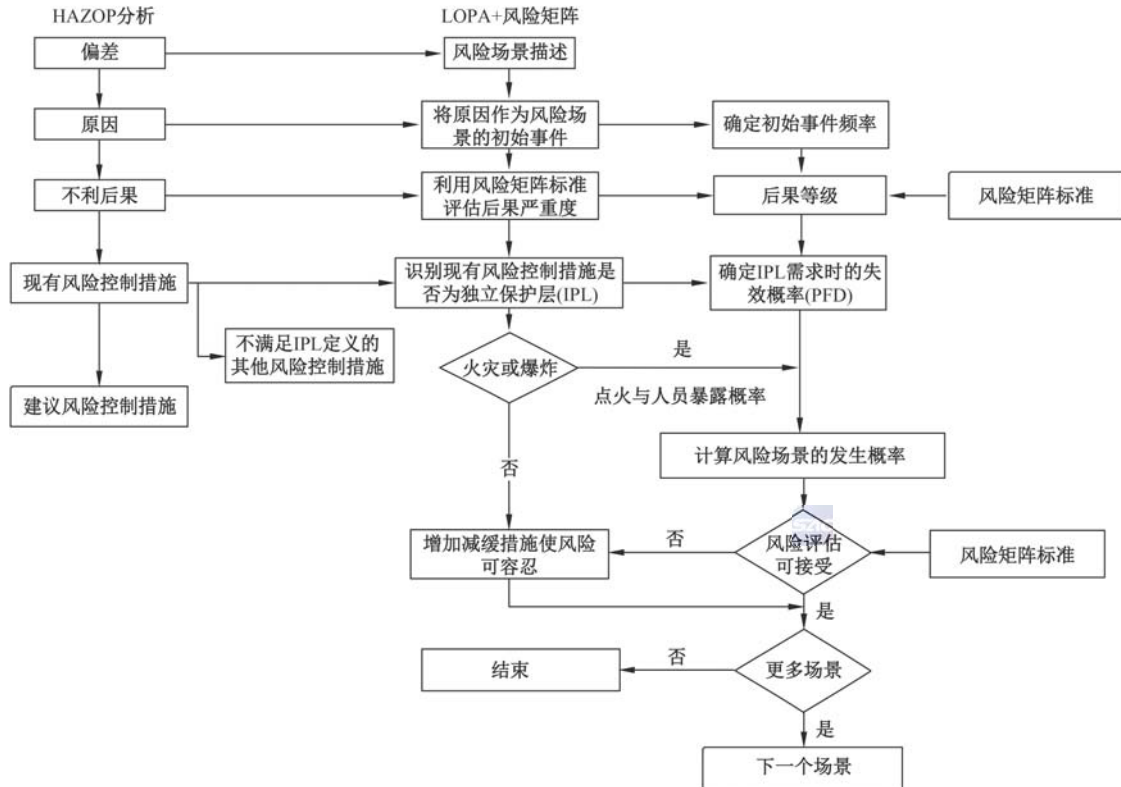


图 E.3 “HAZOP+LOPA+风险矩阵”风险评估流程

“HAZOP+LOPA+风险矩阵”风险评估首先采用 HAZOP 方法，基于工艺设计意图，给定工程设计与工艺要求的偏差，分析造成偏差的原因，偏差产生的后果、现有的安全措施，并确认 P&IDs 中涉及的生产和操作维修方面的安全隐患。

将 HAZOP 的结果作为 LOPA 的输入，将造成偏差的原因及导致的后果作为事故场景链条进行事故场景假设，据此作为 LOPA 的事故场景。然后根据初始事件的发生频率和事故场景中各种有效的独立的保护层要求时失效概率计算事故场景的发生频率。最后根据事故场景后果的严重性等级和事故场景发生频率的大小，利用风险矩阵评估事故场景的风险等级，并判断事故场景的风险是否可接受。在此基础上，根据风险的大小和安全隐患，提出针对性的建议措施。主要原则如下。

- a) HAZOP程序执行 GB/T 35320。
- b) 分析前应确定风险矩阵标准。
- c) LOPA执行GB/T 32857。
- d) 执行法规标准，并对潜在的安全风险本着“ALARP”原则，采取行之有效的措施，对风险进行管理与控制。
- e) 每个事故场景应有唯一的初始事件及其对应的单一后果。当同一初始事件导致不同的后果时，

或多种初始事件导致同一后果时，应假设多个事故场景进行评估。

- f) 当事故场景为火灾爆炸时，需要考虑点火概率。当事故场景中涉及人员伤亡时，需要考虑人员暴露概率。
- g) 事故场景需要考虑以往事故案例。
- h) 初始事件的发生频率及保护措施失效概率来自行业的统计数据，选择的失效率数据应具有行业代表性或能代表操作条件。

E.6 供电系统的 HAZOP 和 LOPA

宜采用 HAZOP 和 LOPA 风险评估方法对供电系统开展风险评估，风险评估的目标是抑制系统停电事故、控制单元停电事故及影响范围、优化快速恢复供电控制策略。

供电系统 HAZOP 风险评估小组需要有熟悉主网结构、运行方式、发电厂、设备运行、继电保护、装置用电负荷、工艺过程等有经验的专业技术人员组成。供电系统 HAZOP 风险评估主要依据一次系统主接线图、继电保护及自动装置配置图展开工作，宜按照一次系统主接线图的自然顺序进行，以变配电站为单元，从关口变电站开始，一直经过各电压等级枢纽、中心、区域变电站，最后到装置变配电站、关键用电设备进行分析。供电系统 HAZOP 流程执行 GB/T 35320。

供电系统 LOPA 是在 HAZOP 风险评估的基础上，对不可接受的风险进一步分析其保护措施的可操作性，供电系统保护层主要由电力系统可靠性设计、安全泄放设施、继电保护系统、安全自动装置、数据采集与监视控制系统（SCADA）、孤网稳控系统、应急电源装置及启动方案、安全规程及事故预案组成。LOPA 把供电系统瞬时从正常供电状态、维持供电状态，过渡到紧急控制状态、变化到极端连锁反应状态链条进行事故场景假设，应重点评估供电系统安全稳定控制三道防线的可靠性水平，审查电力系统继电保护、自动装置、低周低压减载、稳控系统保护配置、保护定值、上下级配合合理性，审查装置设施供电系统电气连锁、设备连锁、工艺连锁配合合理性。供电系统 LOPA 半定量分析计算执行 GB/T 32857。

E.7 失效模式与影响分析

FMEA 是用于设备设施失效风险分析非常有用的方法。在风险分析方法中占有重要的位置，原欧共体在质量管理标准中把它作为保证产品设计和制造质量的有效工具。它如果与失效后果严重性分析联合应用，则在风险管理方面的用途更加广泛。

在化工过程风险管理中，FMEA 分析主要用于各类设备设施失效的风险识别。

E.8 后果影响分析

通过危害识别，识别可能的危险物料或能量的释放，并通过相关经验模型 CFD 模型评估危险物料泄漏或失控后引发的毒性气体扩散、火灾和爆炸的影响，从而为采用基于后果的安全设计、过程安全管理和应急管理提供依据。危险物料可能引发的各类事故关系如图 E.4 所示。

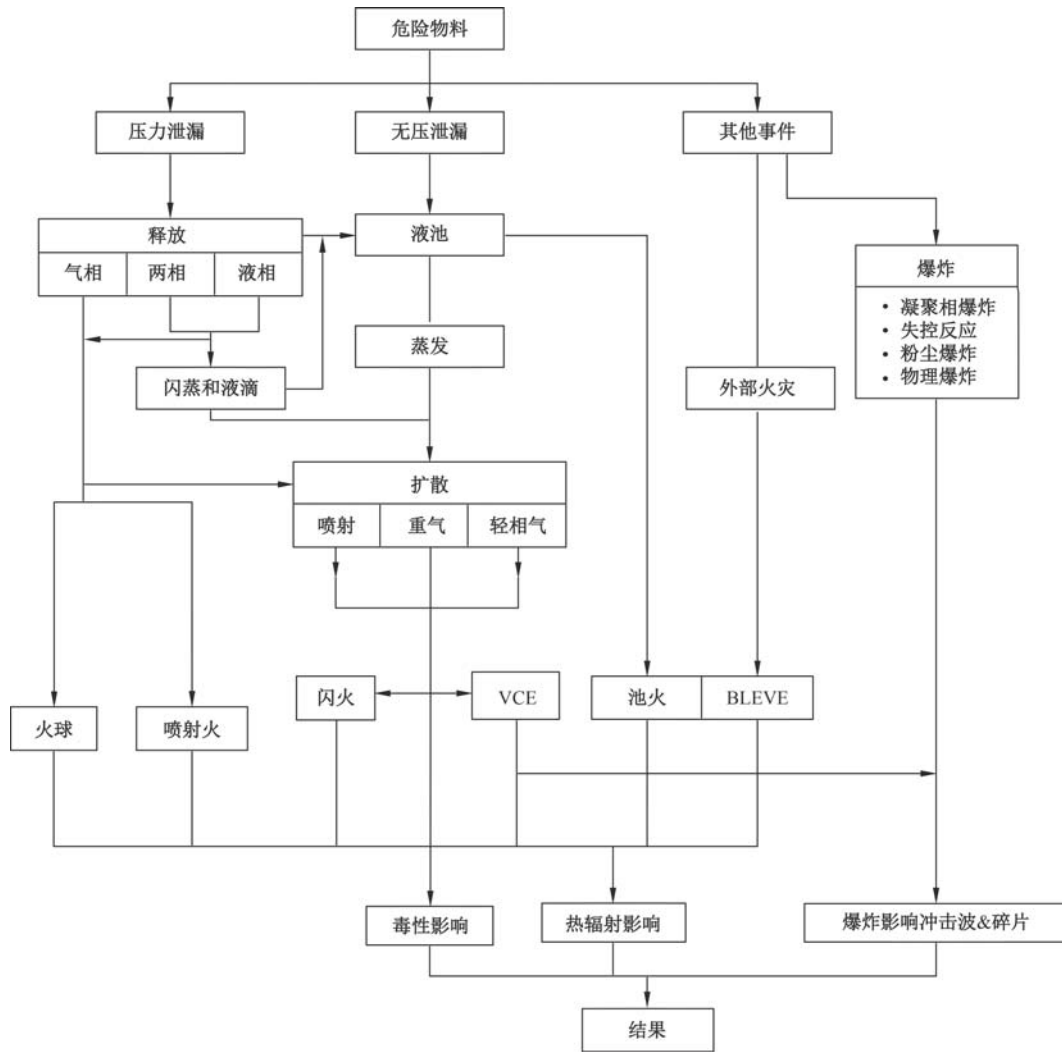


图 E.4 危险物料可能引发的各类事故关系图

蒸气云扩散模拟需要考虑主动喷射、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模型及相似模型、浅层模型、CFD 模型或危险气体扩散风洞测试等。

火灾分析主要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、可燃气体进入建筑内部引发的气体爆炸等影响。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。

爆炸分析主要考虑可能发生的蒸气云爆炸、爆炸品爆炸、粉尘爆炸、非反应性介质的压力容器爆裂、沸腾液体蒸气云爆炸、反应失控和内部爆炸等，其中蒸气云爆炸计算应考虑气云的受约束和受阻状况，可采用 TNO 多能法、BST 方法或者计算流体动力学方法等，不应采用 TNT 当量法进行气体爆炸分析。当需要详细评估气体爆炸燃烧的过程、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 模型或实验进行分析。通过火灾、爆炸和毒性气体的分析，采用物理影响模型评估对人员、建筑物、设备等影响。后果影响分析时可采用最坏事故场景和可信事故场景进行评估，一般最坏事故场景常用于应急预案的制定，可信事故场景常用于安全设计。最大可信事故场景确定流程如图 E.5 所示：

- 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 1×10^{-5} 次/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) 确定最大可信事故场景，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。

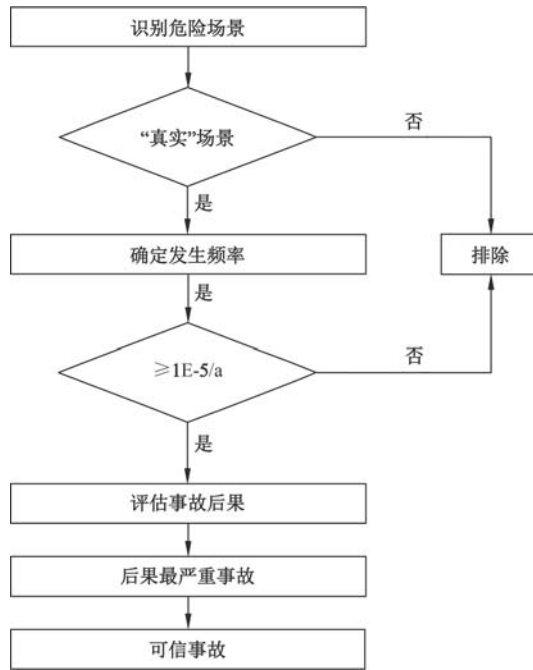


图 E.5 最大可信事故场景确定流程图

E.9 全定量风险评价

定量风险评价是通过所有潜在的事故发生频率和后果进行定量计算和风险叠加，并与风险可接受标准比较的系统方法。用于衡量某一设施、单元或工厂整体的安全风险水平。定量风险评价在分析过程中不仅要求对事故的原因、过程、后果等进行定性分析，而且要求对事故发生的频率和后果进行定量计算，并将计算出的风险与风险标准相比较，判断风险的可接受性，提出降低风险的建议措施。定量风险评价的基本程序如图 E.6 所示。

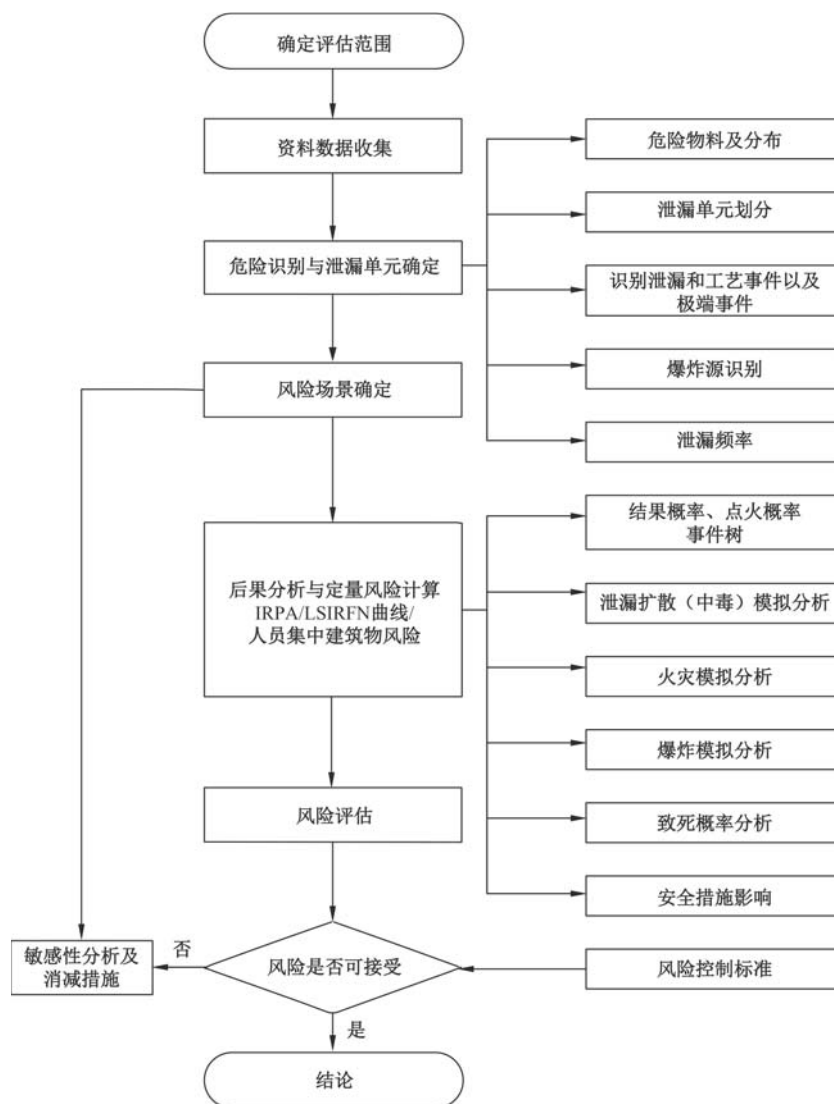


图 E.6 QRA 基本程序

在化工项目全生命周期内，宜根据企业或项目需求，开展下列定量风险评价工作：

- a) 在可行性研究阶段，开展区域选址、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，通过定量风险评价技术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、人员集中建筑物或装置设施等发生变更时，可采用定量风险评价技术量化安全风险；
- 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价的方面。

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，并得到实验数据验证或模型比较研究论证等。

E.10 建构筑物爆炸冲击危害分析与管理

为防止危险化学品生产过程中发生的火灾爆炸或毒性气体泄漏事件造成建筑物内人员重大伤亡，对于人员集中建筑物、检维修活动的移动建筑物或其他需要分析的建构筑物，应对其布局、结构和安全防护能力进行分析与评价。以爆炸冲击危害为例，当建筑物受到的爆炸冲击波超压 ≥ 6.9 kPa 或冲量 ≥ 207 kPa \cdot ms，应进行抗爆设计。主要步骤包括。

- 识别人员集中建筑物。
- 建筑物爆炸风险评估。确定建筑物遭受的爆炸冲击波参数（包括爆炸冲击波峰值入射超压和正压作用时间），判断是否需要进行抗爆设计。可采用基于风险的方法或基于最大可信事故场景的方法确定爆炸冲击波参数。爆炸分析场景应考虑蒸气云爆炸、爆炸物爆炸、压力容器爆裂和沸腾液体膨胀蒸气云爆炸等。对于蒸气云爆炸分析宜采用TNO多能法、Baker-Strehlow-Tang（BST）方法、CFD模型等，不得采用TNT当量法进行气体爆炸分析。爆炸物爆炸评估参照GB/T 37243和GB 50089的有关规定。
- 确定建筑物爆炸冲击设防荷载。建筑物爆炸冲击波设防基准应为累积发生频率为万年一次的爆炸冲击波参数，或者根据最大可信事故场景确定的爆炸冲击波参数；对于布置在甲乙类装置或罐区附近的建筑物，抗爆治理快速排查参考图E.7、图E.8和表E.9。
- 建筑物结构安全性评估。参照GB 50068、GB 50292、GB 50023等有关规定，对建筑物进行结构检测、可靠性鉴定和抗震能力鉴定，并进行建筑物结构安全性核算和建筑物抗倾覆性核算。建筑物结构安全性核算方法宜采用单自由度法、等效静荷载法、多自由度法、有限元分析方法等。相关计算方法参照GB/T 50779有关规定。
- 给出降低爆炸冲击风险的措施。

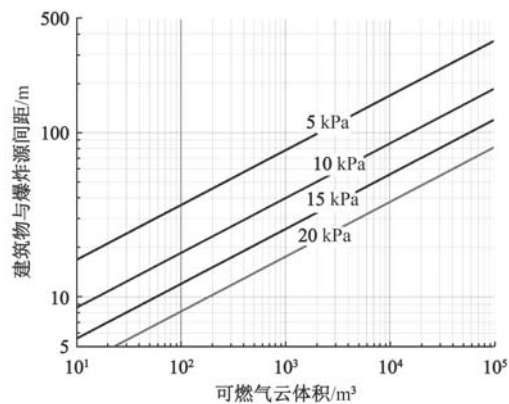


图 E.7 爆炸源强度为 5 时的爆炸超压

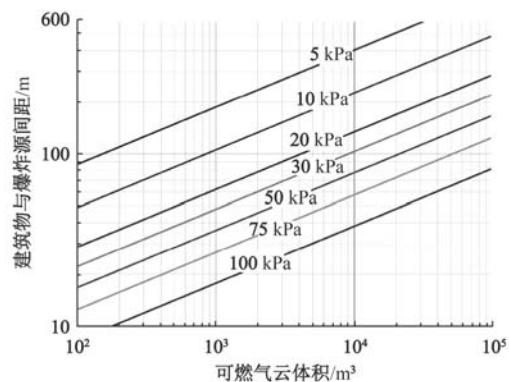


图 E.8 爆炸源强度为 7 时的爆炸超压

表 E.9 建筑物抗爆治理快速排查临界距离表（冲击波超压 6.9 kPa）

可燃气体体积/m ³	建筑物与装置设施边界的临界距离/m		
	爆炸源强度4	爆炸源强度5	爆炸源强度6~10
100	10.3	19.3	54.6
600	18.7	35.0	99.2
1 000	22.2	41.5	117.7
1 500	25.4	47.5	134.7
3 000	32.0	59.8	169.7
6 000	40.3	75.4	213.8
9 000	46.1	86.3	244.7
10 000	47.7	89.4	253.5
15 000	54.6	102.3	290.2
20 000	60.1	112.6	319.4
30 000	68.8	128.9	365.6

E.11 基于风险的检验

基于风险的检测技术以风险分析为基础，通过对重要设备系统中固有的或潜在的危及后果进行定性或定量的分析、评估发现主要问题和薄弱环节，确定设备风险等级，从安全性和经济性相统一的角度对检测检验的频率、程序进行优化，制定科学合理的检测检验策略，使检测检验和管理行为更加安全、经济、有效。该项技术在国外石油、化工等生产企业正在广泛应用。基于风险的检验检测技术包括两部分内容：分析研究设备失效可能性和失效后果。

风险矩阵的失效可能性是基于设备的年度泄漏次数分为若干等级；失效后果的量化是按照失效后造成影响区域面积的最大值确定，将设备或管道失效可能性和失效后的分类结果分别列入矩阵的纵轴和横轴上，形成风险矩阵。对高风险的设备、管道运行中应加强检验检测或进行相关技术处理。

基于风险的检验检测技术可用于承压设备系统中下列设备及其相关零部件的检验检测：

- a) 压力容器及其全部承压零部件；
- b) 装置界区内压力管道及其全部承压管件；
- c) 常压储罐；
- d) 动设备中承受内压的壳体；
- e) 锅炉与加热炉中的承压零部件；
- f) 安全阀等安全泄放装置。

基于风险的检验检测技术实施过程包括以下步骤：

- a) 检验检测计划的制定；
- b) 设备管道基础数据的收集；
- c) 识别损伤机理和失效模式；
- d) 失效可能性分析；
- e) 失效后果计算；
- f) 设备、管道风险的识别、评价和管理；
- g) 通过持续检验检测进行风险管控；
- h) 研究制定其他减缓风险的措施；

- i) 评估实施效果和基于风险的检验检测技术分析结果的更新。

E.12 火气探测覆盖率评估

火灾/气体探测系统探测器覆盖率有效性评估技术有空间分析法、场景分析法两种方法。空间分析法根据探测器参数或设计要求，采用计算机辅助方法确定探测器在装置区的空间覆盖率。场景分析法根据探测器参数结合设备及建构物布置、释放源的理化特性、泄漏频率和空气流动等特点，采用数值模拟及计算机辅助分析方法确定探测器在工厂下的场景覆盖率。

火灾/气体探测系统探测器覆盖率有效性评估工作应通过如下步骤开展。

- a) 数据收集：工艺及仪表控制流程图；介质参数及工艺参数表；物料平衡及组分数据；装置设施总平面图；设备、设施平面布置图；可燃有毒泄漏探测器布置资料；风险量化报告、风险量化表、事件树图；已运行装置设施历史安全事件/事故信息采集；可燃有毒泄漏探测器性能参数材料；大气环境历史数据材料等。
- b) 模型构建。
- c) 预分析：危险类型辨识；选择探测目标；确定探测技术；选择空间类型。
- d) 有效性评估分析：分析区域定义；探测器评估方法选择；定义风险区域；配置探测器；覆盖率计算；优化布局。
- e) 编制评估报告。

火灾/气体探测系统探测器覆盖率有效性评估流程见 GB/T 39173—2020 中图 1。

附录 F
(资料性)

安全泄放系统风险分析方法

F.1 安全泄放系统风险分析方法

安全泄放系统风险分析方法整体流程如图 F.1 所示，其中针对超压泄放出现可能出现两相流的场景宜参考图 F.2 a)，两相流泄放尺寸校核计算过程宜参考图 F.2 b)。

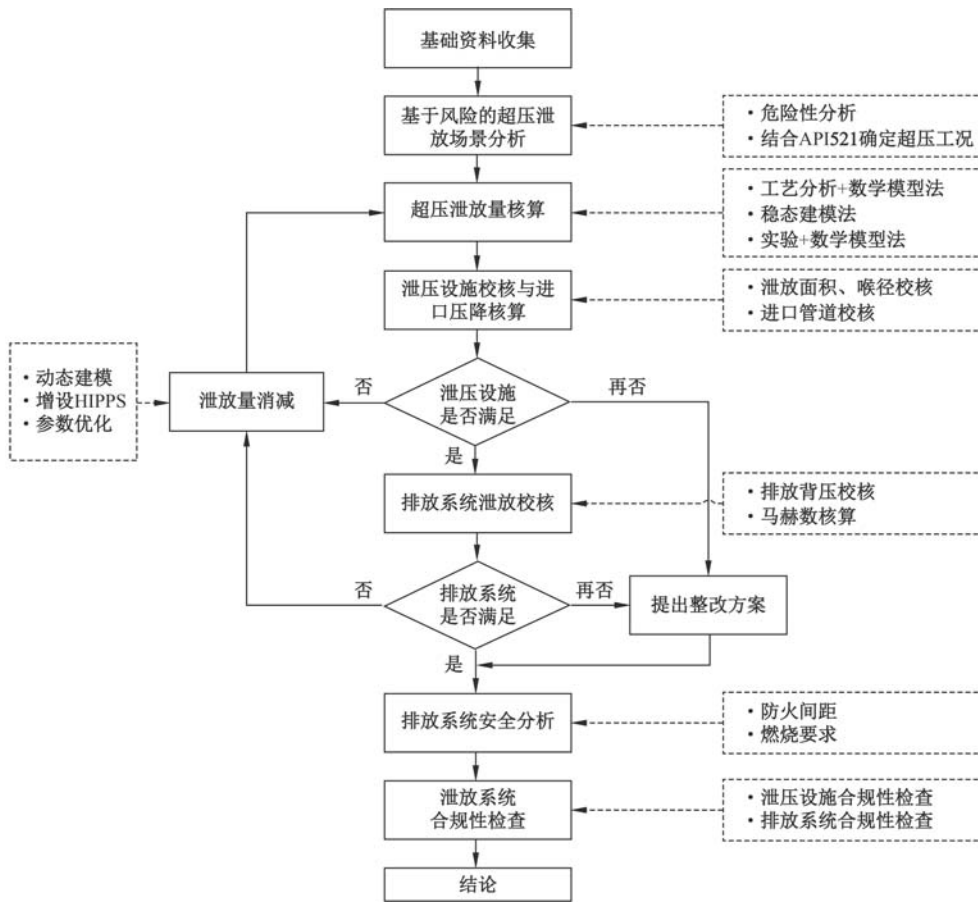
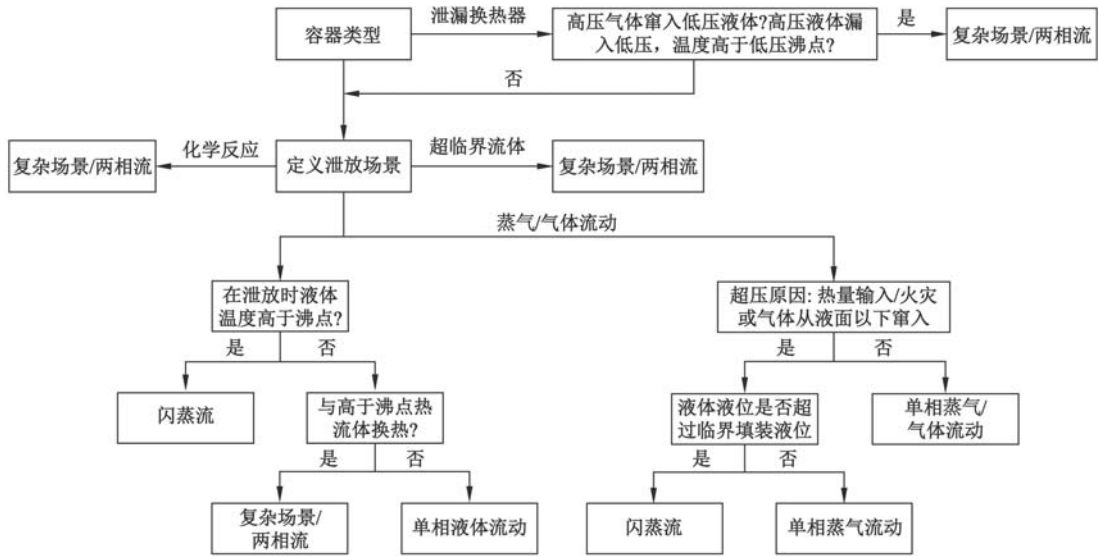
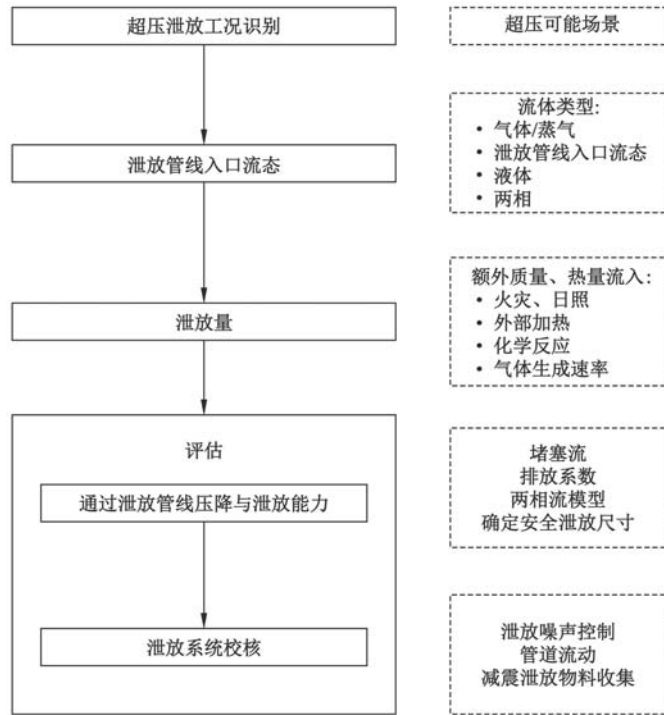


图 F.1 安全泄放系统风险分析方法整体流程



a) 可能出现两相流泄放的场景



b) 两相流泄放尺寸校核计算过程

图 F.2 单设备两相流泄放尺寸校核计算流程

F.2 基于风险的超压泄放场景分析

F.2.1 采用基于风险的危险性分析方法（如 HAZOP）确定各类设备潜在的超压泄放场景。

F.2.2 由于设备、仪表、联锁或联锁切断阀故障、阀门故障（含单向阀）等，可能使系统中的介质由高压系统窜入低压系统，造成低压系统的压力急速上升时，低压系统设备泄压设施需考虑串压工况。

F.2.3 当反应、混合、分离或储运等设备中正在或可能发生放热和/或放出气体的反应，存在反应失控风险时，需考虑化学反应失控工况。

F.3 单设备超压泄放量核算及压力泄放装置校核

F.3.1 所需数据能够现场获取时，可采用基于物料平衡或热平衡原理的工艺分析法或经验公式进行泄放量计算；所需数据无法现场获取时，可以结合实际运行工艺搭建装置设施稳态工艺模型获取关键物性参数进行泄放量计算。

F.3.2 反应失控工况泄放量计算宜采用小型试验装置设施获取非正常状态时的反应失控特征（温升速率、压升速率等），判断泄放类型（蒸气型、气体型或混合型），确定容器内流动状态（搅混型、气泡型、本征发泡型），采用 DIERS 推荐的方法进行计算（Leung 法、Fauske 法）。

F.3.3 通过安全泄压设施的流体为处于气液平衡的液相或气液混合相态时，采用两相流的方法计算泄放面积。气液两相流体泄放能力的计算建议采用基于均相平衡模型（HEM）的 Omega 方法。

F.3.4 压力泄放装置校核包括泄放面积及进口管道压降校核。参照 SH/T 3210 计算方法对压力泄放装置泄放面积进行计算。被保护的设备或管道到压力泄放阀入口处的压力降需满足低于压力泄放阀整定压力的 3% 的要求。

F.4 泄放量叠加分析及火炬管网能力评估

F.4.1 参照 SH 3009 对装置设施静态泄放量进行叠加确定全厂性事故工况下排放系统最大排放负荷，基于最大排放负荷标定每个排放点的背压及排放管道的排放速度。

F.4.2 排放点背压需小于泄压设施最大允许背压，排放系统管网的马赫数不应大于 0.7；可能出现凝结液的可燃性气体排放管道末端的马赫数不宜大于 0.5。

F.5 动态泄放消减分析

F.5.1 单设备动态泄放量模拟分析。采用静态泄放量校核泄压面积不足时，可采用工艺动态模拟的方式计算排放曲线，获得排放峰值时间与峰值排放量，基于动态峰值泄放量重新校核现有泄压设施。

F.5.2 采用静态排放负荷校核排放系统管网泄放能力不足时，可对同一事故下各装置设施的排放“流量-时间曲线”进行叠加，取最大值为该事故时的最大排放量，重新校核排放管网能力。

附 录 G
(资 料 性)
变更安全审查表

变更安全审查表见表 G.1。

表 G.1 变更安全审查表

参考内容	是/否影响	控制措施
第一部分：生产工艺		
1.1 影响操作或维护的安全通道	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.2 影响通信交换设备（如对讲机、防爆电话）	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.3 影响产品贮存	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.4 对管线、贮罐有造成污染的可能性	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.5 影响操作程序	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.6 影响操作人员培训、取证计划及方案	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.7 照明设施是否足够	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.8 影响现有装置流程	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.9 超出系统温度或压力操作限制	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.10 影响减压设备和火炬总管系统或管道	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.11 物料的特性对设备完整性有影响（如酸度、碱度）	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.12 影响工艺技术监控指标或监控方案	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.13 影响能源的消耗（如水、电、蒸汽、风）	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.14 影响原料供应的流程	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.15 产品、化学品、原料存在被污染的可能性	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.16 影响装置设施的基本过程控制系统	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.17 影响物料排放去大气或火炬的流量、温度或浓度	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.18 影响设备/管线的设计压力或温度	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.19 可能造成部分或整体超压、低压或真空	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.20 需要更改伴热或保温保冷	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.21 可能产生静电	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.22 产生结冰、堵塞、高浊度、结晶、聚合风险	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.23 影响上下游装置的生产	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
1.24 需要调整巡检频率	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
第二部分：动设备		
2.1 鼓风机或引风机增加或改变	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2.2 设备报警调整	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	

表 G.1 变更安全审查表（续）

参考内容	是/否影响	控制措施
2.3 设备生产厂家改变、零部件设计改变、制造材料改变	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2.4 设备润滑油脂、缓冲罐、液压系统流体改变	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2.5 汽轮机（透平）、驱动设备大小、能力改变	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2.6 与设备相关管道会影响设备的布局	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2.7 生产改变（物料流量、压力、组分改变）对设备的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2.8 泵、压缩机或其他设备增加、废弃或改变	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2.9 机械密封或吹扫气改变	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2.10 对设备检修计划、规程/程序的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
第三部分：静设备		
3.1 影响安全泄放系统的充足性	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3.2 对检修计划、规程/程序的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3.3 影响防泄漏系统/预防的充足性	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3.4 潜在的硫化作用/酸腐蚀	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3.5 潜在的原油罐、塔顶腐蚀的增加	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3.6 容器、管道、管线的变更		
1) 需要设计验证	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2) 需要对容器状况审查	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3) 对地下或管架设施或设备的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4) 基础/平台/支架是否足够	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5) 对泄漏检测与修复项目的影响（即阀门、管件、泵、压缩机、减压装置和取样接口）	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
6) 需要带压开口	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3.7 设施报废封存程序和检修计划影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3.8 对铅封阀门的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
第四部分：仪表		
4.1 流量、压力和黏度变化是否对仪表设备有影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.2 烃类测量准确性影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.3 因危险区域边界的变更对仪表设备的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.4 现场仪表的改造、更新	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.5 PLC、ITCC控制系统改造、控制、联锁逻辑变更	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.6 对装置设施基本过程控制系统的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.7 对实时优化的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.8 对控制系统原理变化的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.9 影响现有的报警或联锁系统，或需安装新的报警或联锁系统	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	

表 G.1 变更安全审查表（续）

参考内容	是/否影响	控制措施
4.10 对现有仪表系统负荷的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.11 可能造成单元跳车	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.12 改/增加一个联锁（包括气体和火灾系统）	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.13 可能造成关键安全变量的操作量程扩大	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4.14 增加仪表供电系统UPS的负荷	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
第五部分：电气		
5.1 负荷变化对电气设备的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5.2 对公司电力供应要求的变化影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5.3 对变电站电源要求的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5.4 因危险区域边界的变更对电气设备的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5.5 现场电气设备的改造、更新	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5.6 现场电气设备控制、联锁逻辑变更	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5.7 继电保护定值变更	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5.8 增加UPS或变电所的负荷	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
第六部分：质量		
6.1 对产品稳定性和使用性能的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
6.2 产品储存容器的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
6.3 对现有取样设备（指不需化验工采样的）的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
6.4 对现有取样方法/取样位置/取样设备（指需化验工采样的）的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
6.5 对实验室仪器、设备的影响及需求	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
6.6 对实验室材料物资、化学试剂的需求	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
第七部分：健康(Health)、安全(Safety)、公共安全(Security)和环境(Environment)管理		
7.1 行政审批：需要地方行政部门批准或备案	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
7.2 应急设备		
1) 影响现有紧急逃生通道、消防出入通道	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2) 影响消防或应急响应系统/设备	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3) 影响应急救援	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
7.3 安全影响		
1) 安装不符合标准或没包含在标准内的临时性设备/设施	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2) 使用临时性软管代替工艺管道	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3) 闲置设备重新使用	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4) 要求进入惰性气体或无氧环境内作业	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5) 变更要求超出已确定的操作极限	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
6) 超出设计范围或安全设施极限进行装置测试	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	

表 G.1 变更安全审查表（续）

参考内容	是/否影响	控制措施
7) 需要进行设备气压试验	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8) 增加安全阀向火炬或大气的排放能力	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
9) 由于设备增加或改变, 需要增加新的安全阀或爆破膜	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
10) 将现有排大气改为排放火炬或反之	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
11) 现场引入新的化学品或原料、催化剂	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
12) 扶手、楼梯、平台或走廊的安全性符合	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
13) 产生易燃品泄漏的风险, 或更改易燃品可能泄漏的位置	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
14) 影响防爆区域的划分	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
7.4 环境影响		
1) 影响大气排放(除蒸汽外的可燃气、烃类等)	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2) 影响污水、废水处理设施或处理结果	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3) 增加新的臭味源或对现有臭味源产生影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4) 新的或变更的烃类或化学排放物对土壤的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5) 产生急需处理固体/液态废物料	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
6) 增加、减少或变更除尘器、旋风分离器等	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
7) 会改变火炬头、长明灯、点火装置	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8) 增加外送处理的废弃物数量或更改其质量	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
7.5 工业卫生或健康影响		
1) 引入/乱放含有石棉或合成矿物纤维(如玻纤、碳纤维和陶瓷纤维)材料	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
2) 增加、减少或改变电离放射性设备	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
3) 增加新的噪声源或设备噪声等级升高	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
4) 装置设施现场引入新的化学品	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
5) 增加现场危险品、可燃液体储存数量或改变现场危化品用途	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
6) 需要使用有毒有害气体或可燃气体监测仪	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
7) 需要放射拍片或探伤	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8) 影响饮用水系统	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
9) 增加或改变通风系统	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
10) 可能增加人员与下列因素接触: 化学品(液体、气体、粉尘); 物理制剂(噪声、温度、振动); 生物制剂(病毒、细菌、真菌)	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
11) 需安装安全喷淋/洗眼器	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
12) 停止现场防尘、防毒设施的使用	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
第八部分: 消防		
8.1 现有紧急逃生通道、消防出入通道占用	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8.2 停用消防设施	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	

表 G.1 变更安全审查表（续）

参考内容	是/否影响	控制措施
8.3 罐区防火堤开缺	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8.4 灭火药剂的变更	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8.5 建筑物隔断的变更；用途变更	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8.6 建筑及装饰材料耐火等级变更	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8.7 输送灭火剂管线管径的变更	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8.8 消防终端设备新增、拆除、移位、挪用、检维修	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8.9 消防设施保护对象的变更	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
8.10 新增项目对目前消防水、泡沫系统的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
第九部分：计量		
9.1 计量设备的改造、更新	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
9.2 对检定室仪器、计量器具的影响及需求	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
9.3 气体物料测量准确性的变化	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
9.4 气体报警仪改造、报警设置值、安装位置的变更	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
第十部分：采购		
10.1 对物资质量控制的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
10.2 运输过程中对采购设备的影响	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	
10.3 对仓储设施的要求	<input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	

附录 H

(资料性)

风险矩阵及应用示例

安全风险矩阵及应用示例旨在举例说明安全风险矩阵及使用过程。企业可根据相关法律法规和企业的安全生产管理制度，综合考虑国内外其他同类企业的规定和企业自身现状，确定本企业具有规范性和可操作性的安全风险矩阵。安全风险矩阵宜见表 H.1，后果严重性等级及说明宜见表 H.2。

表 H.1 安全风险矩阵

安全风险矩阵		发生的可能性等级——从不可能到频繁发生							
		1	2	3	4	5	6	7	8
后果严重性等级 ——从 轻到重	后果等级	类似的事件没有在危化品行业发生过，且发生的可能性极低	类似的事件没有在危化品行业发生过	类似的事件在危化品行业发生过	类似的事件在本企业曾经发生过	类似的事件在本企业相似设备设施（使用寿命内）或相似作业活动中发生过	在设备设施（使用寿命内）或相同作业活动中发生过1或2次	在设备设施（使用寿命内）或相同作业中发生过多次	在设备设施或相同作业活动中经常发生（至少每年发生）
		$\leq 10^{-6}$ 次/a	10^{-5} 次/a~ 10^{-6} 次/a	10^{-3} 次/a~ 10^{-4} 次/a	10^{-4} 次/a~ 10^{-3} 次/a	10^{-3} 次/a~ 10^{-2} 次/a	10^{-2} 次/a~ 10^{-1} 次/a	10^{-1} 次/a~1次/a	>1次/a
	A								
	B								
	C								
	D								
	E								
	F								
G									

表 H.2 后果严重性等级及说明

后果严重性等级	健康和安全影响 (人员损害)	财产损失影响	非财务性影响与社会影响
A	轻微影响的健康/安全事故： 1) 急救处理或医疗处理，但不需住院，不会因事故伤害损失工作日； 2) 短时间暴露超标，引起身体不适，但不会造成长期健康影响	事故直接经济损失在10万元以下	能够引起周围社区少数居民短期内不满、抱怨或投诉（如抱怨设施噪声超标）

表 H.2 后果严重性等级及说明 (续)

后果严重性等级	健康和安全影响 (人员损害)	财产损失影响	非财务性影响与社会影响
B	中等影响的健康/安全事故: 1) 因事故伤害损失工作日; 2) 1人~2人轻伤	直接经济损失10万元及以上, 100万元以下; 局部停车	1) 当地媒体的短期报道; 2) 对当地公共设施的正常运行造成干扰(如导致某道路在24 h内无法正常通行)
C	较大影响的健康/安全事故: 1) 3人及以上轻伤; 1人~2人重伤(包括急性工业中毒, 下同); 2) 暴露超标, 带来长期健康影响或造成职业相关的严重疾病	直接经济损失100万元及以上, 300万元以下; 1套~2套装置停车	1) 存在合规性问题, 不会造成严重的安全后果或不会导致地方政府相关监管部门采取强制性措施; 2) 当地媒体的长期报道; 3) 在当地造成不利的社会影响。对当地公共设施的正常运行造成严重干扰
D	较大的安全事故, 导致人员死亡或重伤: 1) 界区内1人~2人死亡; 3人~9人重伤; 2) 界区外1人~2人重伤	直接经济损失300万元及以上, 1 000万元以下; 3套及以上装置停车; 发生局部区域的火灾爆炸	1) 引起地市级政府相关监管部门采取强制性措施, 被地市级政府主管部门挂牌督办; 2) 被多个媒体报道, 引起国内或国际媒体的短期负面报道
E	严重的安全事故: 1) 界区内3人~9人死亡; 10人及以上, 50人以下重伤; 2) 界区外1人~2人死亡; 3人~9人重伤。	事故直接经济损失1 000万元及以上, 5 000万以下; 发生失控的火灾或爆炸	1)引起地方性媒体、国内或国际媒体长期负面关注; 2)造成省级范围内的不利社会影响; 对省级公共设施的正常运行造成严重干扰; 3)引起了省级政府相关部门采取强制性措施, 被省级政府部门挂牌督办; 4)导致失去当地市场的生产、经营和销售许可证; 5)周边群众疏散500人及以上
F	非常重大的安全事故, 将导致工厂界区内或界区外多人伤亡: 1) 界区内10人及以上, 30人以下死亡; 50人及以上, 100人以下重伤; 2) 界区外3人~9人死亡; 10人及以上, 50人以下重伤	事故直接经济损失5 000万元及以上, 1亿元以下	1) 引起了国家相关部门采取强制性措施; 2) 在全国范围内造成严重的社会影响; 3) 国内国际媒体重点跟踪报道或系列报道; 4) 周边群众疏散500人~1 000人

表 H.2 后果严重性等级及说明（续）

后果严重性等级	健康和安全管理影响 (人员损害)	财产损失影响	非财务性影响与社会影响
G	特别重大的灾难性安全事故，将导致工厂界区内或界区外大量人员伤亡： 1) 界区内30人及以上死亡；100人及以上重伤； 2) 界区外10人及以上死亡；50人及以上重伤	事故直接经济损失1亿元及以上	1) 受到党和国家领导人关注； 2) 被国务院安全生产委员会办公室挂牌督办，吊销国内国际主要生产、销售或经营许可证； 3) 国家主流媒体跟踪报道，引起社会炒作； 4) 引起国际国内主要市场上公众或投资人的强烈愤慨或谴责； 5) 周边群众疏散1 000人及以上

示例：

1 加氢裂化装置循环氢加热炉工艺描述

加氢裂化装置循环氢加热炉简化P&ID图见图H.1。该循环氢加热炉为立管立式炉，介质流量为6 000 Nm³/h，炉管的设计压力为20 MPa，对流段设计热负荷为1 139 kW，辐射段设计热负荷为3 877 kW，用于加热循环氢。该炉子位于加氢裂化反应器入口，氢气经过炉子加热后与精制油、循环油、热高分来的常规液态烃混合进入加氢裂化反应器。

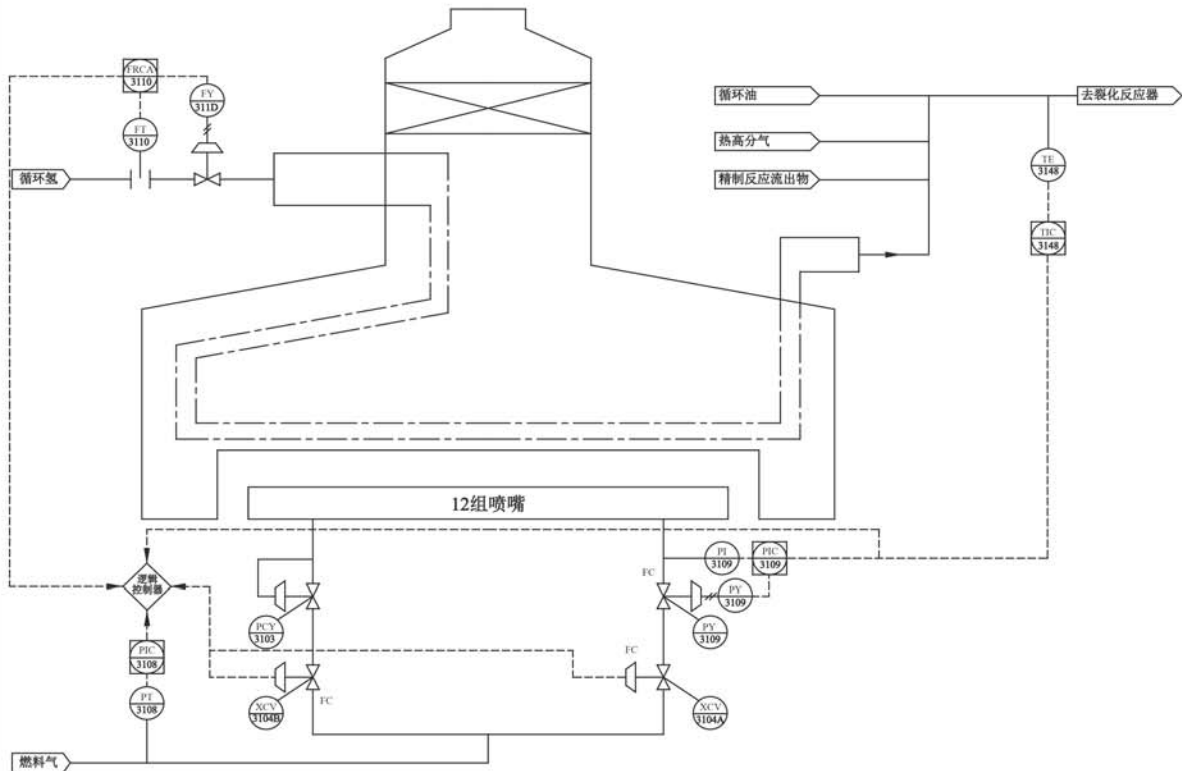


图 H.1 加氢裂化装置循环氢加热炉简化 P&ID 图

2 工艺危害分析

选择合适的分析方法对该工艺进行工艺危害分析，如HAZOP分析，可辨识工艺中存在的主要危险，主要包括：

- 加热炉出口氢气温度高造成加氢裂化反应器入口温度过高，引起反应失控，损坏反应器；
- 燃料气总管压力低造成加热炉熄火，炉内燃料气积聚导致遇明火爆炸；
- 加热炉进料流量低造成加热炉炉管干烧而损坏等。

下面以燃料气总管压力低造成加热炉熄火，炉内燃料气积聚导致遇明火爆炸为例，根据安全风险矩阵进行风险评价。

3 风险等级评估

3.1 后果严重性评估

3.1.1 人员损害等级评估

根据评估，炉膛爆炸可能造成1人~2人重伤，按照表H.2，人员伤害的后果严重性等级为C。

3.1.2 财产损失影响等级评估

事故可能造成的直接经济损失为340万元，其中开车物料损失288万元，维修费用12万元，重伤赔偿费用40万元；同时会导致1套装置停车。按照表H.2，考虑直接经济损失和装置停车中取高后果等级，财产损失影响后果严重性等级为D。

3.1.3 非财务影响与社会影响等级评估

事故引起当地媒体的短期报道，对应的非财务影响与社会影响后果严重性等级为B。

3.2 事故可能性评估

根据相关的工业经验，若无安全仪表功能（SIF）保护，认为事故发生频率为100a/次，即 $10^{-2}/a$ ，可能性等级为5。

3.3 风险等级评估

将后果严重性和发生的可能性相结合，即可得到该后果的风险等级。

人员损害风险等级为C5：一般风险；

财产损失影响风险等级为D5：较大风险；

非财务影响与社会影响的风险等级B5：低风险。

取3个风险等级中的最高等级，则燃料气总管压力低造成加热炉熄火，炉内燃料气积聚导致遇明火爆炸的最终风险等级为D5：较大风险。

4 降低风险的行动

按照较大风险的安全要求，企业应根据实际情况，选择合适的时机采取行动降低风险。要使风险从D5降低到低风险，需要将事故发生的可能性从 $10^{-2}/a$ 降低到 $10^{-5}/a$ 。

企业可采取以下措施：

- a) 设置燃料气总管压力低关键报警，人员及时响应，根据LOPA评估结果，该措施要求时的失效概率为 10^{-1} ；
- b) 设置一个可靠性等级SIL2的安全仪表功能，当PT3108检测到燃料气压力过低时，逻辑控制器输出信号关闭XCV31404A和XCV3104B，同时切断去主火嘴的燃料气和去长明灯燃料气，熄灭火嘴和长明灯，防止加热炉内因熄火出现燃料气积聚而导致遇明火爆炸。

5 残余风险

通过采取行动，事故发生的可能性为 $10^{-2}/a$ 的初始频率与降低风险行动的可能性0.1和0.01的耦合值，即 $10^{-5}/a$ 。

残余风险中，人员损害风险等级为C2：低风险；财产损失影响风险等级为D2：低风险；非财务影响与社会影响的风险等级为B2：低风险。

通过成本-效益分析，采用ALARP原则，该风险可接受，但还需要在管理方面采取更严格的措施。

附 录 I

(资料性)

装置设施固有风险分级方法

本附录给出了固有风险分级方法，考虑了装置设施的重大危险源属性、危险工艺和重点管控的危险化学品情况，以及可能造成的后果严重性。企业也可根据自有风险准则、现行法律法规及行政制度的相关要求，结合本附录及企业特点制定固有风险分级方法。固有风险水平分级见表 I.1，说明如下。

- a) 固有风险等级为4级，根据最大可信事故场景后果严重性，从大到小依次为一级、二级、三级、四级。
- b) 应从重大危险源、危险工艺和后果严重性3个方面分别评估装置设施的固有风险，取最高级为评估对象的固有风险。
- c) 对于后果严重性，可采取专家判断法或CEA方法进行精确评估。CEA分析时宜采用最大可信事故场景进行分析。

表 I.1 固有风险水平分级

水平等级	重大危险源	危险工艺	后果严重性
一	1) 涉及光气、氢氟酸、氯气等剧毒气体，且构成重大危险源的装置设施； 2) 涉及硝酸铵、硝基胍等爆炸物以及氯酸铵、氯酸钾、氯酸钠等氧化剂，且构成重大危险源的装置设施； 3) 一级、二级重大危险源	1) 涉及硝化、氯化、氟化、重氮化、过氧化工艺，且构成重大危险源的装置； 2) 涉及除硝化、氯化、氟化、重氮化、过氧化工艺外的重点监管危险化工工艺，且构成三级以上重大危险源的装置； 3) 涉及的反应工艺危险度被确定为4级或5级的精细化工装置	可能导致发生较大及以上事故的装置设施
二	1) 涉及光气、氢氟酸、氯气等剧毒气体，且未构成重大危险源的装置设施； 2) 涉及硝酸铵、硝基胍等爆炸物以及氯酸铵、氯酸钾、氯酸钠等氧化剂，且未构成重大危险源的装置设施； 3) 三级、四级重大危险源	1) 涉及硝化、氯化、氟化、重氮化、过氧化工艺，且未构成重大危险源的装置； 2) 涉及除硝化、氯化、氟化、重氮化、过氧化工艺外的其他重点监管危险化工工艺的装置； 3) 火灾危险性为甲类的装置设施	可能导致发生一般事故的装置设施
三	涉及主要物料为高毒或窒息性气体，且未构成重大危险源的装置设施	火灾危险性为乙类的装置设施	可能导致发生一般以下事故但可能发生危险化学品火灾爆炸的装置设施
四	—	火灾危险性为丙类及其以下的装置设施	其他后果等级的装置设施
<p>注1：对于上表中未涉及的装置设施可采用后果严重性的分级标准来评价固有风险水平。</p> <p>注2：爆炸物详见《危险化学品目录（2015版）使用指南》危险性类别为“爆炸物1.1项”。</p> <p>注3：重点监管危险工艺详见《重点监管危险化工工艺目录（2013年完整版）》。</p> <p>注4：剧毒气体详见《危险化学品目录（2015版）使用指南》危险性类别为“急性毒性类别1”。</p>			

附录 J

(资料性)

装置设施风险清单

J.1 将装置设施划分不同单元进行风险评估，建立可接受风险清单和不可接受风险清单。按照以下步骤进行：

- a) 根据装置设施工艺流程划分分析单元，界定分析范围和目标；
- b) 分析确定主要的风险场景及其现有的风险控制措施，包括本质安全设计、工程技术措施、个体防护、管理措施（含操作、维护要求、应急）等；
- c) 评估残余风险的大小，包括风险发生可能性和后果等级，并与风险准则进行对比，当风险不可接受时需要制定风险消减措施，实现风险降级，保证风险可控；
- d) 对风险控制措施（现有的措施以及通过治理新增的措施），制定措施现场排查任务。

J.2 可接受风险清单和不可接受风险清单示例见表 J.1、表 J.2 和表 J.3。

表 J.1 某装置设施可接受风险清单示例

序号	风险名称	主要风险事件描述	残余风险等级	现有风险管控措施	控制措施的风险消减倍数	措施类型	排查任务

注：控制措施的风险消减倍数为可选项，有条件的企业可以进行量化。

表 J.2 某装置设施不可接受风险清单示例

序号	主要风险描述	残余风险等级	管控级别	现有风险控制措施	控制措施的风险消减倍数	存在的问题	新增风险消减措施	责任人	完成时间

表 J.3 某企业不可接受风险清单示例

序号	风险点	基本信息	风险点的风险等级	承包领导	管控级别	风险事件名称	存在的问题/隐患	风险事件		负责单位和责任人		新增风险控制措施	
								残余风险等级	风险值	负责单位	管控责任人	工程控制、安全管理、个体防护、应急处置及培训教育	措施落实责任人
<p>注1：风险点指存在安全风险的设施、部位、场所和区域，以及在设施、部位、场所和区域实施的伴随风险的作业活动，或以上两者的组合。风险点是以装置设施、站库、施工项目、具有同类型风险的设备设施或作业活动等为基本单位。</p> <p>注2：基本信息主要为装置设施规模、危险物料、危险工艺、外部环境等信息或作业活动信息。</p> <p>注3：风险点的风险等级为该风险点下残余风险值最大的具体风险事件对应的风险等级。</p> <p>注4：管控级别根据风险点风险等级判断，重大风险为企业级，较大风险为二级单位级。</p>													

附录 K

(资料性)

基于风险的关键参数确定方法

K.1 工艺关键参数确定方法

K.1.1 基于风险事件，识别装置或罐区相关联的工艺监控参数。

K.1.2 根据工艺监控参数偏离可能导致的最大事故后果级别，判断该参数是否为工艺关键参数，确定流程如图 K.1 所示。如参数偏离失控造成如下后果可为关键参数。

- a) 人员损害：可能造成界区内1人死亡或3人重伤、界区外1人重伤及以上后果的。
- b) 财产损失：直接经济损失达300万元及以上、3套及以上装置停车、装置区发生火灾爆炸及以上损失的。
- c) 社会影响：引起相关监管部门采取强制性措施、国内或国际媒体负面报道的。工艺关键参数样例见表K.1。

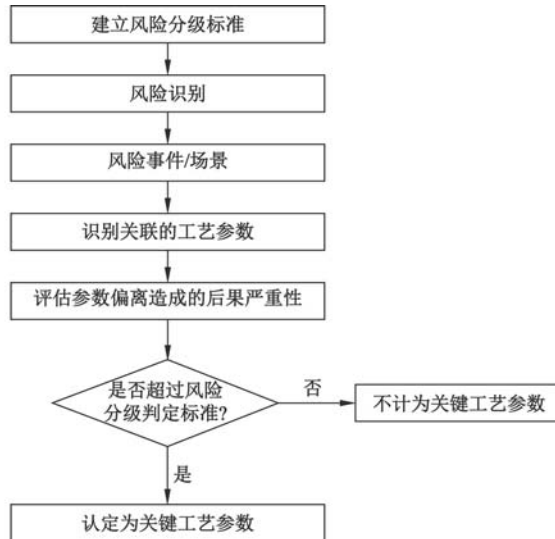


图 K.1 工艺关键参数确定流程

表 K.1 工艺关键参数样例表

装置设施	单元名称	关键安全变量	后果
催化裂化装置	反应再生单元	再生器顶压力	两器流化中断，严重时烟气、油气倒窜，造成反应系统火灾爆炸
		沉降器（反应器）顶压-力	可能破坏两器压力平衡，造成两器流化失常，严重时物料泄漏，如果遇到点火源会引起火灾爆炸
		再生器主风（主风机流量）流量	可能导致两器流化中断，严重时烟气、油气倒窜，造成反应系统火灾爆炸
		两器差压	破坏两器压力平衡，可能导致两器互窜，引起着火爆炸
		提升管一反出口温度	可能导致反应温度过低，严重时引起待生催化剂带油，从而引起再生器超温，极端情况下引起再生器闪爆

表 K.1 工艺关键参数样列表（续）

装置设施	单元名称	关键安全变量	后果
催化裂化装置	反应再生单元	提升管二反出口温度	可能导致反应温度过低，严重时引起待生催化剂带油，从而引起再生器超温，极端情况下引起再生器闪爆

K.2 高危动设备监控参数确定方法

K.2.1 针对大型机组，监控参数可包括状态监测振动数据、干气密封等监测数据；针对高危泵，监控参数可包括状态监测振动数据、机械密封等监测数据。高危动设备监测关键参数确定流程如图 K.2 所示。

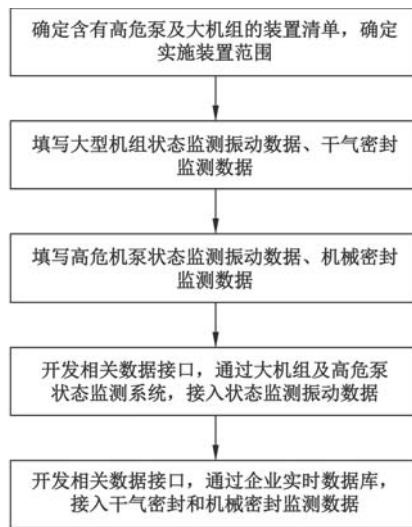


图 K.2 高危动设备监测关键参数确定流程

K.2.2 大型机组状态监测振动数据主要包括大机组的 ID 位号、设备位号、设备种类等基础数据，测点所属部位、测点类型、测点位号及 ID 号、报警线等数据，振动原始波形数据。大型机组状态监测振动数据采集明细见表 K.2。

表 K.2 大型机组状态监测振动数据采集明细表

设备 ID 位号	设备位号	设备种类	测点所属部位	测点所属子部位	测点类型	测点位号	测点位号 (ID)	测点描述	测点单位	测点报警线			
										低报	低低报	高报	高高报
设备 ERP 编码	(设备的工艺位号)	默认大机组	默认轴承	默认轴承	分为轴承、轴、轴位移	状态监测系统组态位号	设备 ERP 编码 + 0001 ~ 000N, N 为该设备的测点数量	—	—	低报	低低报	高报	高高报

K.2.3 大型机组干气密封监测数据主要包括密封基础数据、监测工艺参数、监测点位及报警设置等数据。大型机组干气密封监测数据采集明细见表 K.3。

表 K.3 大型机组干气密封和高危机泵机械密封监测数据采集明细表

设备编号	设备位号	设备类别	设备名称	仪表位号	实时数据库位号	仪表描述	密封系统	单位	LL	L	H	HH	连锁说明	连锁方式	控制系统
204275872	K-201	离心式压缩机	制冷压缩机 K201	PdISA-25007A	3032-PdI_25007A_CCS.PV	驱动端一级泄漏孔板前后差压	√	MPa	—	—	—	0.1	三取二	差压三取二连锁	CCS

K.2.4 高危机泵状态监测振动数据主要包括高危机泵 ID 位号、设备位号、设备种类等基础数据，测点所属部位、测点类型、测点位号及 ID 号、报警线等数据，振动原始波形数据。高危机泵状态监测振动数据采集明细见表 K.4。

表 K.4 高危机泵状态监测振动数据采集明细表

设备 ID 位号	设备位号	设备种类	测点所属部位	测点所属子部位	测点类型	测点位号	测点位号 (ID)	测点描述	测点单位	报警线	
设备 ERP 编码	(设备的工艺位号)	默认高危机泵	默认轴承	默认轴承	分为：轴承动、轴位移	状态监测系统中组态位号	设备 ERP 编码 + 0001 ~ 000N, N 为该设备的测点数量	描述：可以为泵联轴器端、非联轴器端；电机联轴器端、电机非联轴器端	—	高报	高高报

K.2.5 高危机泵机械密封监测数据主要包括密封基础数据、监测工艺参数、监测点位及报警设置等数据。高危机泵机械密封监测数据采集明细见表 K.3。

K.3 可燃、有毒有害气体泄漏参数确定方法

基于装置风险清单，确定与风险区域相关的全部可燃及有毒气体泄漏监测信息为泄漏关键参数，一般包括泄漏监测点实时浓度数据、报警信号、报警时间、监测点位置坐标，以及监测设备的检测类别、检测量程、报警阈值、浓度单位等。

附录 L

(资料性)

装置设施风险计算流程与方法

L.1 总述

附录 K 中推荐的装置设施风险计算模型为经验模型，装置设施风险计算模型在不停地发展，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分析模型。

L.2 模型一

L.2.1 关键参数实时预警值计算模型的确定

依据国际报警管理相关标准及制度，同时结合企业危化品装置设施实际取数情况，对装置设施安全风险按公式 (L.1) 计算。

$$T_{Alarm} = \alpha_1 \sum_{j=1}^5 T_{1,j} + \alpha_2 \sum_{j=1}^5 T_{2,j} \dots\dots\dots (L.1)$$

式中：

- T_{Alarm} —— 装置设施关键参数实时报警值；
- $T_{1,j}$ —— 工艺控制指标；
- $T_{2,j}$ —— 泄漏报警指标；
- α_1 、 α_2 —— 分别为各二级指标的权重系数。

单个关键参数的实时预警值由 5 个评估科目 T_i 组成，分别按照公式 (L.2)、公式 (L.3)、公式 (L.4)、公式 (L.5) 和公式 (L.6) 计算，满分 100 分，时间跨度为连续累计 24 h 的报警次数，各评估项目计算方法如下。

$$T_{i1} = \frac{A_1}{A_2} \times 100\% \dots\dots\dots (L.2)$$

式中：

- T_{i1} —— 平均扰动率；
- A_1 —— 有 5 次以上报警的片段点位数；
- A_2 —— 采集点位数。

$$T_{i2} = \sum_1^n B_i \dots\dots\dots (L.3)$$

式中：

- T_{i2} —— 重复报警；
- B_i —— 同一点位当前累计发生报警的总次数 ≥ 2 时的累加值。

$$T_{i3} = \frac{C_1}{A_2} \times 100\% \dots\dots\dots (L.4)$$

式中：

- T_{i3} —— 点位平均报警次数；
- C_1 —— 日累计报警次数；
- A_2 —— 采集点位数。

$$T_{i4} = \frac{D_1}{E_1} \times 100\% \quad \dots\dots\dots (L.5)$$

式中：

- T_{i4} —— 平均消警时长；
- D_1 —— 日累计报警次数；
- E_1 —— 当前累计报警次数。

$$T_{i5} = \frac{F_1}{E_1} \times 100\% \quad \dots\dots\dots (L.6)$$

式中：

- T_{i5} —— 消警处置及时率；
- F_1 —— 10 min内消警的报警次数。

关键参数实时预警评价准则详见表 L.1。

表 L.1 关键参数实时预警评价准则

评估项	项目（得分）	评价准则
T_{i1}	平均扰动率 (20分)	1) 平均扰动率为0时，不扣分； 2) 平均扰动率每增加10%，扣5分，扣完为止
T_{i2}	重复报警 (20分)	1) 重复报警为0时，不扣分； 2) 重复报警每增加1个点位扣1分，扣完为止
T_{i3}	点位平均报警次数 (20分)	1) 点位平均报警次数为0时，不扣分； 2) 点位平均报警次数每增加20%，扣1分
T_{i4}	平均消警时长 (20分)	1) 平均消警时长小于或等于10 min，不扣分； 2) 平均报警时长每增加1 h扣2分，20分扣完为止
T_{i5}	消警处置及时率 (20分)	1) 消警处置及时率为100%时，不扣分； 2) 消警及时率每降低5%扣2分，20分扣完为止

L.2.2 风险预警值计算模型

基于风险分级理论及风险矩阵计算方法，将影响危险化学品装置设施安全生产的两类因素引入数学模型中，根据危险化学品事故后果表征参数、安全生产实时监控指标及得分、修正系数，建立安全生产风险预警值按公式（L.7）计算。

$$\text{Risk} = 10^{T_R-5} \times \left(1 - 10^{-\frac{C_i}{50}} \right) \quad \dots\dots\dots (L.7)$$

式中：

- Risk —— 重大危险源安全生产预警值；
- T_R —— 关键参数实时预警分级得分；
- C_i —— 重大危险源事故后果表征参数。

关键参数实时预警指数是在关键参数实时预警指标体系评估计算分值的基础上进行归一化处理，将其按照风险由高到低划分为严重高、高、较高、一般、低共 5 个等级，用 1 个~5 个等级区间的数值来表示，见表 L.2。

表 L.2 关键参数实时预警分级得分标准

序号	T_{Alarm} 值	关键参数预警级别	T_R 值
1	$0 \leq T_{Alarm} < 24$	严重高	$4 \leq T_R < 5$
2	$24 \leq T_{Alarm} < 48$	高	$3 \leq T_R < 4$
3	$48 \leq T_{Alarm} < 72$	较高	$2 \leq T_R < 3$
4	$72 \leq T_{Alarm} < 90$	一般	$1 \leq T_R < 2$
5	$90 \leq T_{Alarm} < 120$	低	$0 \leq T_R < 1$

L.2.3 风险预警等级划分

根据计算得到的风险预警值 R 确定风险等级，风险预警等级指数分为 4 级：重大风险、较大风险、一般风险和低风险。

L.3 模型二

以某大型石油化工企业某装置为例，通过对装置开展风险辨识，建立装置风险清单。基于装置设施风险清单，识别与装置设施安全运行直接相关的工艺监控参数，进行异常风险定级。

其中工艺参数异常风险计算方法如图 L.1 所示。

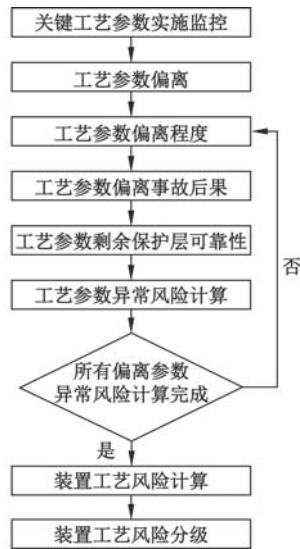


图 L.1 工艺参数异常风险计算方法

- a) 工艺参数偏离事故后果可采用CEA、神经网络等方法进行快速预测。
- b) 保护层可靠性可通过保护层失效概率进行定量评估。失效概率数据应反映企业设备的实际状态，一般应根据企业设备故障数据统计而得到或根据行业的失效数据库，并结合企业设备的故障数据，采用贝叶斯等方法进行修正。应根据参数的实时值、隐患排查情况、安全措施故障在线诊断情况、报警处理情况等综合判断现场保护层的可靠性。

工艺参数剩余保护层可靠性按公式 (L.8) 计算。

$$f = \prod_1^m PFD_i \dots\dots\dots (L.8)$$

式中：

- f —— 工艺参数剩余保护层可靠性；
- m —— 工艺关键参数现有保护层数量；
- PFD_i —— 工艺关键参数所对应的每道保护层失效概率。

c) 工艺参数异常风险按公式 (L.9) 计算。

$$r = f \times C^n \dots\dots\dots (L.9)$$

式中：

- r —— 工艺参数异常风险；
- C —— 工艺参数偏离事故后果；
- n —— 厌恶指数。

d) 装置工艺风险值按公式 (L.10) 计算。

$$R = \lg(\max[r_i]) \dots\dots\dots (L.10)$$

式中：

- R —— 装置工艺风险值；
- $\max[r_i]$ —— 该装置下所有发生偏离的关键工艺参数异常风险最大值。

e) 企业对关键工艺参数进行实时监控，当关键工艺参数发生偏离时分别计算所有发生偏离的关键工艺参数异常风险值，装置工艺风险值为关键工艺参数异常风险最大值的函数。根据装置工艺风险值的大小对装置工艺风险进行分级，可分为低风险、一般风险、较大风险、重大风险四级进行管理，装置工艺风险分级标准可参见表L.3。

表 L.3 装置工艺风险分级标准

装置工艺风险等级	装置工艺风险值范围
低风险	$R > 5$
一般风险	$3 < R \leq 5$
较大风险	$1 < R \leq 3$
重大风险	$R \leq 1$

参 考 文 献

- [1] GB 18218—2018 危险化学品重大危险源辨识
- [2] GB/T 22696.1—2008 电气设备的安全 风险评估和风险降低 第1部分：总则
- [3] GB/T 23694—2013 风险管理术语
- [4] GB/T 26610.1—2022 承压设备系统基于风险的检验实施导则 第1部分：基本要求和实施程序
- [5] GB/T 28181—2022 公共安全视频监控联网系统信息传输、交换、控制技术要求
- [6] GB/T 43500—2023 安全管理体系 要求
- [7] GB 50023 建筑抗震鉴定标准
- [8] GB 50068 建筑结构可靠性设计统一标准
- [9] GB 50089 民用爆炸物品工程设计安全规范
- [10] GB 50292 民用建筑可靠性鉴定标准
- [11] GB/T 50779 石油化工建筑物抗爆设计标准
- [12] GB 50984—2014 石油化工工厂布置设计规范
- [13] SH 3009—2013 石油化工可燃性气体排放系统设计规范
- [14] AQ/T 3033—2022 化工建设项目安全设计管理导则
- [15] AQ/T 3034—2022 化工过程安全管理导则
- [16] AQ 3035—2010 危险化学品重大危险源安全监控通用技术规范
- [17] SH 3009—2013 石油化工可燃性气体排放系统设计规范
- [18] SH/T 3210—2020 石油化工装置安全泄压设施工艺设计规范
- [19] T/CCSAS 004—2019 危险化学品企业设备完整性管理导则
- [20] T/CCSAS 044—2023 化工过程本质安全化评估指南
- [21] T/CIESC 0008—2020 危险化学品安全生产风险分级管控技术规范
- [22] 原国家安全生产监督管理总局.《重点监管危险化工工艺目录（2013年完整版）》：安监总管三〔2013〕3号.[DB/OL].https://www.mem.gov.cn/gk/gwgg/201301/t20130118_240885.shtml
- [23] 原国家安全生产监督管理总局.《危险化学品目录（2015版）实施指南（试行）》：安监总厅管三〔2015〕80号.[DB/OL].https://www.mem.gov.cn/gk/gwgg/agwzfl/gfxwj/2015/201509/t20150902_242909.shtml
- [24] 国务院安委会办公室.《关于实施遏制重特大事故工作指南构建双重预防机制的意见》：安委办〔2016〕11号.[DB/OL]. https://www.mem.gov.cn/awhsy_3512/awhbgswj/201610/t20161011_247664.shtml
- [25] 国务院安委会办公室.《应急管理部关于加快推进危险化学品安全生产风险监测预警系统建设的指导意见》：安委办〔2019〕11号.[DB/OL].https://www.mem.gov.cn/xw/bndt/201908/t20190815_335647.shtml
- [26] 应急管理部.《危险化学品企业双重预防机制数字化建设工作指南（试行）》（2022年）（3/2022-00075）.[DB/OL].https://www.mem.gov.cn/gk/zfxxgkpt/fdgdgknr/202201/t20220121_407078.shtml
- [27] 应急管理部.《危险化学品企业安全风险智能化管控平台建设指南（试行）》：应急厅〔2022〕5号.[DB/OL].https://www.mem.gov.cn/gk/zfxxgkpt/fdgdgknr/202202/t20220209_407680.shtmlGB/T 22240
- [28] 应急管理部.《危险化学品生产建设项目安全风险防控指南（试行）》：应急〔2022〕

52号.[DB/OL].https://www.mem.gov.cn/gk/zfxxgkpt/fdgdgknr/202206/t20220622_416511.Shtml

[29] 美国化工过程安全中心.化工过程全生命周期本质安全应用指南：第三版[M].北京：中国石化出版社.2020.

[30] Rahman M , Heikkil. A M , Hurme M .Comparison of inherent safety indices in process concept evaluation[J].Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 2005, 18(4-6): 327-334.DOI:10.1016/j.jlp.2005.06.015.

[31] Shariff A M , Leong C T , Zaini D .Using process stream index (PSI) to assess inherent safety level during preliminary design stage[J].Safety Science, 2012, 50(4):1098-1103.DOI:10.1016/j.ssci.2011.11.015.
