



中华人民共和国国家标准

GB/T XXXXX—XXXX

危险化学品安全生产风险分级管控 技术规范

Technical specification for the management and control of hazardous
chemical safety risk classification

(征求意见稿)

目 录

1 范围	3
2 规范性引用文件.....	3
3 术语定义和缩略语.....	3
3.1 术语和定义	3
3.2 缩略语	6
4 基本规定.....	7
5 固有危险等级（固有危险水平）	7
6 生产阶段过程中的风险识别与分析.....	11
7 风险评价.....	11
8 风险控制.....	11
9 风险监控.....	12
附录 A（规范性）风险分级管控基本程序	16
附录 B（规范性）危险化学品生产装置本质安全评估方法	16
附录 C（资料性）新工艺新装置研发阶段的主要风险管理活动	23
附录 D（资料性）安全风险信息管理	25
附录 E（规范性）装置固有危险分级	27
附录 F（资料性）装置风险与任务排查清单	30
附录 G（资料性）常见的风险识别与分析方法	31
附录 H（资料性）安全泄放系统风险分析方法	53
附录 I（资料性）风险矩阵及应用示例	56
附录 J（资料性）基于风险的关键参数确定方法.....	61
附录 K（资料性）数字化风险监控系统的技术实现架构	65
附录 L（资料性）装置风险计算流程与方法	67

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/TC251)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、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、中石化管理体系认证(青岛)有限公司、新疆中泰(集团)有限责任公司、山东一诺生物材料有限公司、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、云南云天化石化有限公司。

本文件主要起草人:XXX。

危险化学品安全生产风险分级管控技术规范

1 范围

本文件规定了危险化学品生产装置和储存设施(以下简称装置)在安全生产中固有危险分级、风险识别与分析、风险评价、风险控制和风险监控等风险管理全过程的技术要求。

本文件适用于危险化学品生产装置安全生产过程中的风险分级管控与隐患排查治理,其他生产装置可参照执行。

本文件不适用于危险化学品的勘探、开发以及危险化学品的海上输送、城镇燃气的输送及储存等设施。

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 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 18218 危险化学品重大危险源辨识
- GB/T 21109 过程工业领域安全仪表系统的功能安全
- GB/T 23694 风险管理术语
- GB/T 24353 风险管理原则与实施指南
- GB/T 27921 风险管理 风险评估技术
- GB 30000(所有部分) 化学品分类和标签规范
- GB 32167 油气输送管道完整性管理规范
- GB/T 35320 危险与可操作性分析(HAZOP分析)应用指南
- GB/T 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 50089 民用爆炸物品工程设计安全标准
- GB/T 50770 石油化工安全仪表系统设计规范
- GB/T 50779 石油化工建筑物抗爆设计标准
- AQ/T 3033 化工建设项目安全设计管理导则
- AQ/T 3034 化工过程安全管理导则
- AQ/T 3046 化工企业定量风险评价导则
- AQ/T 3054 保护层分析(LOPA)应用指南

3 术语定义和缩略语

下列术语定义和缩略语适用于本文件。

3.1 术语和定义

3.1.1

安全 safety

装置的风险处于可接受水平，即免除了不可接受的风险。

3.1.2

风险 risk

发生不期望安全伤害事件的可能性和事件后果严重性的综合性度量。风险具有不确定性、客观性、损失性、可识别性等特征。

3.1.3

固有危险等级（固有风险水平） inherent risk level

装置危险在无风险控制措施时可能造成的伤害程度水平，可用最大可信事件造成的后果严重性来分级，也可以叫做固有危险，如高后果区管段、重大危险源等级等。可通过固有危险水平确定管控的重点对象，实施对象的分级管控，通过现有剩余风险大小来表征对象风险管控的效果和安全的程度。

3.1.4

风险识别 risk identification

识别和描述风险的过程。涉及识别风险（危险）源、事件、原因、发展过程、潜在后果等，生成一个全面的风险列表。

3.1.5

风险分析 risk analysis

洞察风险本质，对伤害发生的可能性和后果严重性进行分析，确定风险大小的过程。风险分析要考虑危险源、原因、后果及其发生可能性、影响后果和可能性的因素、现有措施的可靠性等。

3.1.6

风险评价 risk evaluation

将风险分析结果与风险标准进行对比，决定风险及其大小是否能够接受或不接受的一个过程。为风险决策提供输入。

3.1.7

风险评估 risk assessment

包括风险识别、风险分析和风险评价三个过程。

3.1.8

风险控制 risk control

通过实施消除、降低、转移或采取本质安全措施、工程技术措施、个体防护、管理措施等手段对风险进行处置、降级甚至消除的过程，确保剩余风险可接受。

3.1.9

风险监控 risk monitoring

通过实施风险动态评估活动、隐患排查治理和实时监控等手段，动态的监测风险的变化，并根据变化的情况采取风险应对措施。

3.1.10

可接受风险 acceptable risk

能够被政府、公众、企业接受，且与本地区本行业社会经济发展水平相适应的风险。

3.1.11

隐患 potential and uncontrolled hazard or unsafe-condition

未识别出的风险或对已知风险所采取的管控措施存在缺失、不足或失效，从而导致不安全的一种状态（物的不安全状态、人的不完全行为和管理上的缺陷等）或影响风险大小的各种因素处于不好、不完整或不符合法规标准等特定要求的一种状态。

3.1.12

关键参数 key parameter

根据风险基准，偏离失控可能造成严重后果的工艺、设备、泄漏等参数。通过实时监控关键参数，实现高后果事件的风险动态监控。

3.1.13

动态风险 dynamic risk

持续性（或接近于实时性）识别、分析、监控危险源及其风险管控措施的现场变化，尤其是高风险场景的现场突然或意外变化，并对其风险进行及时、快速的识别、度量和控制。该过程中所产生的随时间变化的、随现场环境变化的风险度量。

3.1.14

剩余风险 residual risk

安全措施成功实施后还存在的风险。

3.1.15

评估剩余风险 assessed residual risk

通过定期风险评估活动或隐患排查，来动态评价剩余风险的大小。

3.1.16

(风险)利害相关者 stakeholder

针对风险决策或风险活动，可以施加影响，或者受到影响，或者认为自己会潜在受到影响的个人或组织。

3.1.17

本质(更)安全设计 *inherently safer design*

在研发、设计过程中,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伤害事件发生的内在特性。

3.1.18

主动(工程技术)措施 *active safeguards*

通过主动动作来发挥安全作用从而预防或阻止事故场景发生的安全技术措施或安全装置。

3.1.19

被动(工程技术)措施 *passive safeguards*

当异常情况发生后,不需要主动采取动作就能发挥安全功能的安全技术措施或安全装置。

3.1.20

安全信息 *safety information*

在装置研发、设计和生产等全生命周期内产生的与过程安全管理和风险管控相关的信息。

3.2 缩略语

SDS: 安全数据表 (Safety Data Sheet)

P&ID: 管道仪表流程图 (Piping and Instrumentation Diagram)

SIS: 安全仪表系统 (Safety Instrumented System)

PFID: 工艺流程图 (Process Flow Diagram)

HAZID: 危险源辨识 (Hazard Identification)

PHA: 过程危险性分析 (Process Hazard Analysis)

HAZOP: 危险与可操作性 (Hazard and Operability)

LOPA: 保护层分析 (Layer of Protection Analysis)

SIL: 安全完整性等级 (Safety Integrity Level)

SIF: 安全仪表功能 (Safety Instrumented Function)

QRA: 定量风险评估 (Quantitative Risk Assessment)

MOC: 变更管理 (Management of Change)

SCL: 安全检查表 (Safety Checklist)

CEA: 后果影响分析 (Consequence Effect Analysis)

RC-Sheet: 风险检查表 (Risk Check Sheet)

Bow-Tie: 蝴蝶结分析法 (Bow-Tie Analysis)

FMEA: 失效模式与影响分析 (Failure Mode and Effects Analysis)

RCM: 以可靠性为中心的维护 (Reliability-Centered Maintenance)

SRS: 安全要求规格书 (Safety Requirement Specification)

What-If: 故障假设分析法 (What-If Analysis)

SWIFT: 结构化假设分析 (Structure What If)

RBI: 基于风险的检查 (Risk Based Inspection)

JSA: 作业安全分析 (Job Safety Analysis)

GDS: 气体检测报警系统 (Gas Detection System)
 ALARP: 最低合理可行原则 (As Low As Reasonably Practicable)
 NFC: 近场通信技术 (Near Field Communication)
 RFID: 射频识别技术 (Radio Frequency Identification)
 APP: 应用程序 (Application)
 A&E: 报警事件 (Alarm & Event)
 TNO多能法: (TNO Multi-Energy Method)
 CFD: 计算流体动力学方法 (Computational Fluid Dynamics)
 ESD: 紧急停车系统 (Emergency Shutdown Device)

4 基本规定

4.1 风险分级管控是企业安全生产管理的有机组成部分, 贯穿于组织的生产经营过程。包括固有危险分级 (固有风险)、风险识别与分析、风险评价、风险控制与风险监控等。风险分级管控流程见附录 A。

4.2 风险分级管控的目标是在遵循法规标准的基础上, 运用系统的、动态的方法全面识别装置的安全风险, 形成风险清单, 并对风险实施分级控制和分级监控, 确保在生产过程中装置的剩余风险处于可接受水平。同时应遵循以下原则:

- a) 控制损失, 创造价值。风险分级管理应致力于安全目标的实现和绩效的改进, 通过洞察风险, 达到管控风险, 控制损失的目的;
- b) 融入组织管理的过程;
- c) 应用系统性的风险评估方法识别、分析、量化和评价风险;
- d) 风险可接受原则;
- e) 分级管控: 在管控对象方面应进行分级管理, 重点关注高固有危险等级的装置设施或活动, 并给予资源和管理的合理分配, 重点预防危险物料的泄漏和能量的释放。同时, 基于风险的大小, 在风险管控措施的隐患排查、隐患治理和风险事件监测预警处置等方面实施分级管理。

4.3 新工艺新技术在研发阶段应开展基于本质安全的风险管理。当新工艺新技术涉及硝化、氯化、氟化、重氮化、过氧化等重点监管危险化工工艺, 涉及重点监管的危险化学品和重大危险源时, 新工艺新技术在研发阶段宜开展本质安全评估, 开发包括本质安全、被动、主动及操作程序在内的安全防控措施, 将风险降至可接受水平。本质安全评估见附录 B, 研发阶段的主要风险管理活动参见附录 C。

4.4 在满足现有的法规标准规范基础上, 装置应采用 AQ/T 3033 规定的流程与方法, 实施本质更安全和基于风险的设计, 确保正式生产前装置的安全风险处于可接受水平。

4.5 生产过程中的风险管理在满足 AQ/T 3034 的基础上, 还应采取动态识别评价, 并利用隐患排查治理、专项检查、实时监测预警和其他专项行动等综合手段, 对风险进行动态监控。

4.6 装置研发阶段、设计阶段产生的风险管理数据应有效的传递、交接到安全生产阶段, 并作为安全生产阶段风险管理信息的重要组成部分。整个过程风险管理的数据见附录 D。与风险利害相关者进行信息沟通交流应贯穿于风险分级管控全过程。

4.7 宜运用先进的信息化和数字化技术, 实现隐患分级排查治理、风险实时监控、风险动态预测预警等功能, 实现装置风险大小的动态更新、动态管控, 确保风险处于受控状况。

5 固有危险等级 (固有风险水平)

- 5.1 固有危险等级是根据装置发生事件后可能造成的后果严重程度，将装置（或作业活动）进行分级，确定风险管控的重点，从而制定风险管控措施，优化资源配置。各企业应考虑装置的重大危险源性质、反应类型、操作条件和周边环境等因素，建立装置的固有危险等级分级准则。
- 5.2 危险化学品生产装置设施固有危险等级一般分为4级，在空间上分别采用红、橙、黄、蓝四色表示。分级方法可采取后果法或查表法，具体信息参见附录E。
- 5.3 作业固有危险可依据作业类型、作业级别、作业位置、作业点人数等因素进行分级。
- 5.4 按照装置设施固有危险的级别大小，确定不同层级的领导、部门与人员负责装置风险分级管控与隐患排查治理机制的有效运行。根据级别大小实施相应的风险管理计划。

6 生产阶段过程中的风险识别与分析

6.1 一般规定

6.1.1 一般要求

新建装置投产稳定以后，应结合投料试车情况开展一次全面风险识别分析与评价，建立装置风险清单，参见附录F。装置风险清单宜每年动态更新一次。当出现以下情况时，应更新风险清单：

- a) 相关的法规标准更新；
- b) 专项风险评估发现的新安全风险；
- 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风险；
- e) 未遂事件或事故带来新的风险认知和管控措施改进；
- f) 组织机构发生变更；
- g) 其他原因引入的新风险或管控措施发生变化等。

6.1.2 风险识别与分析常用方法

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，全面识别各类各专业的安全风险，各专业风险识别与分析的常用方法见表1。风险分析方法分类见GB/T 27921。方法具体参见附录G的相关内容。

表1 危险化学品生产过程中常见的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、鉴别分类、化学品风险评估
2	区域与总图	SCL、CEA、QRA
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
5	设备管道	FMEA、RCM、RBI等
6	油气长管道	高后果区识别、RBI、QRA
7	安全仪表	SCL、SIL评估（SIL定级、故障树分析、马尔可夫分析、安全仪表可靠性框图）、SRS
8	FGS（GDS、FDS）	场景分析法、几何分析法
9	重要建筑物	CEA、QRA、结构安全性评估
10	变更	PHA、SCL
11	作业活动及建设工程	JSA、Bow-tie
12	公用工程与外部因素	what-if、SWIFT

6.2 各专业的风险识别与分析

6.2.1 化学品的风险识别与分析

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、处置的化学品的危险特性进行识别，对于化学品的危险特性尚未确定的，企业不得擅自生产、采购、运输、储存、使用或处置。

应对企业生产的危险特性尚未确定的化学品（含危险废物）进行危险性鉴定，确定其物理危险性和急性毒性的分类，确定是否属于列入《危险化学品目录》内的危险化学品。危险性鉴定应符合GB 30000系列标准的规定。

6.2.2 选址与总图布置的风险识别与分析

在生产运行阶段，当外部环境、总图布置、人员集中建筑物或区域（含人员数量发生较大变化）或工艺装置发生重大变更时，应进行区域与总图布置的风险识别与分析。

这类风险宜由工厂、装置设计人员、风险定量评估专家和企业有关工程技术人员等组成识别小组，识别危险化学品泄漏、火灾、爆炸等事件导致安全防护距离不足、多米诺效应影响和不可接受的个人和社会风险等潜在不利结果。

区域与总图布置的风险识别分析可采用SCL、CEA和QRA等技术识别分析危险化学品泄漏后导致的火灾、爆炸与毒性对人员、重要构筑物、相邻企业及其社会的影响。CEA、QRA应符合GB/T 37243、AQ/T 3046和SH/T 3590的规定。

6.2.3 工艺过程的风险识别与分析

在设计阶段分析的基础上，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。可定期采用风险检查表RC-sheet进行风险识别评估。其中，对工艺流程与控制宜从工艺参数偏离出发，定期采用HAZOP方法进行危险与操作性分析。对特别重要的人工操作，应识别操作失误造成的危害及其风险。HAZOP分析应符合GB/T 35320的规定。

对于高后果或高频率的风险场景可在HAZOP分析的基础上进行LOPA分析，确保安全保护层的充足性和完整性。当风险场景涉及SIF时，可采用风险图、LOPA等方法进行SIF的安全完整性等级分析与确认。LOPA分析应符合AQ/T 3054的规定。

精细化工装置应按规定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、过氧化工艺的重点监管危险化工工艺生产装置，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。

6.2.4 安全泄放系统风险识别与分析

在役装置建成投产后，宜在每个运行周期对装置安全泄放量和火炬系统容量进行审查。通过泄放分析，对全厂的安全泄放设施和火炬系统进行隐患排查，发现安全泄放设施和火炬系统的潜在风险，并采取有效的措施和解决方法。根据核算结果建立起完整的安全泄放设施和火炬系统文档。

在役装置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) 本装置或其他同类装置泄放系统缺陷导致发生事故或事故扩大；
- c) 安全泄放系统资料不齐全；
- d) 装置扩建；
- e) 装置改建涉及安全泄放设施变更、变化；

f) 装置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。

安全泄放系统分析主要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H。

6.2.5 设备管道设施风险识别与分析

纳入设备管道设施失效风险点识别的设备设施主要包括：易燃、易爆、有毒、腐蚀介质的压力容器和管道；含上述危险物料的机泵密封，特别是高温泵和液态烃泵；高温高压的压力容器和管道；危险化学品储罐；大型机组、加热炉等设备设施；

简单设备设施失效风险识别可采取检查表与定期检测相结合的方法；关键设备、重要管道等宜采用SCL、FMEA、RBI、RCM等进行风险评估。油气输送管道应根据GB 32167的要求识别人口密集型高后果区。识别时间间隔最长不超过18个月，当管道及周边环境发生变化时，应及时进行高后果区更新。人口密集型高后果区应进行周期性风险分析，其他管段可根据具体情况确定是否开展风险分析。

6.2.6 电气与安全仪表系统风险识别与分析

识别安全关键控制仪表失效和SIF功能不完备带来的风险。对于SIF应采用SIL方法进行分析；SIL定级、SIL验证及SRS的具体要求应符合GB/T 21109和GB/T 50770的规定。

装置运行过程中，安全仪表系统故障需要进行维修更换时，应进行风险识别与分析，制定相应保护措施，经审批程序完成后，方可进行联锁的临时摘除。

对于GDS系统可根据GB/T50493进行检查评估，也可采用基于绩效的方法，计算火焰、可燃气体、有毒气体等探测器的覆盖率，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。

6.2.7 人员集中建筑物或区域与重要构筑物识别与分析

化工企业应建立化工装置建筑物安全性评估与危害管理程序，及时评估和管理企业内部人员集中建筑物或区域，防止在事故时人员集中建筑物或区域因火灾、爆炸或有毒物质侵入造成人员伤亡。

建筑物的风险识别与分析应符合SH/T 3590的规定。

6.2.8 变更风险识别与分析

在实施变更前应进行变更风险识别和分析，分析此变更可能带来的新的安全风险，核实可能涉及风险的安全措施，包括变更是否改变、摘除、停用或旁路多个安全设施或SIF。

可根据变更的级别采取不同的方法，一般变更、较大变更可采用专家审查或检查表的方式进行风险识别、分析。生产工艺和设备设施的重大变更应当组织有关人员采用HAZOP、FMEA、what-if等方法进行识别分析。

风险识别分析前应准备包含变更内容在内的过程安全信息，并在风险识别分析中予以审阅，审阅后的最新版本应有效传递到相关人员并进行培训。

文档管理系统中的安全信息应及时同步更新。该任务可在变更后及时更新、维护，并将过程安全信息有效传递到相关人员，并及时对相关人员进行培训。

6.2.9 作业活动风险识别与分析

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有毒、可燃介质或情况不明受限空间作业、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高风险的非常规作，施工作业前应开展JSA。

风险识别分析时可依据GB/T 13861、GB 6441，从人员行为、作业现场、物料泄漏、设备设施、能量、化学品暴露和管理七个方面，对作业中可能存在的风险进行全面识别。

6.2.10 公用工程与外部因素的风险识别与分析

应识别包括电力中断、仪表风中断、冷却水中断、氮气中断、制冷系统故障、蒸汽停供等可能带来的安全风险。

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

7 风险评价

7.1 企业应建立风险可接受准则。确定风险准则时应考虑下列因素：

- a) 国家或所在地区的法规标准要求；
- b) 可能发生事件的后果类别及其度量；
- c) 可能性的度量；
- d) 可能性和后果的最大或最小限制；
- e) 风险或风险值的度量方法；
- f) 风险等级的确定；
- g) 风险利害相关者可接受的风险；
- h) 多种风险组合或叠加的影响。

7.2 当采用风险矩阵法确定风险等级时，应满足国家和行业的风险控制要求，并结合企业风险管理水平和风险可接受程度，并满足以下要求：

- a) 运用安全风险矩阵评估剩余风险等级时，应考虑已采取的有效安全措施；
- b) 宜评估单个风险事件的级别；
- c) 可简化采用最大的风险作为装置的特征风险；
- d) 可结合LOPA等方法来确定可能性等级，采用事故判断或CEA方法来确定后果等级，实现半定量的风险分级；
- e) 风险矩阵及应用示例参见附录H。

7.3 工厂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，危险化学品企业内部的个人年度风险不宜超过 10^{-3} /年。

7.4 将识别分析的风险大小与风险基准进行对比，确定风险的等级，采取ALARP原则判断风险是否可接受。风险评价后，企业应建立可接受风险清单和不可接受风险清单。

8 风险控制

8.1 在生产阶段造成风险不可接受（不安全的状态）的原因主要包括：

- a) 设备设施老化、管控措施缺失、不足或失效等导致风险升级；
- b) 新产生的风险，缺乏足够的前期识别、分析和控制措施；
- c) 法规标准发生变化；

d) 外部环境发生重大变化。

8.2 生产阶段不可接受风险应纳入安全生产阶段的隐患管理。企业应针对不可接受风险清单逐项提出相应的管控要求及消减措施，通过隐患治理实现风险降级。

8.3 隐患治理宜根据隐患导致风险的级别大小，实时分级负责控制。针对隐患应制定隐患治理计划，做到定人员、定时间、定责任、定标准、定措施，对不能立即整改的隐患，要定监护措施和责任人。隐患整改完成后应组织对治理效果进行验收，完成隐患闭环管理。

8.4 通过隐患治理降低风险时，宜按照本质安全设计、被动工程技术措施、主动工程技术措施、个体防护、应急措施和管理措施（含操作、维护等程序）的顺序采取治理。

9 风险监控

9.1 风险监控基本要求

9.1.1 风险监控的目的为确保风险管控措施完好运行，并通过及时治理隐患和风险预警处置防止风险升级，其主要任务包括排查未识别的风险、排查风险清单中管控措施完好性以及风险进行监测与实时预警。

9.1.2 风险监控主要采取风险动态识别、隐患排查与治理、风险监测与实时预警、专业检查和其他专业管理等方式。

9.2 风险动态识别与排查

9.2.1 企业应建立风险动态识别与排查机制与程序，可采取以下手段：

- a) 按照法规和企业自身要求，定期开展风险识别、分析，如 HAZOP；
- b) 从事故教训中排查未识别的风险；
- c) 通过分析企业的安全事件，进行风险识别；
- d) 变更管理中排查未识别的风险；
- e) 法规标准和政府部门新要求中排查未识别的风险；
- f) 其他有效途径。

9.2.2 风险动态识别与排查相关的方法见 6.2。

9.3 隐患排查与治理

9.3.1 对风险清单中的每一条风险管控措施应制定关键的隐患排查任务。风险管控措施排查任务制定应结合专业管理情况；当不可接受风险通过新增措施完成隐患治理后，应及时对新增加的管控措施制定排查任务。当存在联锁摘除、安全设施检修等可能导致风险升级需要增加临时管控措施时，也应制定临时措施的排查任务。隐患排查任务制定示例见附录 E。

9.3.2 基于风险清单的隐患排查宜使用数字化手段，借助智能排查 APP 进行在线排查。排查 APP 可与人员定位系统、监测预警系统等相融合。

9.3.3 当使用 APP 进行排查时，排查任务应绑定到装置现场的巡检点，巡检点应覆盖装置/设施所有风险区域，并采用 NFC、RFID、二维码等点位近场通讯方式。

9.3.4 应按照固有危险等级、岗位责任制和重大危险源包保责任制等要求，合理分配装置风险管控措施的隐患排查任务，确保责任清晰、周期明确，并满足以下要求：

- a) 分级排查。企业应根据固有危险等级的大小合理确定排查岗位。固有危险等级为一、二级设施的排查岗位应包括领导层、部门、车间、班组、岗位人员等负有安全生产责任的全部岗位。重大危险源还应包括重大危险源包保责任人。
- b) 各专业性的排查任务应主要分配至装置的工艺、设备、安全等技术人员以及专业管理部门。

c) 操作工的排查任务要与操作工的日常巡检相融合。

9.3.5 风险清单中管控措施排查频次应满足以下最低要求：

- a) 包保责任制中主要负责人每半年至少对重大危险源进行一次相关专业排查；技术负责人每季度至少对重大危险源进行一次相关专业排查；操作负责人每周至少对重大危险源进行一次相关专业排查。
- b) 生产/安全/设备等专业部门、运行部/分厂管理人员至少每季度对装置/设施现场进行一次相关专业排查；
- c) 基层车间（装置）直接管理人员（工艺、设备技术人员）、电气、仪表人员每天至少两次对装置现场进行相关专业排查；
- d) 装置操作人员现场巡检间隔不得大于 2 小时，涉及重大危险源的生产、储存装置和部位的操作人员现场巡检间隔应符合国家相关要求。

9.3.6 企业也应按照国家法规及标准要求，结合企业实际，制定综合性、专业性、季节性、重点时段及节假日前等形式的隐患排查任务。当同行业或同类企业发生安全事故时，应举一反三，及时编制相关检查表进行事故类比安全专项排查。

9.3.7 根据排查出的隐患和隐患治理情况，企业宜对装置现有风险的大小进行动态更新。隐患治理应符合第 8.2、8.3 条的规定。

9.4 装置设施实时监测与分级预警

9.4.1 基于风险的关键参数确定。宜根据风险清单，形成装置关键监控参数，各类监控参数确定方法参见附录 I 的相关内容。关键参数可包括以下类型：

- a) 根据装置风险清单，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，如高危泵的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) 各装置的可燃、有毒有害气体泄漏参数；
- d) 各装置的安全联锁投用状态参数；
- e) 油气储存设施特殊的参数，包括雷电预警、浮盘状态等。
- f) 其他需要监控的参数。

9.4.2 参数异常监控与分级预警。关键参数异常推送与分级处置要求，需考虑关键参数偏离的程度、偏离失控导致的后果严重性、处理时间等要素，宜将参数异常情况进行分级，并进行分级推送预警。参数异常分级标准见表 2。企业也可根据风险基准，建立适合自身的分级标准。接到异常信息的人员，应及时响应，督促相关人员采取合适的措施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，启动相关的应急预案。

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	大于高报警值或 小于低报警值	超出 ESD 控制限值范围
火灾爆炸及人员重伤	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
重特大事故	一级	一级	一级

注：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的时间限制时，且参数没有恢复正常时，应升高一个级别。如时间限制为10分钟，当等于为三级时且处理时间超过10分钟，则异常等级将从三级变为二级。

9.4.3 装置实时动态风险监测与预警：

- a) 宜建立实时动态风险预测模型。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、隐患排查治理情况和可能造成的后果严重程度等多种因素。相关模型参见附录 J；
- b) 工艺参数异常动态风险可根据参数偏离的程度、管控措施的完好性、潜在事故后果，采用 LOPA、故障树、贝叶斯等方法进行工艺动态风险计算；
- c) 设备状态参数异常动态风险判断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，通过 FMEA、RBI、RCM、振动分析、腐蚀与缺陷评价、健康度评价等方法进行设备动态风险计算；
- d) 泄漏事件动态风险宜考虑物料危险性、泄漏速率、持续时间、气象条件、周边人口环境等因素进行 CEA 动态模拟分析确定动态风险。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、持续时间指标三个关键指标综合判断泄漏事件动态风险；
- e) 应建立装置实时动态风险预警信息推送机制，当风险不可接受时，应分级推送给不同的人员；
- f) 实时动态风险升级是由管控缺失或存在缺陷引发的，应按照隐患管理流程完成隐患治理。动态风险升级是由参数偏离或泄漏导致的，各相关专业人员应按照关键参数报警处置机制进行及时处理，直至风险状态降级到原有状态。

9.5 作业活动实时监测与分级预警

9.5.1 企业可借助电子作业票、视频监控、视频智能分析、人员定位、气体泄漏探测、能量隔离等技术手段，实现作业活动的实时监测和预警。

9.5.2 作业活动风险实施监测可采取下列各种技术及其组合：

- a) 可根据电子作业票系统获取作业类型、作业级别、作业位置、作业人数等作业固有属性特征，实现对作业固有危险（固有风险）的监控和管理。电子作业票系统除基本功能外，应宜具备：可录入作业地理位置、作业监护人、作业人员、作业所属组织机构、作业所属装置区域等信息；可关联作业现场固定式或移动式视频监控设备，实现作业现场监控视频关联调阅；可建设承包商及人员资格管理信息库，包括承包商和承包商人员的基本信息、资质信息、教育培训信息等，辅助判断施工单位、监护人和作业人员等资格符合情况；
- b) 可通过能量隔离系统与电子作业票系统互联互通，实现隔离措施的状态信息作为作业票证签发或关闭验收的强制校验条件，从而通过能量隔离措施的落实情况来部分反映作业防护措施风险因素的变化；
- c) 可根据视频智能分析系统，基于作业现场视频监控，通过违章识别智能算法，实现对作业人员违章行为的自动识别和报警；
- d) 可通过人员定位系统，实现施工人员、监护人员等作业相关人员位置信息的实时监控，支持作业过程中非作业相关承包商人员进入作业区域、监护人离岗等异常情况的判定和报警；
- e) 可通过气体泄漏探测系统，利用固定式和移动式的气体传感器，对作业现场危险气体浓度进行实时监测和报警；
- f) 可通过现场作业移动监测监控系统，利用移动监测监控设备，实现作业现场视频信息、气体浓度信息、作业位置信息等多维信息的一体化采集和传输。

9.6 数字化安全风险管控平台

9.6.1 企业宜建设数字化安全风险管控平台，实现风险分级管控和隐患排查、风险监测预警等数字化功能，并符合地方政府对安全风险管控平台建设的相关要求。数字化安全风险监控平台应独立于控制系统设置。数字化安全风险监控平台的技术实现架构参见附录 J 的相关内容。

9.6.2 双重预防机制信息化功能应包含电脑管理端和移动 APP 端。电脑管理端具备动态监控安全风险管控措施落实、隐患排查任务推送、隐患排查治理情况跟踪监督、机制运行、效果评估、异常状态自动预警及考核等功能；移动 APP 端具备隐患排查任务和预警信息接收、现场隐患排查情况实时上报、隐患治理全程跟踪等功能。

9.6.3 风险监测预警的关键监控参数宜统一接入实时数据库，并从实时数据库接入相关的数字化安全风险监控系统或采取安全网关方式接入，数据采集频率能力宜不大于 30s/次，报警信息宜实时采集过程控制系统中的 A&E 事件数据。

9.6.4 数字化风险监控平台应建立实时风险预测模型。建有推送功能，通过系统内提醒、短信等途径推送排查任务、隐患、参数异常和风险预警信息，并根据参数的类型、异常级别、动态风险等级、企业的管理层级等情况，实施分级推送。

9.6.5 数字化风险监控信息化系统应预留数据接口，具备与其他专业管理的信息化系统有机融合和与政府相关系统实现数据互联互通功能。

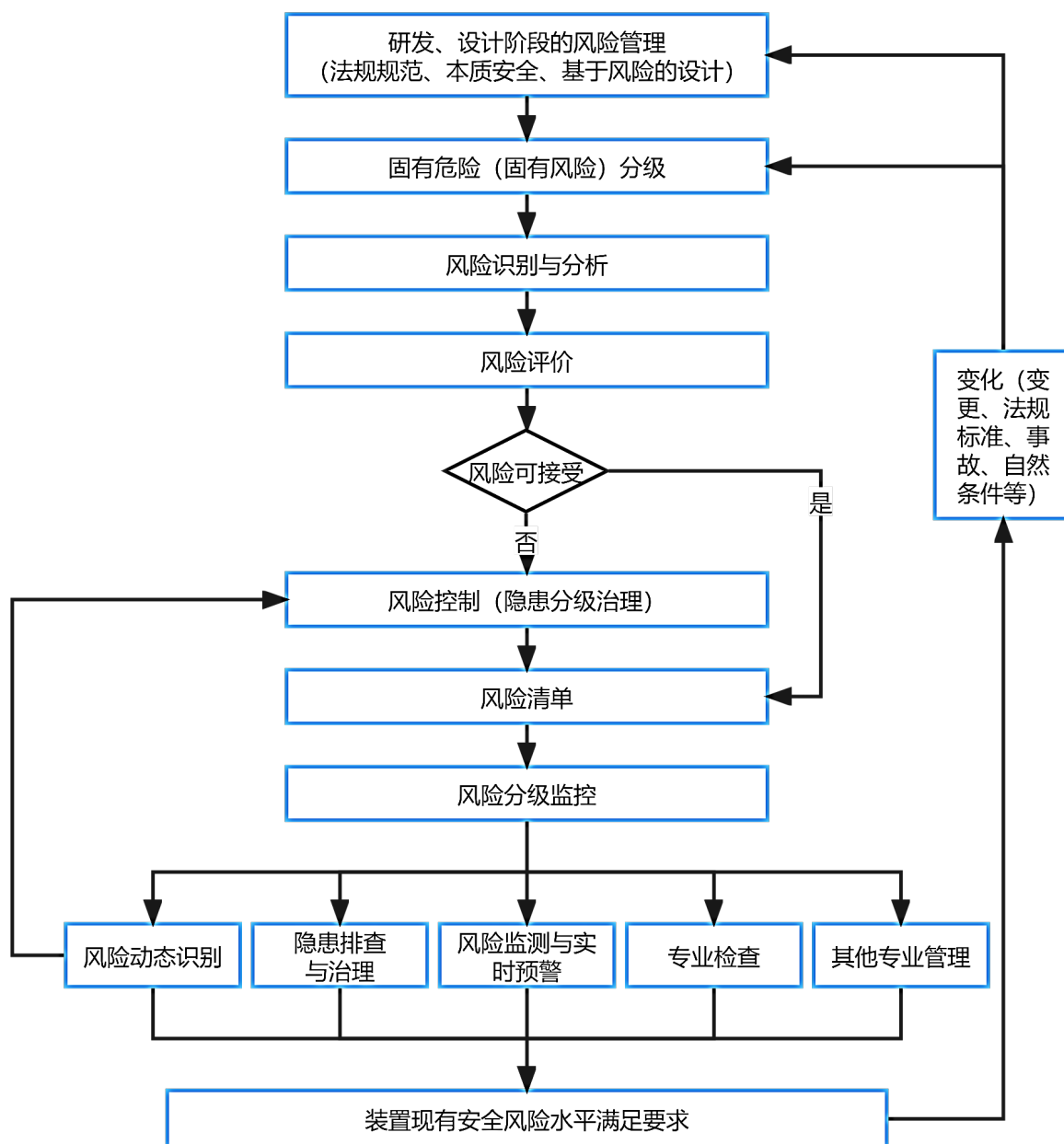
附录 A

(规范性)

风险分级管控基本程序

A.1 管控流程

风险分级管控的基本程序应至少但不限于以下程序，见图A.1：



图A.1 风险分级管控基本程序

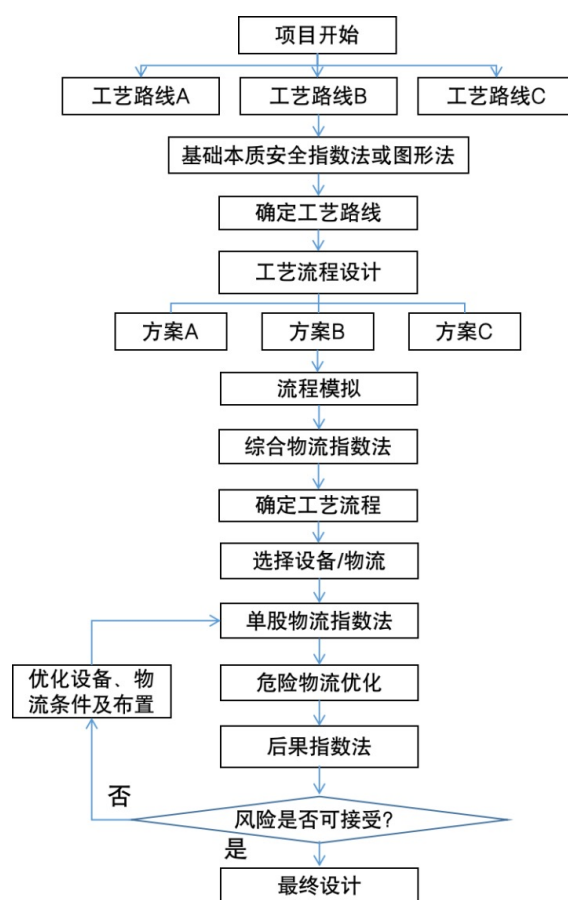
附录 B

(资料性)

危险化学品生产装置本质安全评估方法

B.1 评估流程

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持。对于不同任务，需要选择不同的本质安全量化评估方法，建议优先采用集成的方法，确保评估流程完整，标准统一。图B.1列出了一个推荐的本质安全量化评估流程。



图B.1 集成的本质安全量化评估流程图

评估具体流程如下：

- 首先是工艺路线的选择。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；
- 确定好工艺路线后进行工艺流程的设计。首先有必要进行流程模拟，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；
- 确定好工艺流程后进行设备与装置等的详细设计。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。

B.2 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。

B.2.1 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。

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

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.1；

表B.1 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.2；

表B.2 化学品可燃性指数 N_f 确定标准

可燃性	数值
闪点 $> 120^{\circ}\text{C}$	0
$60^{\circ}\text{C} \leq \text{闪点} \leq 120^{\circ}\text{C}$	1
$45^{\circ}\text{C} < \text{闪点} < 60^{\circ}\text{C}$	2
$28^{\circ}\text{C} \leq \text{闪点} \leq 45^{\circ}\text{C}$	3
闪点 $< 28^{\circ}\text{C}$	4

N_t ——毒性指数 (Toxicity Index)，赋值方法见表 B.3；

表B.3 化学品毒性指数 N_t 确定标准

毒性 (ppm)	数值
$T_{LV} > 10000$	0
$1000 < T_{LV} \leq 10000$	1
$100 < T_{LV} \leq 1000$	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8小时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.4。

表B.4 化学品爆炸性指数 N_e 确定标准

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

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。

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

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.5。

表B.5 反应温度子指数 R_t 确定标准

工艺温度 ℃	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.6。

表B.6 反应压力子指数 R_p 确定标准

工艺压力 bar	数值
0.5~5	0
0~0.5 或 5~25	1
25~50	2
50~200	3
200~1000	4

R_y ——反应收率子指数 (yield sub-index)，赋值方法见表B.7。

表B.7 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.8。

表B.8 反应热子指数 R_h 确定标准

反应热 J/g	数值
<200	0
200~600	1
600~1200	2
1200~3000	3
>3000	4

B.2.2 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。

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

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。

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

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。

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

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。

$$OCI = \sum IRI \dots\dots\dots (B.6)$$

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。

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

式中:

OSI ——总体安全指数;

OCI——总化学品指数；

ORI——总反应指数。

B.2.3 本质安全化水平的评估标准

此外还有三个指数：

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。

$$WCI = \max(Nr) + \max(Nf) + \max(Nt) + \max(Ne) \dots\dots\dots (B.8)$$

式中：

WCI——最坏化学品指数；

Nr——反应指数；

Nf——可燃性指数；

Nt——毒性指数；

Ne——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。

$$WRI = \max(Rt) + \max(Rp) + \max(Ry) + \max(Rh) \dots\dots\dots (B.9)$$

式中：

WRI——最坏反应指数；

Rt——反应温度子指数；

Rp——反应压力子指数；

Ry——反应收率子指数；

Rh——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。

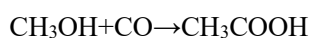
首先根据OSI的大小对路线进行排序，OSI值越大，危险性越高。对于两个竞争路线具有相同OSI的情况，比较补充指数，按TCI、WRI和WCI的顺序进行比较。

B.2.4 示例

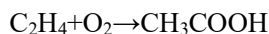
以乙酸生产工艺为例，乙酸生产有四种工艺路线，分别为：

①甲烷氧化

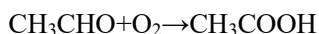
该工艺分为两个反应步骤，分别为：



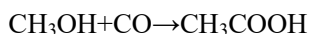
②乙烯气相氧化



③乙醛氧化



④ 低压羰基化



不同工艺路线打分见表B.9。

表B.9 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.9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 综合物流指数法（CPFI）按照公式（B.11）和公式（B.12）计算。

$$CPFI = \frac{\rho \cdot \Delta H_C \cdot P \cdot \Delta FL_{mix}}{10^8} \dots\dots\dots (B.11)$$

式中：

CPFI——综合物流指数；

ρ ——所有流股的平均密度，单位为 kg/m³；

ΔH_C ——所有流股的平均燃烧热，单位为 kJ/kg；

P ——平均压力，单位为 bar；

ΔFL_{mix} ——爆炸上限与爆炸下限的差值。

$$\Delta FL_{mix} = UFL - LFL \dots\dots\dots (B.12)$$

式中：

UFL ——爆炸上限；

LFL ——爆炸下限。

B.4 单股物流指数法（SPFI）按照公式（B.13）计算：

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

式中：

SPFI ——每股物流泄漏危险的相对数值；

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_{FL} ——单独物流的（ ΔFL ）与所有物流的平均（ ΔFL ）的比值；

A_0 ——系数。

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.5 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。具体计算方法参见AQ/T 3046。

附录 C

(资料性)

新工艺新装置研发阶段的主要风险管理活动

C.1 实验室研究阶段主要风险管理活动

C.1.1 本阶段应获取物料安全技术说明书(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它因素影响相近时,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 中试试验阶段主要风险管理活动

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) 分解热 $\geq 1000\text{J/g}$ 的原料与工艺过程混合物料可能存在爆炸性,应进一步进行爆炸性筛选,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联锁;
- c) 反应器发生失控反应时若存在两相流,进行泄放设施设计;
- 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

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（HAZOP）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，审核工艺物料平衡图（PFD）、工艺过程说明书、物料安全技术说明书（SDS）、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) 针对工业装置的基本操作、检查与维护程序。

C.4 新工艺、新技术工程设计

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)

安全风险信息管理

D.1 安全信息

企业在风险识别之前应掌握和收集必要的安全信息，从而准确、完整的识别风险。必要的安全信息应包括装置研发阶段、设计阶段和运行阶段的工艺安全信息、工艺技术信息和工艺设备信息。

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安全防控措施；
- 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 分析等；
- 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、装置设备布置图；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 SIS 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，其它安全系统（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；以及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

以及危险化学品的库存控制等措施，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 分析报告、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) MOC 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 分析、HAZOP 分析、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)

装置固有危险分级示例

E.1 本附录给出了固有危险分级方法，考虑了装置的重大危险源属性、危险工艺和重点管控的危险化学品情况以可能造成的后果严重性。企业可根据自身的风险准则和地方政府的相关要求，选择或制定适合自身的固有危险分级方法。

E.2 固有危险分级见表E.1. 说明如下：

- a) 固有危险等级为4级，从后果严重性从大到小依次为一、二、三、四级；
- b) 从重大危险源、危险工艺和后果严重性三个方面评估危险等级，取最高级为评估对象的危险等级；
- c) 对于后果严重性，可采用专家判断法或采取CEA方法进行精确评估。CEA分析时宜采用最大可信事件进行分析。

表 E.1 固有危险（固有风险）分级

等级	重大危险源	危险工艺	后果严重性
一	1. 涉及光气、HF、氯气等剧毒气体且剧毒气体，且存量达到 GB 18218 规定临界量； 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，且存量达到 GB 18218 规定临界量； 3. 一级重大危险源； 4. 经过公共区域，穿（跨）越四级地区的甲类或毒性危害程度为中度（最高容许浓度 $\leq 10.0\text{mg}/\text{m}^3$ ）及以上的介质输送管段（含长输管道、集输管道及厂际管道）； 5. 同期平台上人数超过 30 人（含）的海上石油平台； 6. 独立构成二级重大危险源的第三（III）类压力容器，主要介质为高毒（最高容许浓度 $\leq 1.0\text{mg}/\text{m}^3$ ）及以上毒性危害程度的毒性介质，或为易爆（爆炸下限小于 10%，或者爆炸上限和爆炸下限的差值 $\geq 20\%$ ）介质、液化气体介质等。	1. 硝化、氯化、氟化、重氮化、过氧化工艺且构成重大危险源的； 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工艺，且构成一、二级重大危险源的。 3. 反应工艺危险度被确定为 4 级或 5 级，且构成重大危险源的精细化工装置；	可能导致发生重、特大事故的装置设施
二	1. 二级、三级重大危险源； 2. 经过公共区域，穿越地区等级为三级地区的油气输送管段（含长输管道、集输管道及厂际管道），以及不属于 1 级危险等级的穿（跨）越四级地区油气输送管段（含长输管道、集输管道及厂际管道）； 3. 同期平台上人数 10 人~30 人（含）的海上石油平台； 4. 一级加氢站、一级加气站（含 LNG、CNG、L-CNG 任意组合的合建站）、一级气氢合建站； 5. 独立构成三级重大危险源的第三（III）类压力容器，且主要介质为高毒（最高容许浓度 $\leq 1.0\text{mg}/\text{m}^3$ ）及以上毒性危害程度的毒性介质，或为易爆（爆炸下限小于 10%，或者爆炸上限和爆炸下限的差值 $\geq 20\%$ ）介质、液化气体介质。 6. 生产硝酸铵、硝基胍、氯酸铵、氯酸钾、氯酸钠等爆炸品或氧化剂的危险化学品生产装置	1. 硝化、氯化、氟化、重氮化、过氧化工艺，且未构成重大危险源； 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工艺，且构成三、四级重大危险源的装置。 3. 涉及重点监管危险工艺，且构成重大危险源的装置。	可能导致发生较大事故的装置设施
三	1. 四级重大危险源； 2. 未构成危险化学品重大危险源的，但泄漏物料浓度大于立即威胁生命和健康浓度 IDLH 的、或主要物料为窒息性气体的； 3. 经过公共区域，不属于三四级地区的其他高后果区油气输送管段（含长输管道、集输管道及厂际管道）； 4. 一级加油站、一级油气合建站、一级油氢合建站、二级加气站、二级加氢站； 5. 同期平台上人数不超过 10 人（含）的海上平台。	1. 火灾危险性为甲乙类的危险化学品生产装置； 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工艺，且不构成重大危险源的装置。	可能导致发生一般事故的装置设施
四	其他非重大危险源。	火灾危险性为丙类及以下的危险化学品生产装置。	其他装置设施

附录 F

(资料性)

装置风险与任务排查清单

F.1 将装置划分不同单元进行风险识别分析与评价，建立装置风险清单。风险清单包含装置名称、初始风险、风险事件描述、管控措施、剩余风险、排查任务等要素，按照以下步骤进行：

- a) 根据工艺流程划分分析单元，界定分析范围和目标；
- b) 分析确定每一条风险事件/场景；
- c) 针对风险事件/场景分析初始风险，包括发生可能性和初始后果等级；
- d) 查找分析现有风险管控措施，确定管控措施类型和风险降低系数，风险管控措施包括本质安全设计、主动的工程技术措施、被动的工程技术措施、个体防护、应急措施和管理措施（含操作、维护要求）等；
- e) 根据现有风险管控措施的风险降低系数确定剩余风险，包括风险发生可能性和后果等级。当风险不可接受时需要制定风险消减措施，并进行隐患治理；
- f) 对每一条风险管控措施（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；
- g) 将排查任务按岗位职责分配给相关岗位及其人员，基于排查结果，查找隐患，动态计算风险。

F.2 列举某企业 A 装置 B 单元风险与任务排查清单（部分）示例如下：

表 F.1 某化工装置 B 单元风险与任务排查清单

风险名称	主要风险描述	初始后果	初始可能性	安全管控措施	管控措施类型	排查任务
电脱盐罐液位过低闪爆风险	电脱盐罐开工前，如果惰性气体（蒸汽）对脱盐罐吹扫不彻底，电脱盐罐内存在空气，电脱盐罐进油量过少，电脱盐罐液位过低，罐内存在气相空间，空气与油气形成爆炸混合物，此时操作人员送电，电极板放电，脱盐罐存在爆炸风险。	D	4	1. 电脱盐罐应设有满液位通电联锁装置，只有当液位全满后，才能送电	BPCS 安全联锁或机械联锁	联锁正常投用；阀门的泄漏量是否满足设计或工艺要求；联锁是否设有声光报警，声光报警是否正常投用；
				2. 应在操作规程中明确电脱盐罐开工前，应在确认电脱盐罐液位全满后，方可送电。	操作规程	是否定期比对，如发现仪表指示偏差较大应及时进行排查处理； 联锁摘除和变更是否有审批手续； 联锁设置点是否合理，联锁动作时间是否满足设计与工艺要求；联锁设置点与设计值是否一致；联锁回路是否按故障安全型进行设计； 检查操作规程修订培训情况

附录 G

(资料性)

常见的风险识别与分析方法

G.1 风险检查表法 (RC-Sheet)

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HAZOP、LOPA、SIL、设备安全评估等系统识别分析的基础上,将装置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G.1。

G.2 危险源辨识 (HAZID)

危险源辨识 (HAZID) 是利用装置现有资料 (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分析步骤见图G.1。

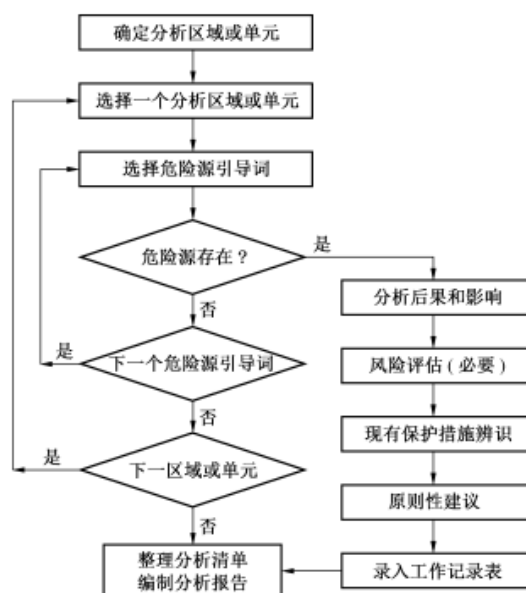


图 G.1 HAZID 分析步骤

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G.2。

表 G.1 硫磺装置 Claus 制硫单元 RCsheet (部分)

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	1、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
						2、反应炉主燃烧室应设置温度指示及低报警。	10	
						3、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 反应转化率低, 下游尾气排放 S02 超标。	C	6	1、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
						2、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 H2S 中毒。	D	5	1. 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/
						2. 酸性气分液罐应设置液位高高联锁, Claus 单元联锁停车。	20	
						3. 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	
		S1-2-2	由于下游管路或破沫网等堵塞, 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	1. 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); 酸性气必须设置独立的火炬排放系统(包括管网和火炬头)。	100	管理规定
						2. 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放火炬以避免相互干扰)。	10	
						3. 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	
						4. 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	SH3047-1993 第 2.7.9 条
		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	1. 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
2. 人员定期现场检查疏水器运行状况, 防止伴热失效。	2							
						3. 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 H2S 中毒。	D	4	1. 酸性气采样采用密闭采样设施。	10	危险辨识结果		
				2. 采样时双人作业, 配备个体防护设备, 并且确保 PPE 完整性, 完善的操作规程、培训, 确保 PPE 合理使用。	10			

表 G.2 危险源引导词

类别	危险源引导词	举例说明
自然灾害和环境危险源	沉降	地质结构、地基、地坪高差、地下采矿
	潮汐	—
	海啸	—
	岩石坠落	—
	山火	—
	盐浓度变化	海水水质、海水入侵
	腐蚀	海水盐雾腐蚀、地下水腐蚀
	泥石流	地层松软地区大雨
人为危险源	安保危险	内部及外部安保威胁
	第三方活动	秸秆燃烧
与周边设施的相互影响	地理位置	厂区位置、总图布置、管道和道路规划、土地利用
	邻近区域功能	公共福利设施、村庄、居住区、工业区或工业设施、港口、军用设施、农业用地、飞机场
	环境因素	土地原有功能、脆弱的动植物、景观影响
	社会因素	当地人口、地方对建设项目建设的态度、重要的社会/文化区域
基础设施	常规及应急通信方式	水域、陆域、航空
	后勤及物流	易耗品/备品备件储存
	公用工程	水、电、气、汽
	大气污染物	火炬、排气筒、无组织排放、能效、粉尘、恶臭、烟气
	水体污染	油/水分离、高/低温废水、清污分流、消防废水、接纳水体功能
	土壤污染	排水、化学品储存、废物处置、渗漏
	紧急排放	火炬、排气筒、含油污水、消防废水
	环境敏感	居民区、学校、医院等人口密集区域、水源保护区、生态脆弱区、基本农田保护区、畜牧区、养殖区、古迹、风景名胜区和自然保护区、军事区
	废物处理方案	催化剂、润滑油/维修废油、灰渣、含盐废水、放射性废物、难处理废水、危险废物、总量控制
施工时间	季节、重要环境周期(雨季、枯水季、候鸟返迁季)、昼夜划分时段	
健康危险源	疾病	地方病、传染病、蚊虫疟疾、个人卫生及公共饮食、被污染的水或食品、艾滋病、性病、较差的生活条件、被污染的淋浴洗眼器用水
	窒息	窒息性环境、未穿戴合适的个人防护用品、受限空间作业、烟气、尾气
	致癌物	致癌化学品

G.3 基于 HAZID 的岗位危险事件识别

岗位风险识别的主要任务是辨识该岗位涉及的作业活动和设备设施，重点结合日常操作中可能造成人身伤害、中毒、危化品泄漏、火灾爆炸、财产损失和声誉等各种危险事件，以及初期应急处置的风险，形成岗位危险事件清单示例，见示例1。该方法依据危险源清单进行岗位生产活动中所面临的危险源识别；第二步是对每个危险源示例(见示例2)，识别可能导致危险源演变为事故事件的因素(见示例3)，

即危害因素识别。第三步进行危险事件识别。根据危险源、危害因素，识别每个危险源可能发生的危险事件，并识别预防危险事件发生或减轻其后果的各种措施（包括硬件措施、个体防护和管理程序等），根据现场实际情况提出风险降低的措施。

示例 1:

表 X 岗位危险事件清单

岗位名称		岗位职责					
岗位作业活动		岗位设备设施					
外部环境							
序号	危险源	存在位置	危害因素	可能发生的危险事件	主要保护措施和管理程序（硬件、个人防护和程序等）	初期应急处置程序	备注

示例 2:

表 X 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
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 2000m 以上的高空作业
6	高度差	

序号	分类	来源示例
6.1	人员在 2m 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 2m 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
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，DP 船上的推进器
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、草原自然灾害
9.5	雷击	在开敞空间作业，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 > 50v	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 < 10nm（电离）	医用扫描仪，检测仪器
11.9	α 、 β 粒子	测井、成像、光密度计、仪器接口
11.10	伽马射线	测井、成像
11.11	中子辐射	核反应堆，测井
11.15	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°C
11.16	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
11.19	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，氩
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
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

序号	分类	来源示例
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、噪音等
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、政府的暴力攻击
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

示例 3:

表 X 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		由于设备、泵、搅拌器等失效导致失控反应	—
10		由于辅助系统、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		由于一种反应原料过多或过少导致失控反应	对每种情况要进行具体分析
12		由于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	可分为局部失效和整个单元/装置失效
17		蒸汽中断	可分为局部失效和整个单元/装置失效
18		冷却水中断	可分为局部失效和整个单元/装置失效
19		仪表空气中断	可分为局部失效和整个单元/装置失效
20		惰性气体中断	可分为局部失效和整个单元/装置失效
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	—

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)
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	
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		临近单元影响(如有毒气云等)	与特定的区域有关
50		恐怖袭击	与特定的区域有关
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
60	操作与施工	误操作	—
61		错误的维护/替换	—
62		建造失效	考虑每一种建筑结构类型,如钢结构或混凝土等
63		排污	—
64		取样	—
65		设备或管线开口	—
66		进入设备	对每种情况要进行具体分析
67		开车	对每种情况要进行具体分析
68		停车	对每种情况要进行具体分析
69	其他	病毒导致控制系统计算机失效	—
70		粉尘爆炸	如石棉制品粉尘、催化剂粉尘等
71		仪表失效	—
72		静电	—
73		火花	—

G.4 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必须进行反应安全性评估,其流程见图G.2。

反应安全风险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。

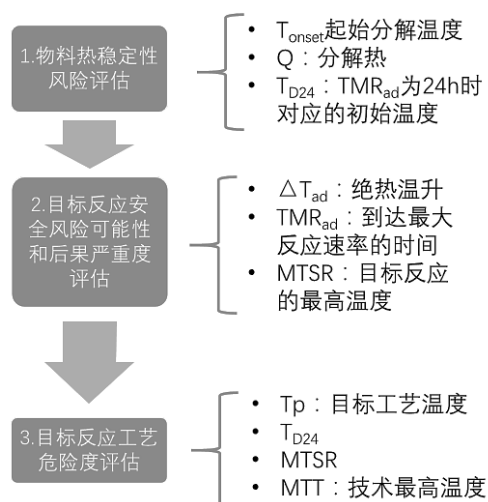


图 G.2 反应安全风险评估流程

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24h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，其评价标准如表G.3所示。

表 G.3 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 ≤ 1200	分解热量较大，潜在爆炸危险性较高
3	1200 < 分解热 < 3000	分解放热量大，潜在爆炸危险性高
4	分解热 ≥ 3000	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G.4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G.5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，其分级标准如表G.6。

表 G.4 失控反应严重度分级标准

等级	ΔT_{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 G.5 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 G.6 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24h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,四个温度数据大小排序不同,根据“指导意见”的分级原则(表G.7),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 G.7 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

G.5 故障假设分析(what-if)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“如果一就怎样”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(SWIFT)法增强了危害、风险识别的全面性、科学性和系统性。

G.6 危险与可操作性分析(HAZOP)

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、系统的分析系统中每一个重要的操作参数偏离了设计条件所导致的危害。危险与可操作性分析(HAZOP)法既适用于设计阶段,又适用于正在运行的生产装置;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、风险也是非常好的培训操作人员的工具。运用危险与可操作性分析(HAZOP)法要成立有工艺、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分析方法见GB/T 35320。

G.7 HAZOP-LOPA-风险矩阵方法

采用“HAZOP+LOPA+风险矩阵”风险评估方法对装置/系统危险与可操作性进行评估，并结合风险矩阵，对可能导致的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。评估的流程见图G.3。

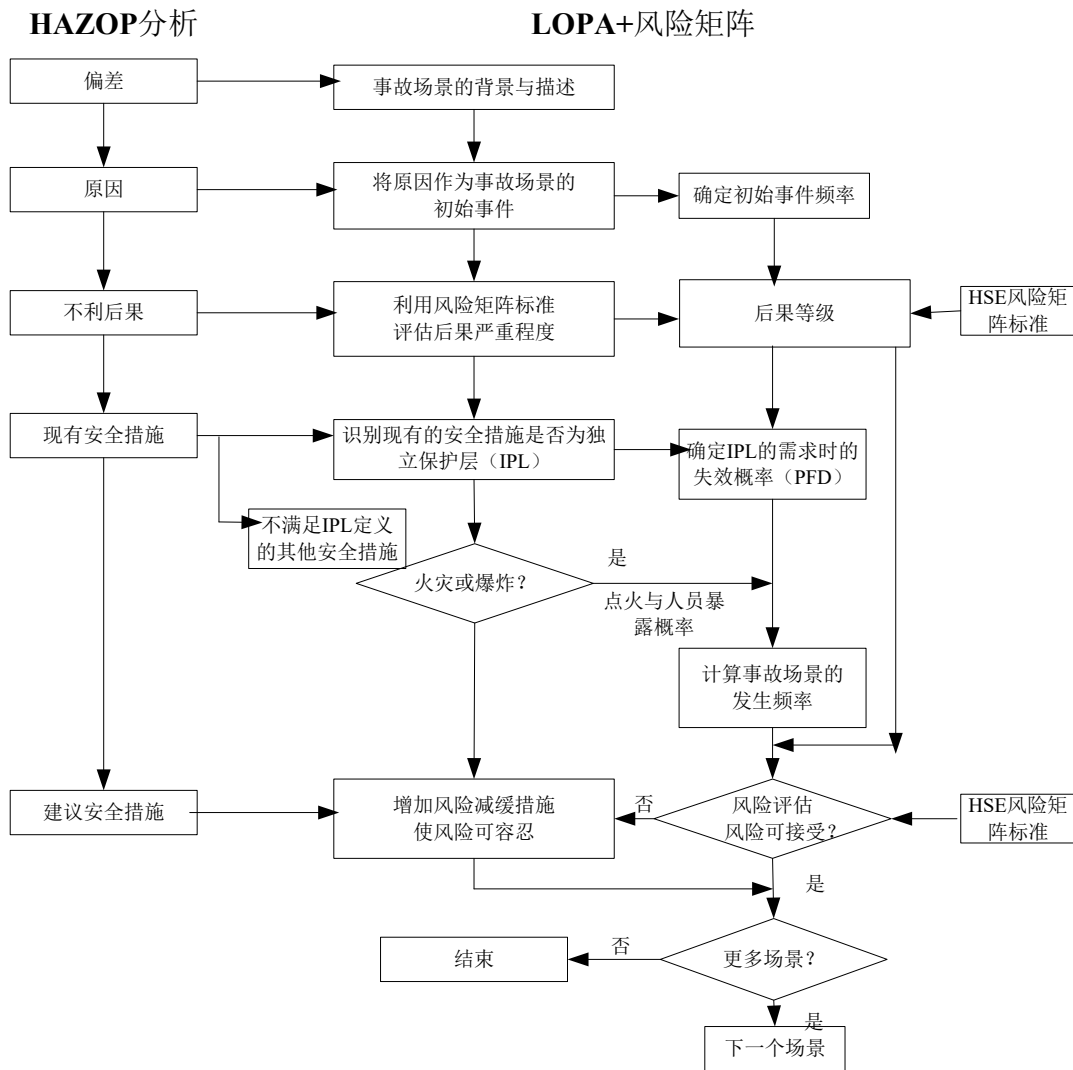


图 G.3 “HAZOP+LOPA+风险矩阵”风险评估流程

“HAZOP+LOPA+风险矩阵”风险评估首先采用HAZOP分析方法，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 and 操作维修方面的安全隐患。

将HAZOP分析的结果作为保护层分析（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分析的事故场景。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（IPL）要求时失效概率（PFD）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 分析程序执行 GB/T 35320;
- b) 分析前应确定风险矩阵标准;
- c) LOPA 分析执行 AQ/T 3054;
- d) 执行法规标准，并对潜在的安全风险本着“最低合理可行（ALARP）”的原则，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。

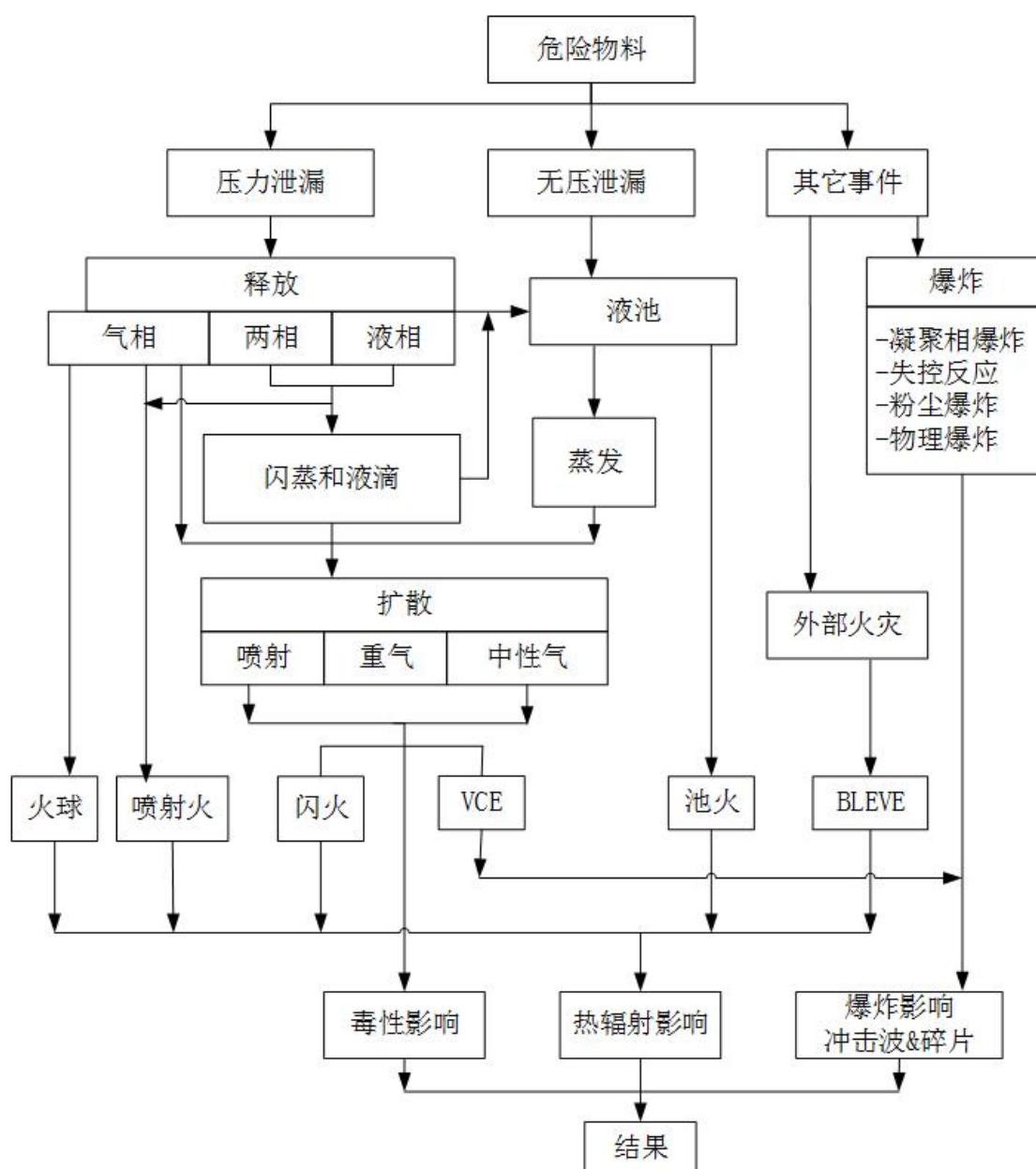
G.8 失效模式与影响分析(FMEA)

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程度分析联合应用，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，失效模式与影响分析(FMEA)主要用于各类设备设施失效的风险识别。

G.9 后果影响分析(CEA)

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。



图G.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、计算流体力学模型(CFD)或风洞试验等。

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、计算流体力学模型(CFD)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(BLEVE)、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碍状况,可采用TNO多能法、BST方法或者计算流体力学方法等,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计算流体力学模型(CFD)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。最坏可信事故场景确定流程如图G. 5：

- 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。
- 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。
- 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。
- 确定最坏可信事故场景，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。

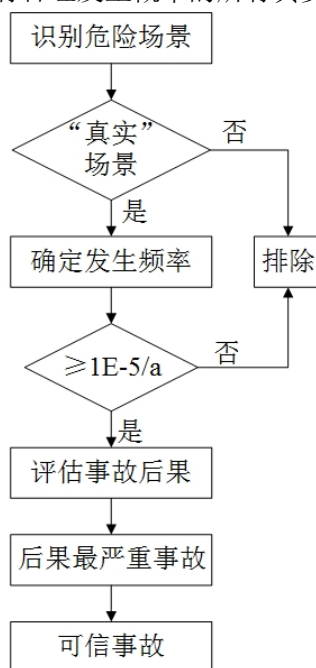


图 G. 5 最坏可信事故场景确定流程图

G. 10 全定量风险评价（QRA）

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叠加，并与风险可接受标准比较的系统方法。用于对某一设施、单元或工厂整体的安全风险水平进行衡量。定量风险评估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。定量风险评估的基本程序见图G. 6。

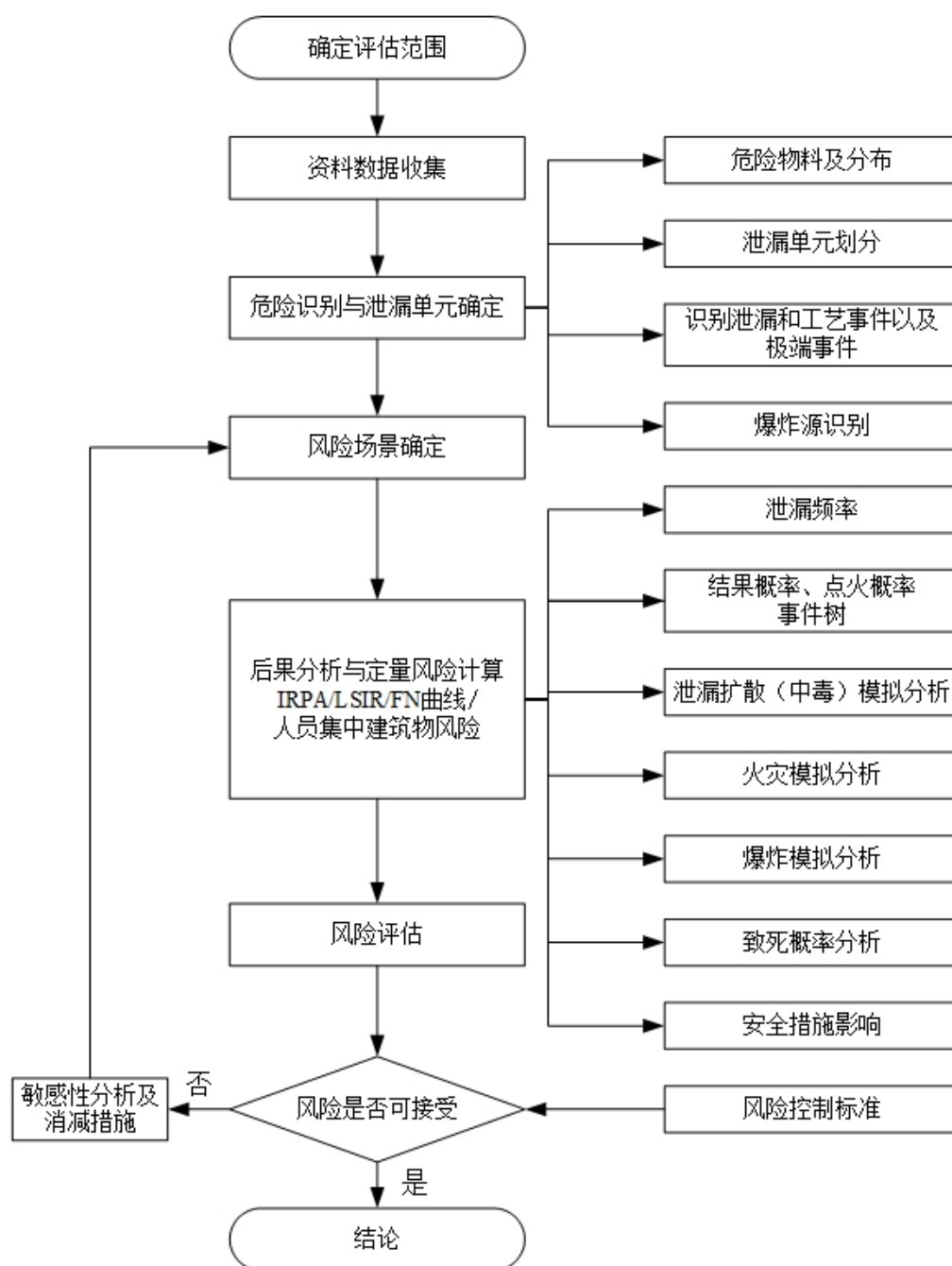


图 G. 6 QRA 基本程序

在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：

- 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；
- 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、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；
- 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；
- 可能导致多米诺效应的评估；
- 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;

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。

G.11 基于风险的检验检测技术(RBI)

基于风险的检验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险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。

失效可能性指的是设备每年可能泄漏次数,风险矩阵失效可能性一般分为5个等级;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来确定的,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、管道运行中需加强检验检测或进行相关技术处理,以降低或控制其风险。

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;

应用基于风险的检验检测技术有如下意义:

- a) 掌握各装置的总体风险状况及各装置、单元、工段之间风险水平比较;
- b) 找出装置中的相对危险的区域(损伤机理复杂、风险水平较高或失效可能性相对较高)分析原因,制定合理降低风险的措施;
- c) 找出下次检验应优先或重点安排的设备和管道;
- d) 确定可延长检验周期的设备;
- e) 为对传统的检验方案进行优化提供科学的依据;

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。

G.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。

具体评估方法见GB/T 39173，火灾/气体探测系统探测器覆盖率有效性评估流程见图G.7。

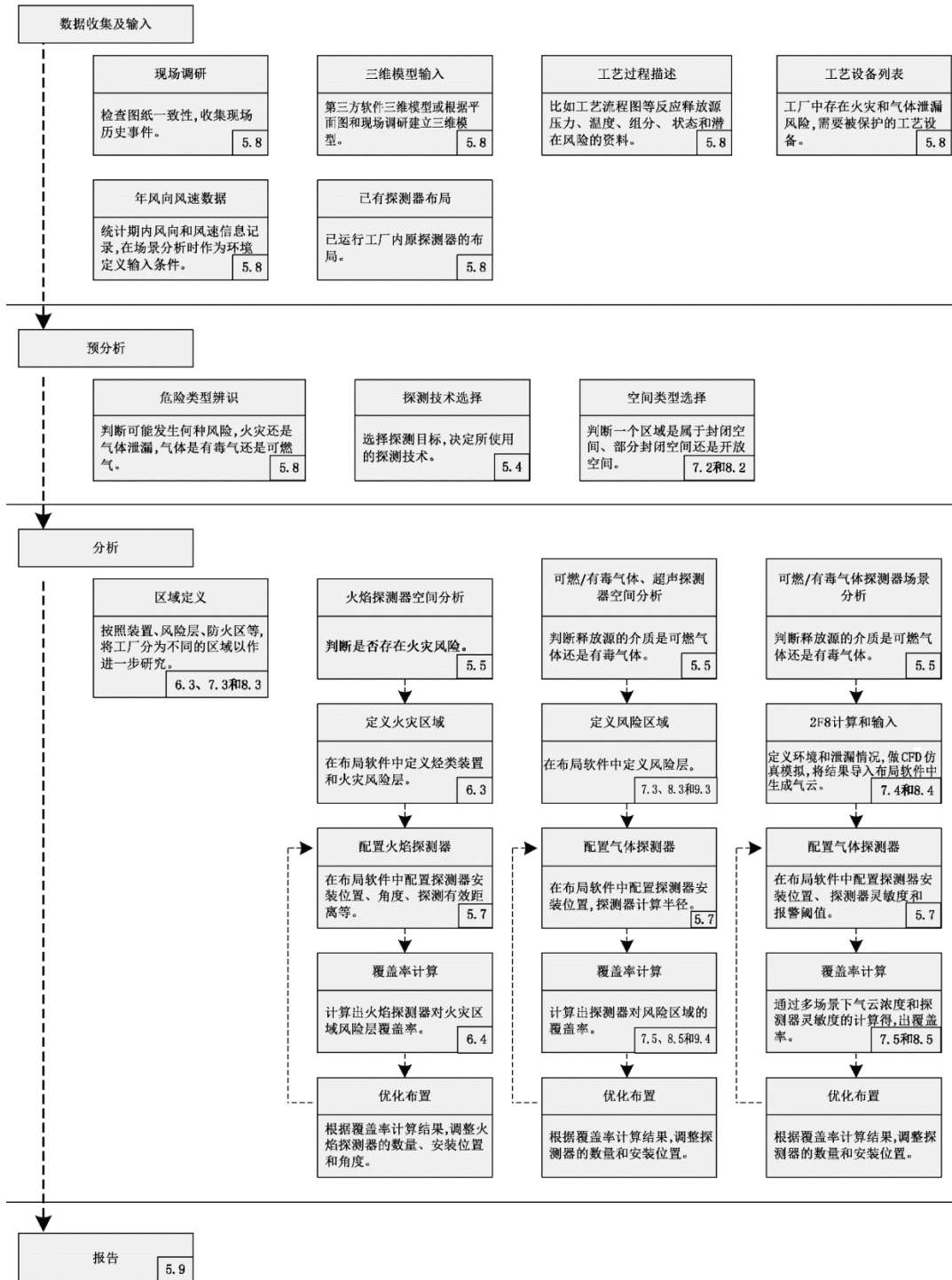


图 G.7 火灾/气体探测系统探测器覆盖率有效性评估流程图

- 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。

G.13 人员集中建筑物危害分析与管理

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人员集中建筑物内人员重大伤亡,对于对人员集中建筑物或检维修活动的移动建筑物的布局、结构和安全防护能力进行分析与评价。API752, API753 给出了较为详细的危害管理程序。以爆炸冲击危害为例,当建筑物受到的爆炸冲击波超压 $\geq 6.9\text{kPa}$ 或冲量 $\geq 207\text{kPa}\cdot\text{ms}$,需要进行抗爆设计时。主要步骤为:

- a) 识别人员集中建筑物。人员集中建筑物是指有固定工作人员在内或者经常有人存在的建筑物,且满足以下两个条件之一:固定工作岗位上的人员工作时间为 40 人 \cdot h/d 以上的场所;高峰期内,在建筑物内工作 1h 及以上的人员数量不少于 10 人(出现频率 \geq 每月一次);
- b) 进行建筑物爆炸风险评估。通过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(VCE)、爆炸物爆炸、压力容器爆裂和沸腾液体膨胀蒸气云爆炸(BLEVE)等。对于 VCE 爆炸分析可采用 TNO 多能法、Baker-Strehlow-Tang (BST) 方法、计算流体动力学(CFD)方法等,不得采用 TNT 当量法进行气体爆炸分析。对爆炸物爆炸评估,可参照 GB/T 37243 和 GB 50089 的有关规定;
- c) 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;
- d) 建筑物结构安全性评估。按 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可采用单自由度法、等效静荷载法、多自由度法、有限元分析方法等。相关计算方法可参见 GB/T 50779 中的有关规定;
- e) 给出降低爆炸冲击风险的措施。

G.14 作业活动安全风险分析(JSA)

作业安全分析(JSA)是防控作业风险的重要手段,旨在通过事先对某项作业活动进行风险识别,并根据识别结果制定和实施相应的控制措施,以达到最大限度消减或控制风险、保证作业人员健康和安全的目的。其主要工作步骤为:

- a) 分析的准备。成立 JSA 小组。JSA 小组成员应由工艺、设备、安全等专业技术人员和相关操作人员、监护人员和承包商作业人员代表共同组成;收集工艺条件、设备设施情况、环境条件、作业的内容方法及所用机具、参加作业人员的能力等条件信息;
- b) 作业步骤划分。应由工作经验丰富并能完整辨识整个作业、工艺或流程的人划分作业步骤,主要危害因素的变化作为各步骤的分界点。应保证各个步骤正确的顺序,以防遗漏某些潜在的危害,或者增加一些原本不存在的危害;

- c) 风险识别和分析。JSA 小组成员应在组长的组织协调下，按照专业划分，依据 GB/T 13861、GB 6441，从人员行为、作业现场、物料泄漏、设备设施、能量、化学品暴露和管理七个方面，对作业活动的每一步骤中可能存在的风险进行全面识别。应结合具体作业情况进行分析，实际操作时因在不同的区域、不同的作业环境及不同的作业设备、人员（包括经验与能力）、时间、地点可能会有不同的分析结果；
- d) 风险评价。可根据企业具体条件或相关要求自主确定本项工作。对于已经识别出的风险，依据现有控制措施的有效程度，进行风险评价，确定风险等级；
- e) 风险控制措施制定。应结合企业现场实际进行风险控制措施的制定，特殊作业的相关风险控制措施还应符合 GB 30871 的相关要求。作业前，可结合作业前会议或安全技术交底对所有参加该项作业活动的人员进行 JSA 告知和签字确认。

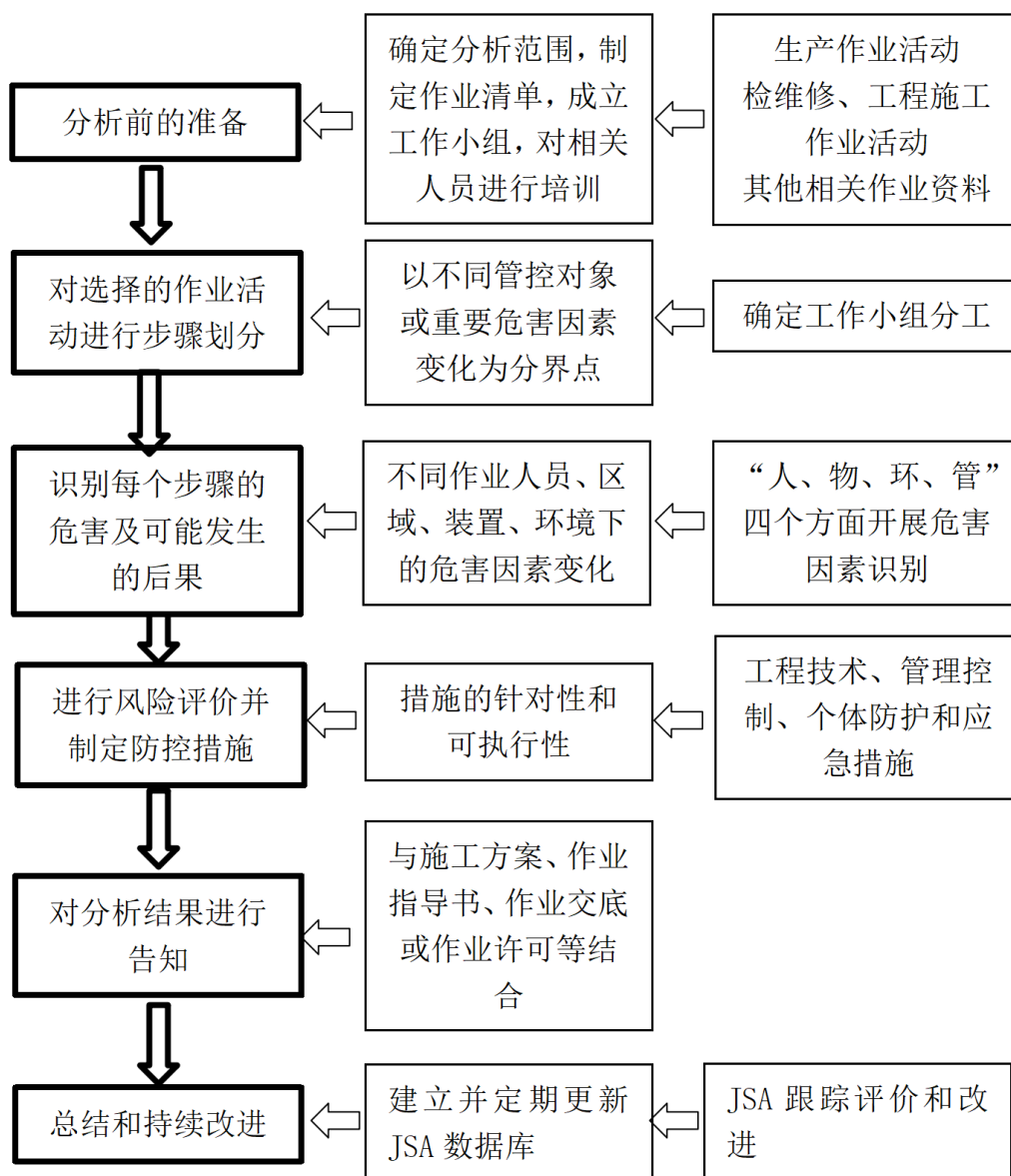


图 G.8 JSA 分析流程图

附录 H

(资料性)

安全泄放系统风险分析方法

H.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见图H.1，其中针对超压泄放出现可能出现两相流的场景可参考图H.2 a)，两相流泄放尺寸校核计算过程可参考H.2 b)。

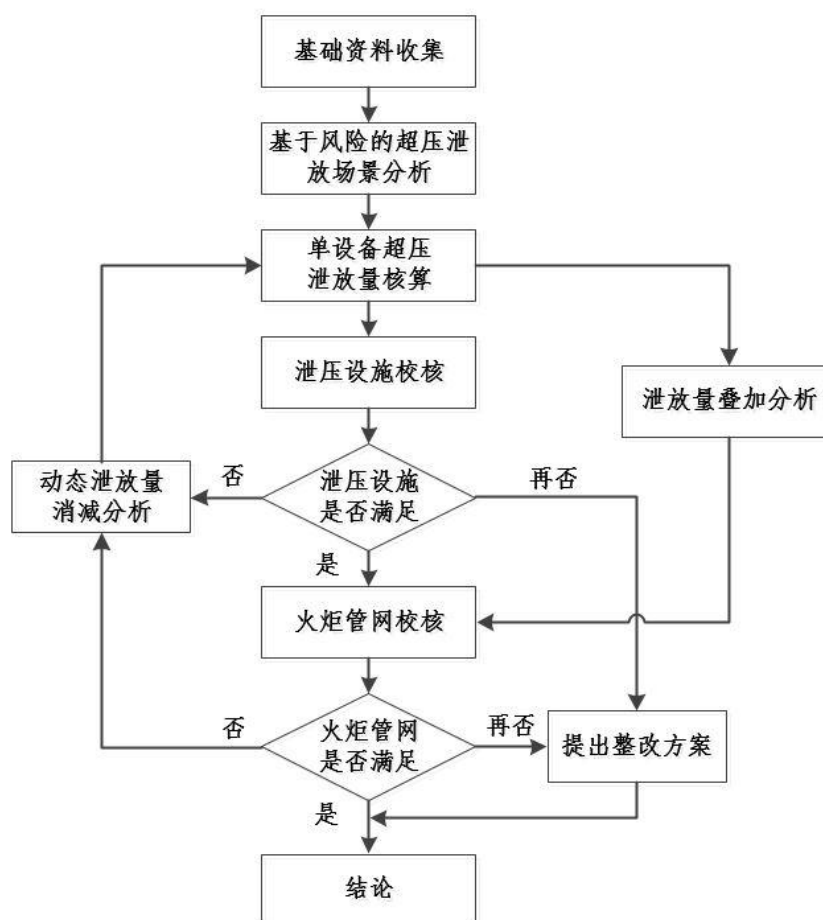
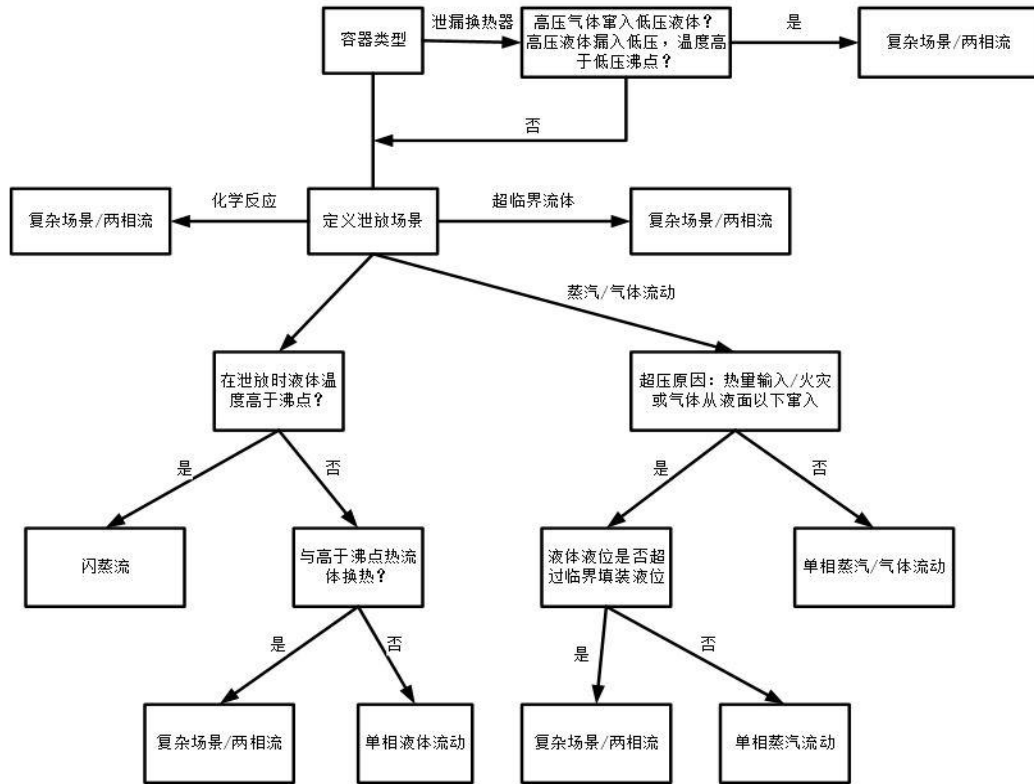
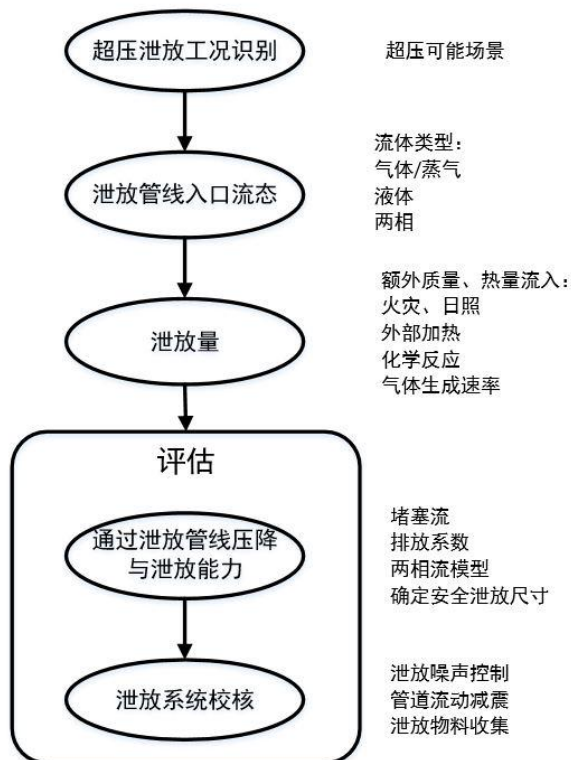


图 H.1 安全泄放系统风险分析方法整体流程



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H.2 单设备两相流泄放尺寸校核计算流程

H.2 基于风险的超压泄放场景分析

H.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，超压泄放工况参考SH/T 3210。

H.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串入低压系统，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。

H.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。

H.3 单设备超压泄放量核算及压力泄放装置校核

H.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稳态工艺模型获取关键物性参数进行泄放量计算，计算方法可参考SH/T 3210。

H.3.2 反应失控工况泄放量计算宜采用小型试验装置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），公式参考SH/T 3210。

H.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 Ω 方法，公式参考SH/T 3210。

H.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。参考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。

H.4 泄放量叠加分析及火炬管网能力评估

H.4.1 参照SH 3009对装置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。

H.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。

H.5 动态泄放消减分析

H.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。

H.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 I

(资料性)

风险矩阵及应用示例

1.1 安全风险矩阵

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。企业可根据国家、地方相关法律法规和企业的安全管理制度，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。示例中的工艺设计已进行了简化，仅用于演示。安全风险矩阵示例具体见示例1，后果严重性等级及说明见示例2。

示例 1:

表 X 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）
		$\leq 10^{-6}/\text{年}$	$10^{-5} \sim 10^{-6}/\text{年}$	$10^{-5} \sim 10^{-4}/\text{年}$	$10^{-4} \sim 10^{-3}/\text{年}$	$10^{-3} \sim 10^{-2}/\text{年}$	$10^{-2} \sim 10^{-1}/\text{年}$	$10^{-1} \sim 1/\text{年}$	$> 1/\text{年}$
	A								
	B								
	C								
	D								
	E								
	F								
G									

示例 2:

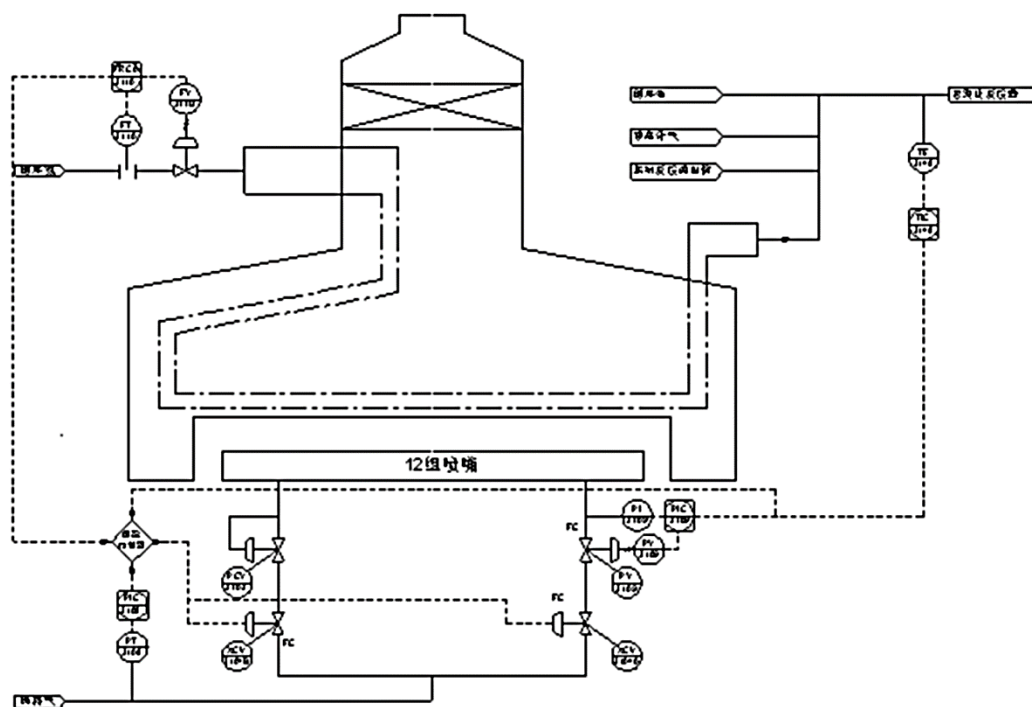
表 X 后果严重性等级及说明

后果严重性等级	健康和影响（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）。
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24h内无法正常通行）。
C	较大影响的健康/安全事故：	直接经济损失100万元及以上，300万元以	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

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
	1. 3人以上轻伤, 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。	下; 1套~2套装置停车。	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 万元以上, 1000 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. 引起地方政府相关监管部门采取强制性措施; 2. 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 1000 万元以上, 5000 万以下; 发生失控的火灾或爆炸。	1. 引起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; 4. 导致失去当地市场的生产、经营和销售许可证。
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 5000 万元以上, 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. 引起国内国际媒体重点跟踪报道或系列报道。
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 亿元以上。	1. 引起国家领导人关注, 或国务院、相关部委领导作出批示; 2. 导致吊销国际国内主要生产、销售或经营许可证; 3. 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。

1.2 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.2。该循环氢加热炉为立管立式炉, 介质流量为6000Nm³/h, 炉管的设计压力为20MPa, 对流段设计热负荷为1139kW, 辐射段设计热负荷为3877kW, 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I.1 加氢裂化装置循环氢加热炉简化 P&ID 图

I.3 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。

I.4 风险等级评估

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，介绍安全风险矩阵的使用。

I.4.1 后果严重性评估

I.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.1，人员伤害的后果严重性等级为C。

I.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.1，考虑直接经济损失和装置停车中取高后果等级，则财产损失后果严重性等级为D。

I.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。

I.4.2 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100年/次，即0.01次/年，可能性等级为5。

1.4.3 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。

取三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。

1.5 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} 次/年降低到 10^{-5} 次/年。

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的燃料气，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。

1.5.1 剩余风险

通过采取行动，事故发生的可能性为 10^{-2} 次/年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} 次/年。

剩余风险中：

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 J

(资料性)

基于风险的关键参数确定方法

J.1 工艺关键参数确定方法

- a) 基于泄漏、火灾、爆炸等事故后果类型，考虑健康与安全影响、财产损失影响、非财务与社会影响等事故伤害后果类型，构建风险分级标准；
- b) 采用 HAZOP、LOPA 等方法开展风险辨识，形成装置风险清单；
- c) 对风险清单中风险事件的潜在后果进行分级；
- d) 基于风险事件，识别装置或罐区相关联的工艺监控参数；
- e) 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。如参数偏离失控造成如下后果可为关键参数：
 - 1) 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；
 - 2) 财产损失：直接经济损失达 200 万元以上、3 套及以上装置停车、装置区发生火灾爆炸及以上损失的；
 - 3) 社会影响：引起政府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。

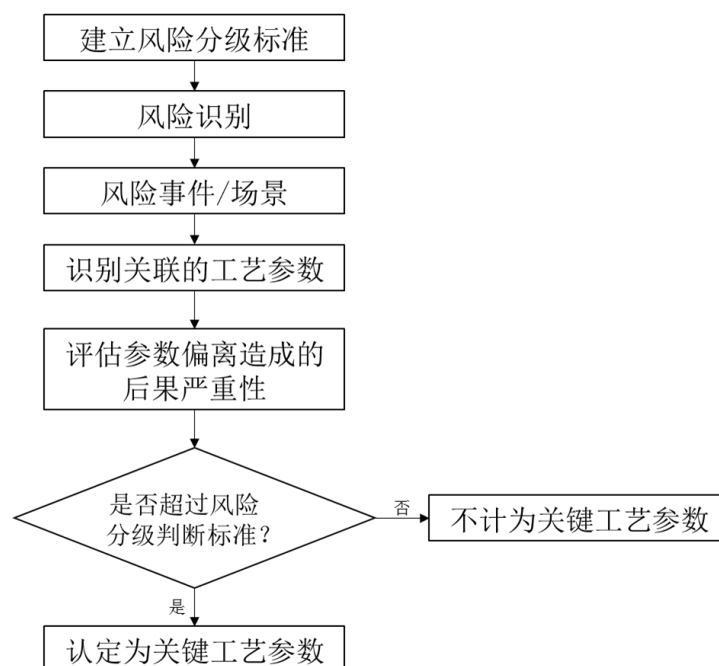


图 J.1 工艺关键参数确定流程

表 J.1 工艺关键参数样例表

工艺装置	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。
		提升管二反出口温度	

J.2 高危动设备监控参数确定方法

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；针对高危机泵，监控参数可包括状态监测振动数据、机械密封等监测数据。

针对大型机组，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。下表J.2给出大机组状态监测振动数据采集明细表。

表J.2 大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			
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	-	-	低报	低低报	高报	高高报

针对大型机组，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。详细见密封监测数据采集明细表J.3。

表J.3 大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（橙色为开关仪表）	密封系统	单位	LL	L	H	HH	联锁说明	联锁方式	控制系统
204 275 872	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	差压三取二联锁	CCS

针对高危机泵，状态监测振动数据主要包括高危机泵的设备ID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。详细见高危机泵状态监测振动数据采集明细表J. 4；

表J. 4 高危机泵状态监测振动数据采集明细表

设备ID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

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。详细见图J. 2大机组干气密封和高危机泵机械密封监测数据采集明细表。

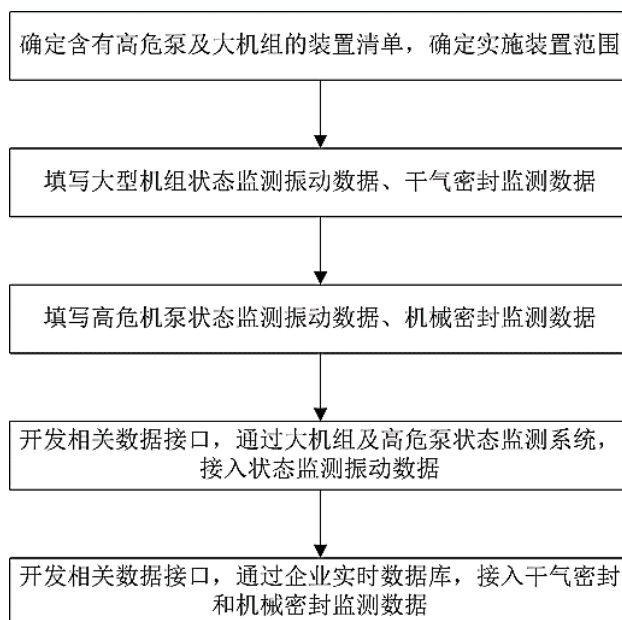


图 J. 2 设备关键参数确定流程

J. 3 各装置的可燃、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 K

(资料性)

数字化风险监控系统的技术实现架构

K.1 设计原则

K.1.1 模块松耦合

宜采用微服务架构进行设计，应独立开发数据交互模块、应用服务模块和数据展示模块，保证平台与数据间不同模块的松耦合。

K.1.2 数据应用分离

宜对系统的主数据和业务专有数据进行拆分，保证模块间共用数据的一致性和唯一性。应对不同业务逻辑数据进行分权限管理，满足业务数据的分类共享需求。

K.1.3 管理与业务分离

宜将系统用户管理、权限管理等功能与业务逻辑、应用展示等功能进行分离。

K.2 系统架构

应采用工业互联网平台架构进行设计，包括：接入层、数据层、业务层、应用层，见图K.1。应采用前后端分离的B/S三层架构设计，宜采用主流、开源的开发框架和服务组件。

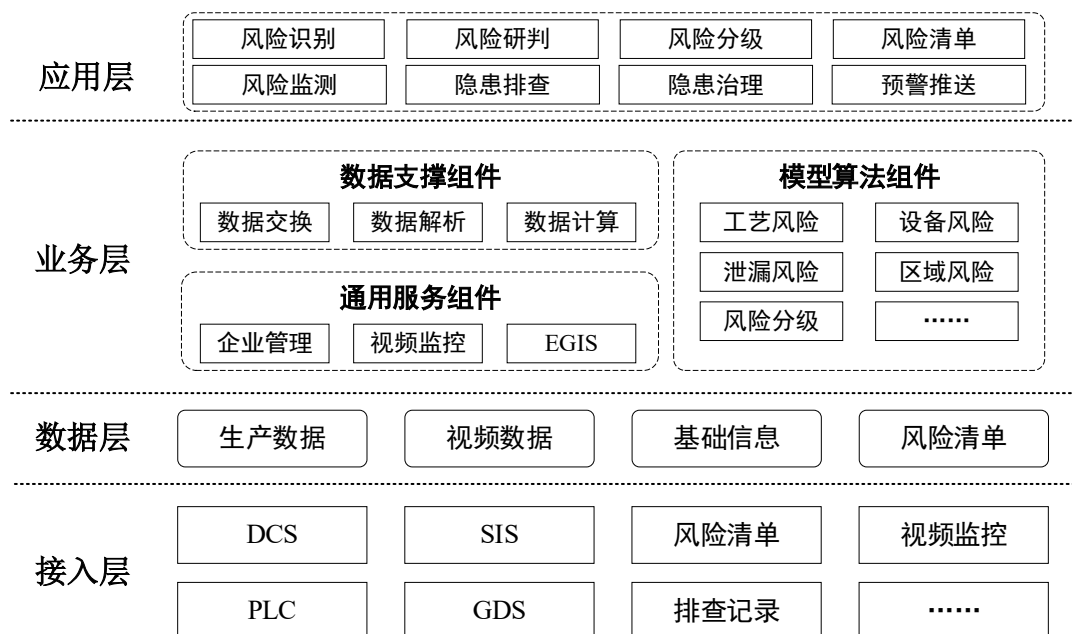


图 K.1 系统架构

K.2.1 接入层

K.2.1.1 工控系统

关键监控参数宜统一接入实时数据库，应采用专线传输方式交换至系统平台。数据采集频率宜不少于30秒/次，状态异常时频率宜实时采集。

K.2.1.2 视频监控

视频监控传输应满足GB/T 28181-2016要求，视频宜采用H.264编码格式，视频应固定IP地址且实现统一汇聚。

K.2.2 数据层

K.2.2.1 结构化数据

系统结构化数据设计应满足业务应用需求，同时满足政府监管数据交换要求。

K.2.2.2 时序数据

时序数据应满足大量数据实时传输要求，保证数据处理健壮性。宜采用数据回滚技术，保证数据的完整性。采集内容应包括：时间戳、质量戳、当前值、报警状态信息。

K.2.2.3 视频数据

视频数据主码流存储质量应不低于1080P且周期不少于24h，应包含危险化学品企业全景、中控室、重大危险源及其他重要场所。

K.2.3 业务层

K.2.3.1 系统功能组件

系统功能组件宜采用模块化方式进行封装，确保功能模块的重复性调用，模块间宜采用函数调用、参数传递、返回值等方式进行信息传递。功能组件应包括：负载均衡、分布式缓存、GIS、数据集成、工作流、服务认证等。

K.2.3.2 模型算法组件

模型算法组件宜采用容器化方式进行开发部署，确保模型算法的可迁移性。模型算法应包括：固有风险、工艺风险、设备风险、泄漏风险、区域风险等计算组件。

K.2.4 应用层

宜基于主流开发框架开展应用系统功能及移动APP，例如：Spring Boot、VUE等。应通过调用和封装业务层上的组件服务形成风险识别、风险研判、风险分级、风险清单、风险监测、隐患排查、隐患治理、预警推送等业务场景应用。

K.3 安全要求

K.3.1 信息安全

需依据GB/T 22240—2020要求达到安全等保2.0等级要求。

K.3.2 数据安全

应采用专网方式连接生产网与办公网，应部署内置安全网间的数据采集设备采集装置关键参数，确保工控网与办公网的强物理隔离，应禁止数据、指令回传控制系。

附录 L

(资料性)

装置风险计算流程与方法

L.1 总述

附录K中推荐的装置风险计算模型为经验模型，装置风险计算模型在不停的发展，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分析模型。

模型一：

L.2 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：EEMU_191_Alarm systems、ANSI/ISA-18.2-2009_Management of Alarm Systems for the Process Industries、API RP 1167_Pipeline SCADA Alarm Management，同时结合企业危化品装载实际取数情况，建立装置安全风险按公式（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 24h 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 —有五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} —一点位平均报警次数； C_1 —日累计报警次数； A_2 —采集点位数。

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

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。

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

式中：

T_{i5} ——消警处置及时率；
 F_1 ——10分钟内消警的报警次数；
 E_1 ——当前累计报警次数。

关键参数实时预警评价准则详见表 L.1。

表 L.1 关键参数实时预警指标

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) 平均消警时长小于等于10分钟，不扣分； 2) 平均报警时长每增加1h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.3 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、以及修正系数，建立安全生产风险预警值按公式(L.7)计算：

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

式中：

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

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，并将每个等级用1-5个等级区间的数值来表示，如表 L.2 所示。

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	$1 \leq T_R < 2$

L.4 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。

模型二：

L.5 工艺参数异常风险计算方法

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。基于装置风险清单，识别与装置或罐区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参考如下，见图 L.1：

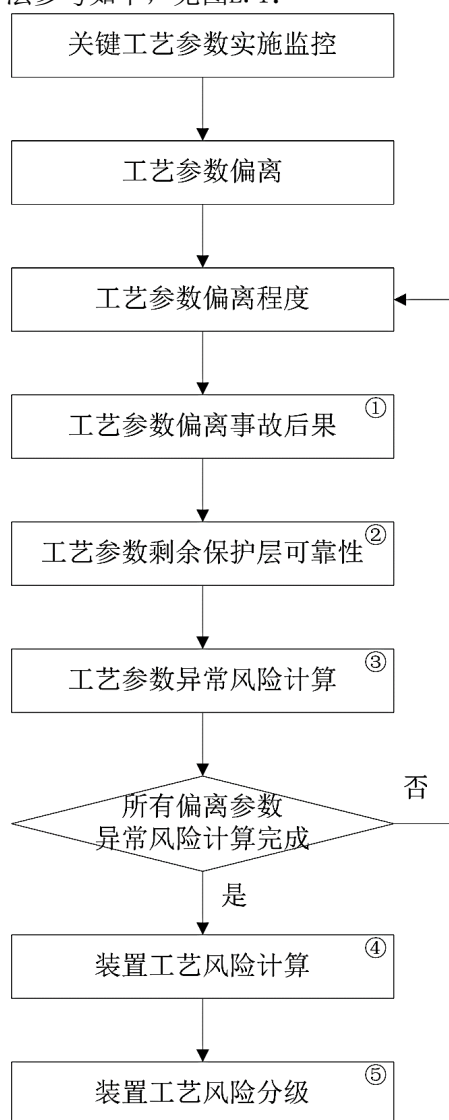


图 L.1 工艺参数异常风险计算

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、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：

$$f = \prod_{i=1}^m PFD_i \quad \dots\dots\dots(L.8)$$

式中：

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

c) 工艺参数异常风险按公式 (L. 10) 计算：

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

式中：

r ——工艺参数异常风险；
 f ——剩余保护层可靠性；
 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. 11) 计算：

$$R = -\log(\max[r_i]) \quad \dots\dots\dots(L.11)$$

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，分级标准可参见下表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	$R \leq 1$