



康安保工艺安全

2023 年

康安保工艺安全论文集

报告编号. PP2023
版本号. 1

基于 HAZID 危险源辨识分析在装置运行阶段风险管理中的应用

青岛康安保化工安全咨询公司

苏志强

摘要：如何系统全面的辨识出危化品企业存在的“危险源”，使我们的安全管理做到“有的放矢”，这对我们企业的安全负责人来说就显得尤为重要。本文阐述 HAZID 危险源辨识分析在石油化工、煤化工企业运行过程中的应用，对 HAZID 危险源辨识分析方法简介，HAZID 危险源辨识分析方法在装置运行分析过程中实际遇到问题的进行浅析。

关键词：HAZID 危险源辨识分析；风险矩阵；分析方法；引导词。

Application of HAZID hazard identification analysis in risk management in the operation stage of the plant

Qingdao Kang'an Chemical Safety Consulting Company

Su Zhiqiang

Abstract: This paper expounds the application of HAZID hazard identification and analysis in the operation process of petrochemical and coal chemical enterprises, introduces the HAZID hazard identification and analysis method, and analyzes the problems encountered in the operation and analysis of the HAZID hazard identification and analysis method.

Keywords: HAZID hazard identification and analysis; risk matrix; analytical methods; Introductory words.

1、前言

安全上常说“无知者无畏”和“有的放矢”，很多时候我们的企业管理并不是不重视安全，而是没有清楚的辨识公司存在的危险源（HAZARD）从而导致“无知者无畏”的，如何系统全面的辨识出危化品企业存在的“危险源”，使我们的安全管理做到“有的放矢”就显得尤为重要。

近年来，随着煤化工、石油化工行业的快速发展，各种新型的化工项目不断涌现。然而，这些项目在建设和运营过程中存在着许多潜在的危险源，

如化学品泄漏、火灾爆炸等，给人们的生命财产安全带来了严重威胁。2023年1月15日，辽宁省盘锦浩业化工有限公司烷基化装置在维修过程中发生泄漏爆炸着火事故，造成13人死亡、35人受伤。：2023年5月1日，鲁西化工双氧水爆炸事故造成10人死亡。



辽宁盘锦浩业化工“1.15”爆炸事故



鲁西化工“5.1”爆炸火灾事故



鼎生态农业“9.7”高压气体喷出事故



宁夏鲲鹏能源“10.24”闪爆事故

2023 年典型事故列表

事故时间	事故单位	死亡人数	事故概况	环节
2023.01.15	盘锦浩业化工有限公司	13	烷基化装置碱洗后的物料（主要成分是异丁烷、正丁烷、烷基化油等）管线在带压堵漏时爆裂，遇静电或明火引发爆炸着火。	应急处置/带压堵漏
2023.05.01	鲁西化工双氧水新材料科技有限公司	10	将70%浓度双氧水表面漂浮的工作液回收至1号双氧水装置2号工作液配置釜，釜内可能存在杂质，造成双氧水剧烈分解，导致釜体超压爆炸。	非常规作业
2023.09.07	亿鼎生态农业开发有限公司	10	在投料开车过程中，气化车间发生高压气体喷出事故，导致现场多名在高处作业的工作人员被喷射坠落。	应急处置/检维修
2023.03.08	信诺立兴（黄骅市）集团股份有限公司	3	4#废水储罐连通预制的废气排放管道时，作业实施人及监护人违规改变动火地点，在罐顶使用角磨机进行打磨作业，引发4#废水储罐闪爆。	动火作业
2023.03.10	金星钛白集团有限公司	5	2人在进入泥浆罐体检修作业时昏迷，4名监护人员进入罐体施救不当造成6人被困罐内。	受限空间作业
2023.05.23	九江金久再生资源有限公司	3	2名员工因擅自进入裂解炉内进行清渣作业导致窒息，另外1名员工在无任何防护措施的情况下盲目进入炉内进行施救而死亡。	受限空间作业
2023.07.23	什邡市锐城化工有限公司	3	一号车间抬包工在其他人员指挥下驾驶叉车时，造成一号车间围墙坍塌，3名在围墙外休息的职工被压身亡。	车辆作业
2023.08.15	浙江中蓝新能源材料有限公司	3	固体原料高氯酸锂堵塞配釜进料切断阀，员工采用工具持续撞击疏通，长时间敲击导致留在进料切断阀里的高氯酸锂分解爆炸。	检维修
2023.10.24	宁夏鲲鹏清洁能源有限公司	4	污水储存罐顶作业，发生闪爆。	动火作业
2023.11.15	山东莱州福利泡花碱有限公司	4	组织8名人员对三号窑炉车间拆除作业，在顶部拆除作业时，因蓄热室拱顶上面的拉筋断裂，造成空气蓄热室坍塌。	拆除作业

化工项目的安全性和稳定性越来越受到关注。为了确保化工项目的顺利进行，需要对项目中的危险源进行全面、准确的分析和识别。HAZID（Hazard and Operability Study）是一种广泛应用于化工项目的危险源辨识和分析方法。它通过对项目各阶段中可能存在的危险源进行全面的分析和评估，确定其可能性和严重性，并提出相应的控制措施，以最大程度地减少事故的发生概率和影响程度。

本文旨在探讨 HAZID 危险源辨识分析在化工企业运行阶段的应用，通过对化工装置危险源的识别和分析，提出针对性的安全措施和控制方案，为化工项目的安全性和稳定性提供保障。

2、HAZID 危险源辨识分析概述

欧美 HAZID（Hazard Identification）分析的历史可以追溯到 20 世纪 80 年代。当时，为了提高设备和系统的安全性，美国 and 欧洲的一些国家开始引入 HAZID 分析方法。随着时间的推移，HAZID 分析逐渐成为一种广泛使用的安全评估工具，被广泛应用于各种工业领域。

在 HAZID 分析的发展过程中，美国 and 欧洲的一些组织和机构发挥了重要作用。例如，美国职业安全与健康管理局（OSHA）和美国机械工程师协会（ASME）推动了 HAZID 分析的标准化和规范化。同时，欧洲的一些国家和组织也积极推广和应用 HAZID 分析方法，以提高设备和系统的安全性。

3、HAZID 危险源辨识分析在中国的发展

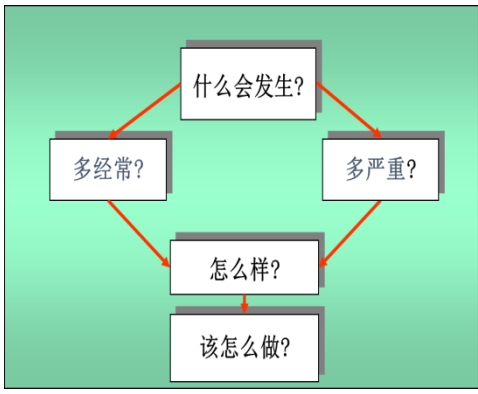
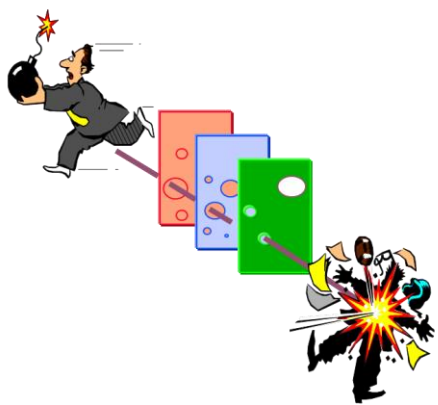
我国在 2010 年相继推出了《化工建设项目安全设计管理导则》（AQ/T3033-2010）和《化工企业工艺安全管理实施导则》（AQ/T3034-2010），希望藉此在设计到生产各个阶段提升危险化学品行业的风险控制和安全管理水平。^[1]随着时间的推移，危险源辨识在中国越来越受到重视。在过去的几十年中，中国各类企业对危险源辨识的重视程度不断提高。一系列新的法律法规和标准不断推出，如：《危险源辨识、风险评价和控制措施策划指南》以及（T/COSHA 004—2020）《化工建设项目安全设计管理导则》（AQ/T3033-2022）和《化工企业工艺安全管理实施导则》（AQ/T3034-2022）

的完善、修订、更新。加之，国家相关部门加强了对危险源辨识的监管和执法力度，确保企业和组织认真执行相关法规和标准。

其次，各个组织对危险源辨识的重视程度也在不断提高。煤化工、石油化工等组织都加强了对危险源辨识的管理和培训，建立了相应的制度和流程，以确保员工和公众的安全。同时，一些组织还积极开展危险源辨识的研究和探索，推广先进的技术和方法，提高危险源辨识的准确性和效率。此外，社会对危险源辨识的关注度也在不断提高。公众对安全问题的关注度不断提高，对危险源辨识的要求也越来越高。

4、HAZID 方法介绍

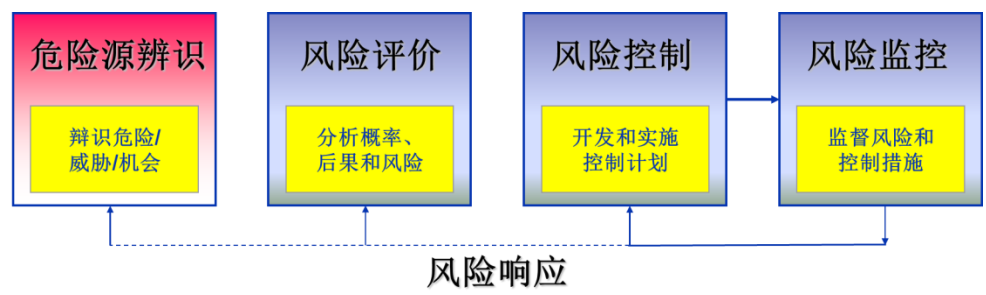
HAZID 方法是一种针对危险化学品企业系统的危险源辨识方法。危险源是指可能导致伤害或疾病、财产损失、对产品或环境造成破坏、降低生产能力或产生不利情况/负债等情况的能量“意外”释放的根源或状态，如易燃易爆的化学品、高处作业、转动的机械、行驶的车辆、吊装作业、自然灾害、电、电磁辐射、生物危害等都是危险化学品企业常见的危险源。



风险是指特定危害事件发生的可能性与后果严重程度的结合。风险是描述系统危险程度的客观量。风险可以随人们意志而改变。由于采取防范措施，改变危险出现的可能性；改变后果严重程度和损失的大小。

基于风险的安全管理，前提是要充分进行“危险源辨识（HAZID）”。现在安全管理上都在讲“风险管理”，但是很少有人或企业关注“危险源辨识（HAZID）”。危险源与风险的管理是：先有危险源，才能讲风险管理；如

果没有危险源，风险管理就无从谈起！所以，对于危险化学品企业来说，系统的进行危险源辨识（HAZID）才是风险管理的基础。



5、HAZID 引导词的设置

HAZID 引导词（见表 1）以化工运行状态为背景。从自然灾害和环境危险源、人为制造的危险源、周边设施的影响、基础设施、环境破坏、疾病危险源、窒息危险源、物理因素（包含噪声、辐射、人类功效等）、作业环境等方面进行分析。[2]未设置项目管理相关的引导词。

表 1 HAZID 引导词

序号	引导词	序号	引导词
1	易燃或可燃碳氢化合物	15	电磁辐射
2	其他的易燃或可燃物质	16	放射性物质
3	氧化剂和有机过氧化物	17	窒息危险
4	爆炸品	18	有毒气体
5	压力危险	19	有毒液体
6	势能危险	20	有毒固体
7	动能危险	21	腐蚀性物质
8	自然灾害	22	生物危害
9	高温热表面	23	人机工程危害
10	高温液体	24	心理危害
11	低温热表面	25	安保
12	低温液体	26	自然资源的消耗
13	明火危险	27	职业禁忌
14	电危险		

6、HAZID 风险矩阵的设置

被识别出的危险源初始风险从人员伤害、财产损失、环境影响、声誉影响方面进行分析，人员伤害、财产损失、环境影响、声誉影响的初始风险采用的是 7✖7 的矩阵。以财产损失为例（见表 2）

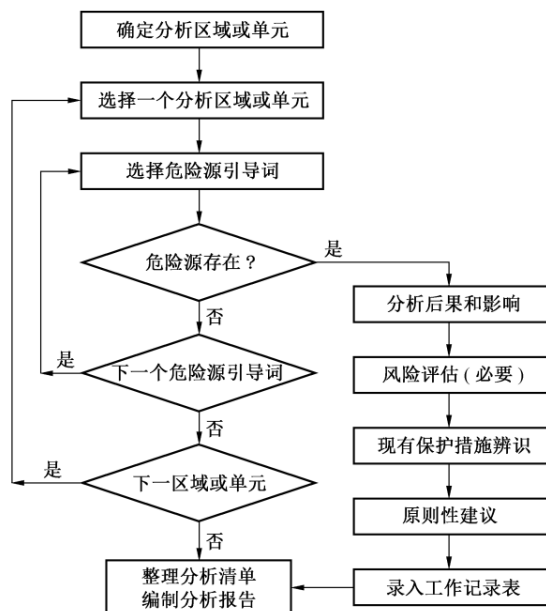
表 2 财产损失风险矩阵

HSE 风险矩阵			发生的可能性等级—从不可能到频繁发生							
			A	B	C	D	E	F	G	H
			类似的事件没有行业发生过，且发生的可能性极低	类似的事件没有行业发生过	类似事件在行业内曾经发生过	类似事件在集团内发生过	类似事件在企业发生过	类似事件在企业发生过多次	类似事件在装置内（作业场所）发生过	类似事件在装置内（作业场所）发生过多次
事故严重性等级（从轻到重）	后果等级	财产损失	<10 ⁻⁶ /年	10 ⁻⁶ -10 ⁻⁵ /年	10 ⁻⁵ -10 ⁻⁴ /年	10 ⁻⁴ -10 ⁻³ /年	10 ⁻³ -10 ⁻² /年	10 ⁻² -10 ⁻¹ /年	10 ⁻¹ -1/年	≥1/年
	1	事故直接经济损失在 10 万元以下。	A1	B1	C1	D1	E1	F1	G1	H1
	2	1. 直接经济损失 10 万元以上，50 万元以下； 2.或者造成 1 套非主要生产装置停车。	A2	B2	C2	D2	E2	F2	G2	H2
	3	1. 直接经济损失 50 万元及以上，100 万元以下； 2.或者 1-2 套主要生产装置停车或者 2 套及以上非主要生产装置停车或 1 台关键设备损坏。	A3	B3	C3	D3	E3	F3	G3	H3
	4	1. 直接经济损失 100 万元以上，1000 万元以下； 2.或者 3 套及以上主要生产装置停车	A4	B4	C4	D4	E4	F4	G4	H4
	5	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	A5	B5	C5	D5	E5	F5	G5	H5
	6	事故直接经济损失 5000 万元以上，1 亿元以下	A6	B6	C6	D6	E6	F6	G6	H6
	7	事故直接经济损失 1 亿以上	A7	B7	C7	D7	E7	F7	G7	H7

7、HAZID 危险源辨识分析在化工企业运行阶段中的应用

HAZID 危险源辨识分析步骤参照 AQ/T 3033—2022《化工建设项目安全设计管理导则》行业标准中附录中图 A1（见图 3）[3]。

图 3



分析前准备：组建各专业参与的 HAZID 分析小组，对进行装置 HAZID 分析的单元进行了合理划分。分析组长成员对装置的相关资料进行了熟悉（相关的图标、操作规程、工艺流程图等）。

分析的开始：分析组长发挥头脑风暴的作用，根据引导词分析出装置单元存在的潜在危险源，并预测事故发生的后果在人员伤害、财产损失、环境影响、声誉影响风险矩阵中选定安全风险等级。对应现有的工程工程措施、管理控制措施、个体防护措施进行逐一确认，判断是否对引导词的危险源具有控制作用。当工程工程措施、管理控制措施、个体防护措施对危险源有效控制时，初始风险削减后的残余风险为低风险该项危险源属于可控状态。当工程控制措施、管理控制措施、个体防护措施对危险源不能有效控制时，初始风险削减后的残余风险为重大、较大、一般风险该项危险源属于不可控状态。

针对危险源属于不可控状态的要在建议措施中增加相应的控制措施，如增加工程控制措施设置联锁保护、增加护栏等;增加管理措施如：对现有操作规程中的步骤进行修订优化并组织岗位人员进行培训;如增加个体防护措施

如：佩戴防护眼镜、防护面罩等。

通过对运行中装置的 HAZID 分析识别出装置单元存在的危险源，辨识现有的工程控制措施、管理控制措施、个体防护措施是否能够有限控制识别出的危险源，形成可以控制危险源的建议项。分析结束持续对建议项进行跟踪，直至按照建议项内容整改后初始风险削减后的残余风险为低风险该项危险源属于可控状态。

8、HAZID 危险源辨识分析案例 1（见图 4）

图 4（易燃或可燃碳氢化合物-裂解炉）

危险描述 Hazard Description	危险名称 Hazard Name	位置 Area	危险有害因素 Threats	顶上事件 Top	后果 Consequence	Initial Risk初始风险				危险控制措施Measures			残余风险 Risk				建议措施 Recommendations		负责人 Action Party
						P	A	E	R				P	A	E	R	序号 NO.	内容 Contents	
易燃或可燃碳氢化合物	二氟一氯乙烷	裂解炉	法兰密封垫失效 腐蚀 超压超温	泄漏	火灾、爆炸、中毒	E4	E4	E4	E4	1、现场设置视频监控系 统， 2、可燃气体报警仪， 3、防雷防静电接地，法 兰静电跨接， 4、设有消防栓、火灾探 测器、手动火灾报警按钮 等消防设施， 6、温度、压力、压差联 锁报警。 7、设有进出口紧急切断 阀。	1、特种设备管理制度。安 全阀每年校验一次，爆破 片每年更换一次 2、现场压力表校验制度 （压力表半年校验一次） 3、巡检制度（外操每1小 时巡检一次） 4、危险化学品泄漏专项应 急预案（每年演练一次， 预案定期修订） 5、防雷防静电管理制度 （防雷防静电每半年检测 一次） 6、消防管理制度（每月检 查一次） 7、配置应急器材和设施 （空气呼吸器等） 8、视频监控管理制度 9、报警联锁管理制度。	1、常规个人防护用品：安 全帽、防静电鞋、防静电工 作服、手套、面罩/防护眼 镜 2、应急个体防护：空气 呼吸器	B4	B4	B4	B4			

引导词“易燃或可燃碳氢化合物”，在装置单元内裂解炉中，当法兰密封垫失效、 腐蚀、超压、超温时导致裂解炉二氟一氯乙烷泄漏，有火灾、爆炸、中毒的原始风险 E4（人员伤害、财产损失、环境影响、声誉影响的风险矩阵较大风险等级）。工程、管理、个体防护控制措施下残余风险为 B4（人员伤害、财产损失、环境影响、声誉影响的风险矩阵低风险等级）。

通过引导词“易燃或可燃碳氢化合物”，对裂解炉的 HAZID 危险源辨识分析，我们可以知道工程控制措施有那些，管理控制措施有哪些，个人防护措施有哪些，继而接着验证这些控制措施的可靠性和有效性，再判断残余风险的等级。整个分析过程是检验现有控制手段的过程。

9、HAZID 危险源辨识分析案例 2（见图 5）

图 5（起重危险-裂解炉吊装口）

危险描述 Hazard Description	危险名称 Hazard Name	位置 Area	危险有害 因素 Threats	顶上事 件Top Event	后果 Consequence	Initial Risk初 始风险				危险控制措施Measures			残余风险Risk				建议措施Recommends		负责 人 ActionP arty
						P	A	E	R	工程控制 措施	管理控制措 施	个体防护措 施	P	A	E	R	序号 NO.	内容Contents	
起重危险	高空坠 物、人 员坠落	裂解炉 吊装口	误操作、 困扎不规 范	物体打击 、人员坠 落	人身伤害、设 备损坏	F4	F4			1、现场设 有视频监控 2、吊装口 每层设有护 栏	1、工艺巡检 制度（每2小 时一次） 2、专人监护	常规个人防 护用品：安 全帽、防静 电鞋、防静 电工作服、 手套	D4	D4			1	1、电动葫芦操作规 程的编制学习	张三
																	2	2、增加操作人员挂 安全带的锚固点	
																	3	3、增加吊装声光报 警装置	
																	4	4、增加操作必须挂 安全带的警示标识	

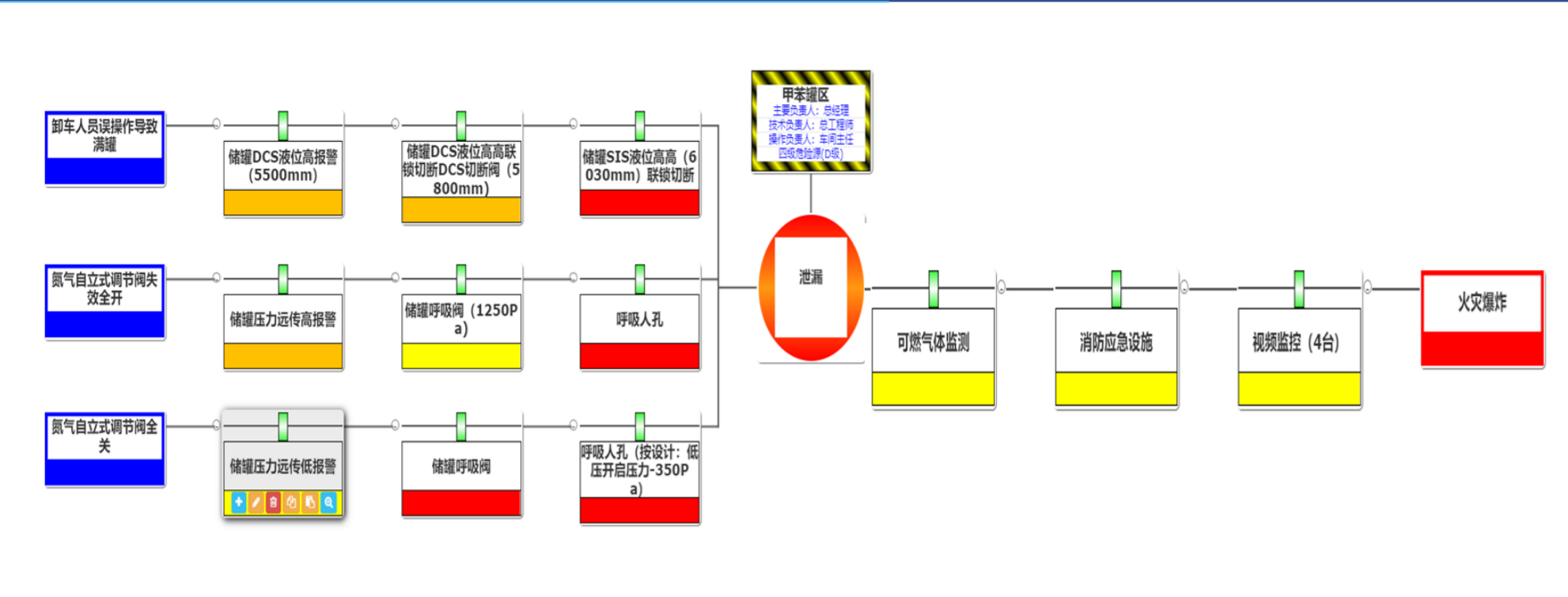
引导词“起重危险”，对裂解炉吊装口的 HAZID 危险源辨识分析中，原始风险 F4（人员伤害、财产损失的风险矩阵较大风险等级）。工程、管理、个体防护控制措施下残余风险为 D4（人员伤害、财产损失的风险矩阵一般风险等级）。

当残余风险为一般风险 D4 时，实际工作中仍是不可接受风险，现有的工程、管理、个体防护控制措施不足以使初始风险降级为低风险。接下来就是头脑风暴参与分析的成员提出建议措施，如图 5 中建议措施：电动葫芦操作规程的编制学习、增加操作人员挂安全带的锚固点、增加吊装声光报警装置、增加操作必须挂安全带的警示标识。当建议项得到有效执行并检验合格时残余风险方可降级为低风险。

10、HAZID 危险源辨识分析思路分解图

HAZID 危险源辨识分析是以屏障分析为思路进行分析的，以 HAZID 危险源辨识分析罐区储存“易燃或可燃碳氢化合物”的甲苯罐为分析案例，在罐区的甲苯罐中，导致泄漏发生有三种原因：卸车人员误操作导致满罐、氮气自力式调节阀失效全开、氮气自力式调节阀全关。针对这三个导致泄漏原因分别分析现有控制措施，而当泄漏发生导致火灾爆炸的事故后果，现有那些监测措施、应急措施等，如图 6。

图 6 “易燃或可燃碳氢化合物”的甲苯罐为分析案例

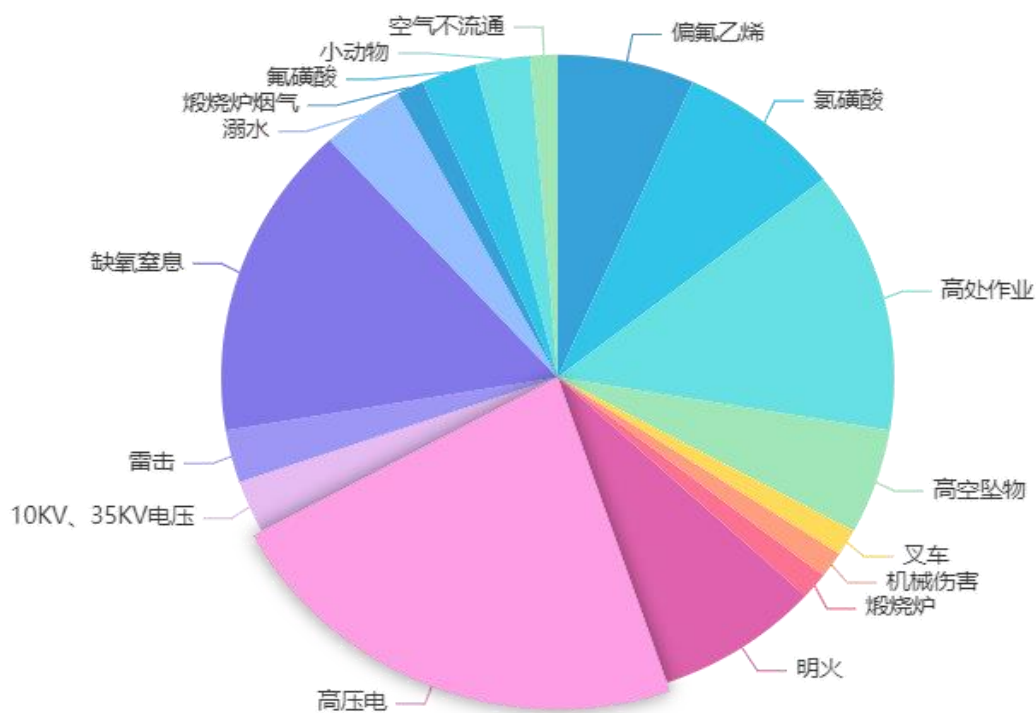


(备注: 软件来自康安保工艺安全风险分析软件)

11、HAZID 危险源辨识分析结果在企业风险风险分级管控中的应用

企业根据对运行各装置单元的 HAZID 危险源辨识分析结果，可以得知各个单元的重大风险、较大风险、一般风险、低风险的危险分布情况。根据统计结果得出危险扇形图，如图 7（某企业较大风险汇总图）

较大风险--危险汇总



根据装置单元的 HAZID 危险源辨识分析结果对应的重大、较大、一般、低风险在个单元的分布情况可以绘制出装置的风险方防控的四色图。通过 HAZID 危险源辨识分析的风险汇总图、风险四色图（如图 7 某装置风险分布四色图）使企业管理者能够系统全面精准定位、管理出危化品企业存在的“危险源”，真

正使我们的安全管理做到“有的放矢”。



12、结语

在生产阶段 HAZID 分析的作用主要体现在以下几个方面：定期风险 HAZID 评估，通过定期对生产过程进行风险评估，HAZID 分析可以及时发现并解决潜在的安全隐患和风险，确保生产过程的安全性和稳定性。提高应急响应能力：HAZID 分析可以为应急响应人员提供更为详细和准确的信息，使其在应对突发事件时能够更快地采取有效的应急措施，减少人员伤亡和财产损失。持续改进安全管理：基于风险评估结果，HAZID 分析可以对现有的安全管理措施进行持续改进和优化，提高安全管理的效率和效果。通过对运营阶段中的潜在危险源进行辨识和分析，可以为运营单位提供更为详细和准确的信息，使其在运营阶段就能对可能存在的风险进行预防和控制，降低运营风险。

总之，随着时间的推移，HAZID 危险源辨识在中国越来越受到重视。政

府、组织和社会各界都在积极参与到危险源辨识的工作中，随着技术的不断进步和社会的发展，危险源辨识在各类企业应用也将越来越普遍。通过 HAZID 分析的应用，可以有效地降低潜在危险源和风险带来的影响和损失，提高企业的生产效益和社会形象。随着技术的不断进步和应用领域的不断扩展，HAZID 分析方法也在项目各个阶段作用不断发展和完善。

[1] 舒小芹, 邱少林. HAZID 方法浅析[J]. 中国安全生产科学技术, 2011。

[2] 王小岩, 冯玉虎, 胡文辉, 马春伟, 任 瑞[J]. 化学工程与装备, 2019。

[3] 中华人民共和国安全生产行业标准 AQ/T 3033—2022 《化工建设项目安全设计管理导则》

企业班组安全管理提升之路

高本会

(青岛康安保化工安全咨询有限公司)

摘要:“企业安全管理提升看领导,企业安全管理推动靠中层,企业安全管理根本在班组”,**班组的安全管理水平决定着企业安全管理水平的下限。**作者通过深入多家炼油化工企业调研,发现目前企业班组安全管理水平差别很大,存在班组安全管理的模式不清晰、班组对本装置的风险管理参与度不高等现象。如何促进班组安全管理水平的提升是很多企业面临的一个难题?

结合现代安全风险管理理念,本文提出了班组安全管理提升的 15 个要素,如班组长领导力、班组能力建设、交接班管理、风险控制等,为企业班组管理向自主管理班组、团队管理班组的转变提供有意义的借鉴,**让班组的每一位成员都成为企业安全管理的推动者!**

关键词: 班组安全管理; 过程安全管理; 安全风险; 企业安全管理;

在康安保公司多年对企业安全管理提升的基础上,作者通过深入多家炼油化工企业调研,和企业相关管理人员已经班组人员交流探讨,发现目前部分企业班组安全管理水平差别很大,班组安全管理的理念没有形成,班组安全管理的模式不清晰,班组长的选拔和培养不被重视,班组对本装置的风险辨识过程不参与,班组应急处置能力有待提高,班组安全文化氛围急需提升,以上现象困扰着企业的安全管理在基层班组的落地和提升。

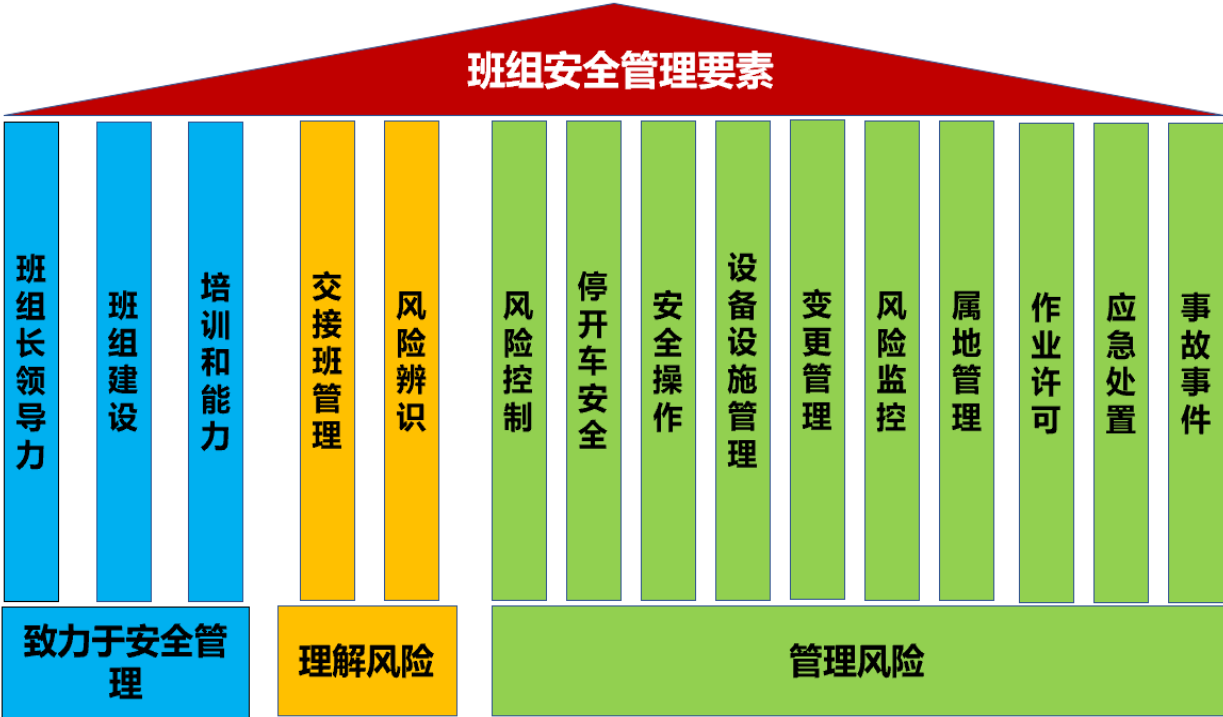
班组的安全管理水平决定着企业安全管理水平的下限。班组是化工企业最基本的组成单元,日常负责生产装置的正常操作以执行生产计划,负责装置的安全运行以防止异常工况出现,负责设备的日常维护以确保正常运转,负责产品质量控制以确保产品合格,负责工艺装置的风险辨识以管控风险,负责装置的日常巡

查以及时发现隐患，负责运行数据的记录以发现趋势并节能降耗，负责装置的应急处置以避免发生事故。班组安全管理是化工企业安全管理的重要组成部分，是确保企业安全生产和员工健康的重要基础。

1 班组安全管理

化工过程（chemical process）伴随易燃易爆、有毒有害等物料和产品，涉及工艺、设备、仪表、电气等多个专业和复杂的公用工程系统。班组是化工企业生产装置操作的最基层单元，提升班组安全管理水平，是企业及时消除安全隐患、预防事故、构建安全生产长效机制的重要基础性工作。在当前全国人民日益增长的美好生活需要背景下，杜绝重特大安全事故，避免人员伤亡成了炼油化工企业必须做到的社会责任和应尽义务，企业里班组的安全管理工作显得尤为重要和关键。

2 班组安全管理要素



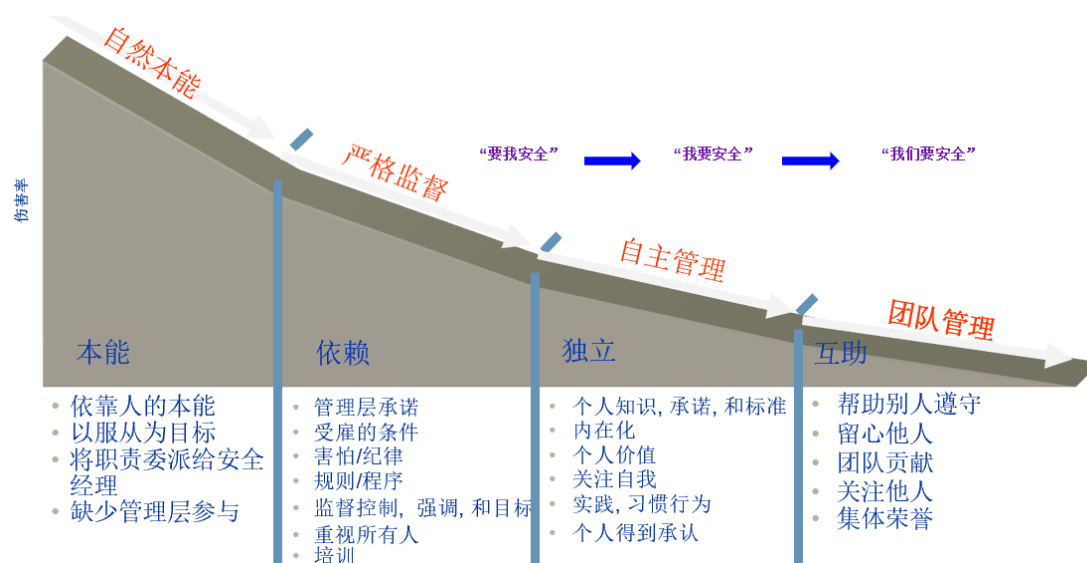
结合现代安全风险管理理念，康安保公司提出了班组安全管理包括班组长领导力等 15 个要素，每个要素都有相应的含义并承担应有的职责。班组长领导力是班组长的能力展现，班组长没有好的安全领导力一切都是空谈；班组建设是让整个班组安全管理有目标、岗位有职责、团队有凝聚力、形成特有的班组安全文化；风险辨识需要班组的全员参与，只有辨识出来风险才能更好的管控风险；风险控制需要班组严格按照操作规程、严格控制工艺指标、确保安全设备设施的完好；风险监控就要班组做到盯表和巡检，正确处理各类报警；做好变更管理，熟悉变更过程的风险和管控方式；操作方面要熟知操作法并确保操作平稳，严禁出现三违现象；通过培训提升大家的安全意识和操作技能，让整个班组一直处于不断进步的状态；严格交接班管理，让交接班过程成为发现问题、进入工作状态的良好开端；严格执行开停工 PSSR 程序和方案，让开停车过程的风险可控；做好属地管理，谁的区域谁负责，切实做到我的地盘我做主；做好设备设施的维护和管理，确保安全设备设施的完好；严格执行作业许可，监护人尽职尽责，各类作业风险管控到位；把应急演练当成实战，提升班组的现场处置能力，把事故消灭在萌芽状态；做好事故事件的上报和分析，及时分析和学习各类事故事件为我所用，杜绝类似的故事事件在本装置发生。



备注：来源于康安保工艺安全分析软件

3 班组安全管理阶段

每一个班组在安全管理提升的过程中，都要经历不同的阶段，从最初级的本能管理阶段，到中级的严格监督阶段，再到高级的自主管理阶段，最后到达团队管理的最高境界。从“要我安全”到“我要安全”，再到“我会安全”，最后达到“我能安全”。让安全成为一种习惯和思维方式。

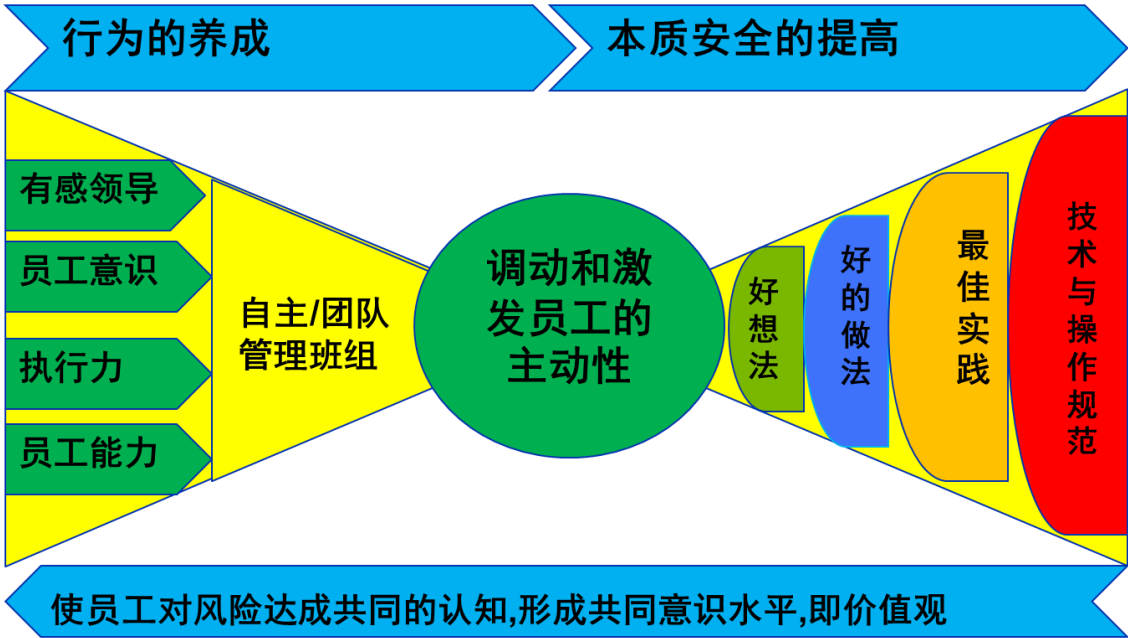


4 班组安全管理建设

4.1 企业要确立班组安全管理建设实施方案，引导班组开展安全管理提升工作。明确班组安全管理建设的目标和意义，确定开展建设工作的步骤，对班组安全管理开展评估的标准和依据，公司在物质和精神方面给与的奖励和支持。调动所有班组主动参与班组安全管理提升工作，各尽所能建设贴合实际而又各有特点的班组安全管理文化，切实夯实基层班组的的安全管理工作。

4.2 企业要开展班组安全管理的培训，让班组了解开展班组安全管理提升的相关内容，班组安全管理所要达到的标准和特征。切实让班组成员了解，日常工作中如何开展工作才能更好地提升班组的安全管理工作。目前班组运行过程中，还有哪些提升的空间，如何才能脚踏实地的把各要素的要求落地。

4.3 企业要确定班组安全管理的审核清单并定期开展审核。为了更好地推动班组安全管理提升工作，企业要明确对班组安全管理的审核周期、审核流程、审核要求，以及对审核过程中发现的缺失项的改进和提升建议。



4.4 企业要对安全管理优秀的班组开展宣传和经验推广。对于在安全管理审核的结果优秀的班组，公司要进行广泛的宣传，并把优秀的经验进行推广。

4.5 企业要把班组安全管理建设工作作为企业安全文化建设的重要组成部分，长期推广持续改进。班组的安全管理水平决定着企业安全管理的下限，提升班组的安全管理才能弥补木桶理论的短板，更好地把企业的安全管理做好，把企业安全文化建设工作做好。

5 班组安全管理提升

5.1 班组安全管理首先取决于班组长能力的提升，班组长在班组安全管理中起着至关重要的作用，班组长需要在自身领导力、沟通能力、应急处置能力等方面不断提升自身能力。

5.2 班组人员应积极参与本装置的风险辨识工作，熟悉工作过程中的各种作

业风险、设备风险和工艺风险，日常工作中把各类风险场景发生的原因和相应的管控措施做到心中有数，更好地从管风险的角度来管好班组安全工作。

5.3 班组人员要积极参加不同种类的培训，不断提升自身的能力。从基础的安全知识、典型的事故案例、变更操作、工艺原理、设备操作、风险辨识、应急处置、操作规程等各方面，积累知识提升能力。

5.4 班组应积极开展现场处置方案的模拟和演练，提升事故初期解决事故扩大的能力。事故初期的黄金处置时间也就几分钟，这就需要班组在日常过程中对各类事故开展桌面推演和实战现场演练，做到万无一失、以防万一，有能力把各种类型的事故在发生的初期就控制和解决掉。

5.5 班组应做好属地管理，我的属地我负责，我当班我负责。属地区域内的高风险作业、日常交接班过程、当班期间的巡回检查、每次的设备操作，都能做到尽职尽责，把各类隐患消除在萌芽状态。

6 班组安全管理评估

每个班组的安全管理水平不同、各有特点，这需要科学的评估和如实的记录。公司需要编制班组安全管理评估标准和方法，让每个班组的员工了解具体内容，让每个班组清楚自身的目前现状和差距，也就有了前进的目标和方向，让公司了解当前各班组的实际情况，更好的开展激励措施和专项辅导。

7. 小结

综上所述，企业要做好基层班组安全管理工作，需要在方案设计、制度支持、物质鼓励、评估评优、宣传推广等方面做出支持。让班组安全管理不断的得到提升，以便夯实企业的基层安全工作，丰富企业安全文化建设，培养更多的基层管理者，同时，让班组的每一位成员都成为企业安全管理的推动者，更好地为企业

可持续发展保驾护航。

火车跑得快，全靠车头带？



NO，复兴号高铁的快速行驶靠的是每节车厢的推动！

参考文献

- [1] CCPS, _GuidelinesforDefiningProcessSafetyCompetencyRequirements

《2023 年康安保工艺安全文集》

基于 HAZOP 的 Bow-Tie 分析在重大危险源管理中的应用

韦洪龙

青岛康安保化工安全咨询有限公司

摘要：危险化学品重大危险源（以下简称重大危险源）安全风险防控是危险化学品安全生产工作的重中之重。为了对重大危险源安全风险进行防控，有效遏制重特大事故。本文提出了基于 HAZOP 的 Bow-Tie 分析方法对重大危险源进行风险辨识与评估。通过实践证明，本方法可指导企业进一步提高对重大危险源安全风险防控工作的认识，确保了重大危险源安全包保责任制的落地。

关键词：重大危险源 HAZOP Bow-Tie 屏障 风险管理

ABSTRACT: The prevention and control of safety risks of major hazard of hazardous chemicals (hereinafter referred to as major hazard) is the top priority of the safety production of hazardous chemicals. In order to prevent and control the safety risks of major hazard and effectively curb major accidents. This paper proposes the method of Bow-Tie analysis based on HAZOP to identify and assess the risks of major hazard. Through practice, this method can guide enterprises to further improve their understanding of the safety risk prevention and control of major hazard, and ensure the implementation of the responsibility system for the safety insurance of major hazard.

引 言

我国作为化工大国，目前有化工企业 9.6 万家，其中重大危险源 2.3 万多处。自 2011 年以来发生的 12 起危险化学品重特大事故均发生在重大危险源企业。由此可知，重大危险源的管理是风险管控的重点。

危险与可操作性分析（HAZOP）是定性的分析方法，利用 HAZOP 分析，不仅能发现事故发生的原因，而且能够发现可能造成的一系列后果。并且，HAZOP 分析还包括了防止事故发生的控制措施，减轻或减少事故后果的影响等。

Bow-Tie 领结图屏障分析法是一种图形化的风险分析和管理方法。可以将传统的危险辨识风险评估结果用形象的、基于屏障的领结图形式进行呈现，而基于 HAZOP 的 Bow-Tie 分析将

两种方法结合，各自发挥其优点，用于重大危险源泄漏的风险评估中，既能使基层的安全管理者及操作人员对危险因素有一个系统全面的认识，又能使企业对危险因素进行有效的控制与管理。

1 HAZOP 分析方法

HAZOP 方法是一种过程危害分析（PHA）技术，旨在消除导致重大事故的任何来源，例如有毒物质释放，爆炸和火灾。它以处理单元的节点为切入点，围绕节点的偏差分析可能的异常原因和不良后果，最后提出对策和建议。通常，HAZOP 分析数据表包含文本和数字数据。流程参数、引导词、原因和后果的值是文本数据的一部分。数值数据主要包括可能性、严重程度和风险水平的值。

HAZOP 的分析工作组中需要有丰富工作经验的各个岗位的工程师，包括：现场作业人员、工艺工程师、仪表工程师、设备工程师和安全工程师等。因此，在 HAZOP 分析工作组中，各位组员将在组长的指引与领导下，依据各自的专业知识与专业知识，开展以下工作：

- 以管道设备示意图为依据，将有关的过程分为多个过程单元；
- 对于特定的过程单元/节点，工艺工程师将解释其设计意图及运行条件；
- 分析工程师会建议某些偏差（指引词+参数），比如：无流量，多流量，少流量，高温，低温度，高压，低压力，高液位，低液位等等。
- 辨识产生工艺偏差的原因；
- 预测可能产生的结果。可能产生的后果是对整个系统造成的影响，例如操作困难、工艺异常、生产中断、火灾爆炸安全事故等；
- 辨识已有的安全措施，以预防工艺偏差原因的发生或减轻后果的影响作业；
- 如果认为安全措施尚不足够，则进一步建议额外的防护措施；
- 将有关安全对策措施的完善工作委派于公司有关负责人。

反复进行上述评估程序，直至评估中出现的问题得到解决，评估组中的其他成员也都对评估结果感到满意。随后，团队将对下一个工艺单元/节点进行评估，以此类推，直到工艺单元/节点和所有重要设备的偏差都已分析完毕。

典型的 HAZOP 分析表格如下：

表 1-1 典型的 HAZOP 分析表

偏差	可能原因	后果	初始风险	S#	控制措施	现有风险	建议措施	残余风险
低流量								
高流量								
...								

HAZOP 分析的工作流程图见下图 1-1。

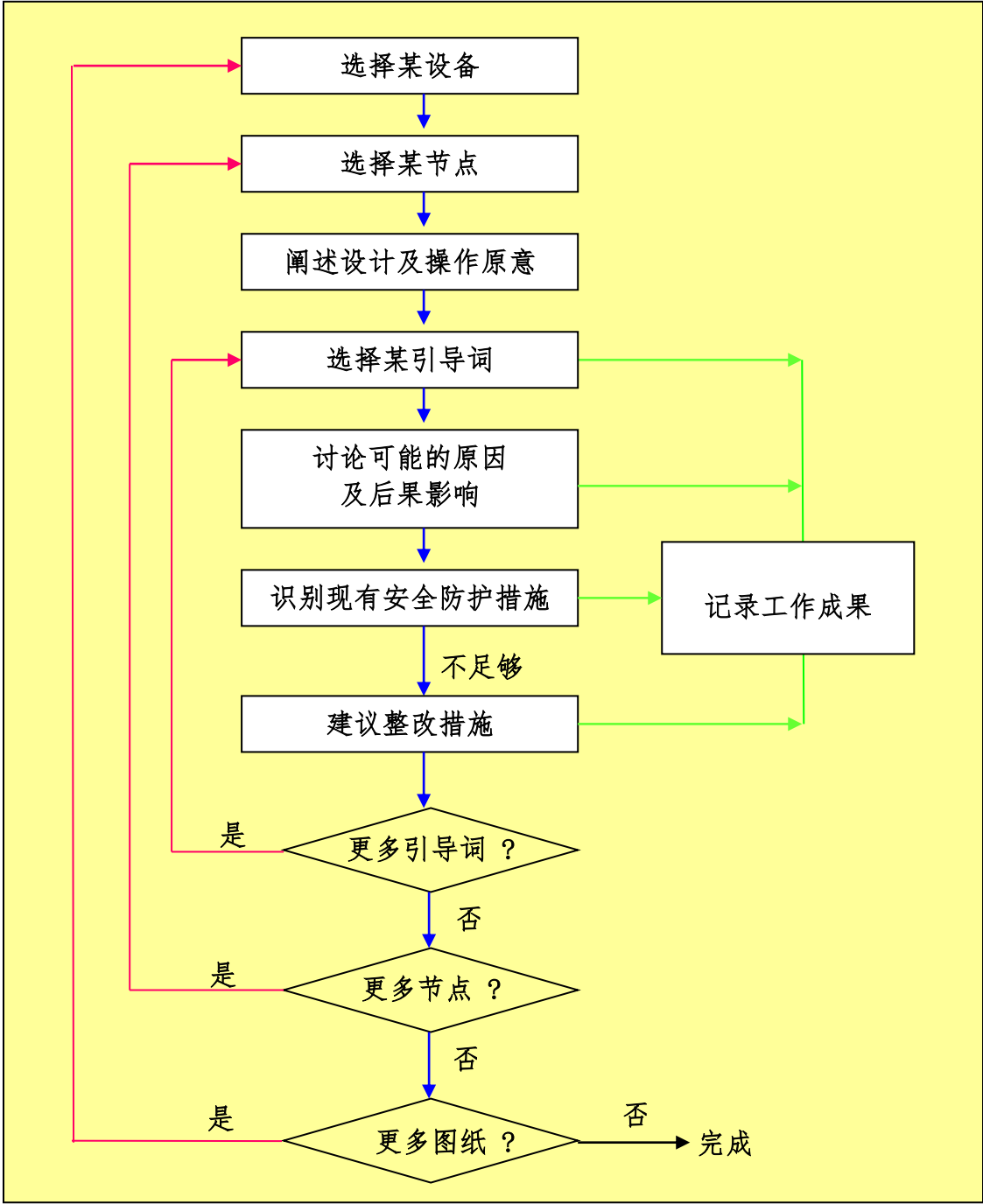


图 1-1 HAZOP 分析的工作流程图

HAZOP 分析的优点：非常系统和全面，几乎识别了所有的工艺风险，同时 HAZOP 评估团队可以确定现有的风险控制措施是否足够，是否有必要采取其他控制措施。如图 1-2 所示。

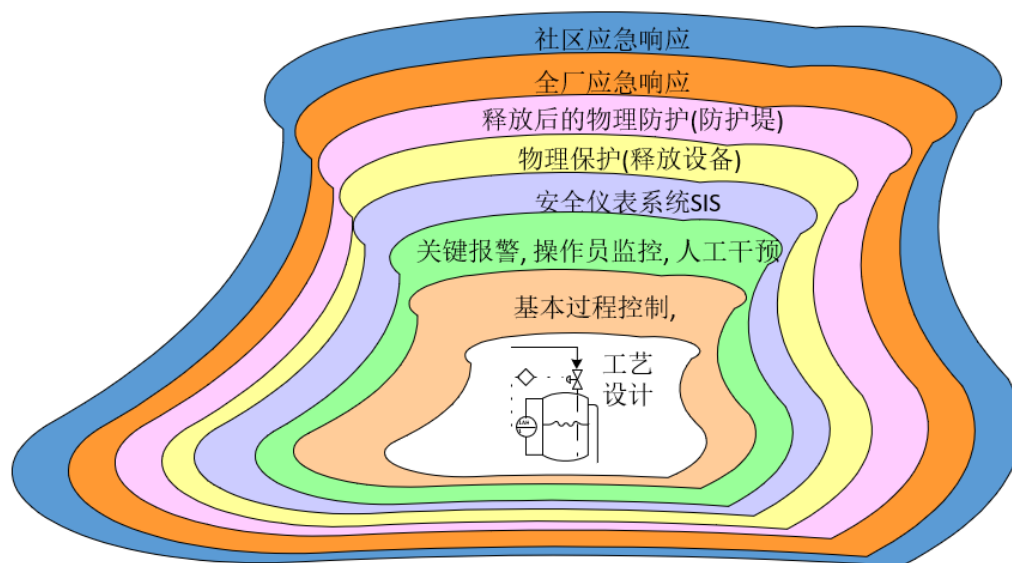


图 1-2 化工企业典型的控制措施洋葱模型

HAZOP 分析的缺点：HAZOP 分析控制措施时会存在一些遗漏和不全，因为 HAZOP 针对的是整个工艺过程，控制措施识别的主要是可以用来降低风险的措施，大多数为工程控制措施。例如人员巡检、员工培训、应急处置等管理措施往往不会纳入 HAZOP 控制措施清单中。

2 Bow-Tie 分析方法

鲍-蒂分析法（又称“蝴蝶结分析法”）是建立在“三角模型”（Tripod Beta Models）基础上，用一种“蝴蝶结”的方法对风险进行初步的分析。鲍-蒂法被广泛应用于风险评估，风险管理，风险调查，风险审计等领域。能较好的描述具体的风险状态，有助于人们理解风险体系和防范体系；在 Bow-Tie 分析模式中，我们以顶层事件为中心，向前分析其产生的可能诱因（事故树分析），向后分析顶层事件之后的可能后续事件（事件树分析），然后再有针对性地设置障碍（瑞士奶酪模式）。

Bow-Tie 方法可以被应用于风险评估、风险管理和风险交流（非常重要），它从危险源、顶级事件、威胁和后果之间的相互关系中对风险进行细致的描述，并用屏障来描述企业对风险所采取的控制措施，见下图 2-1。

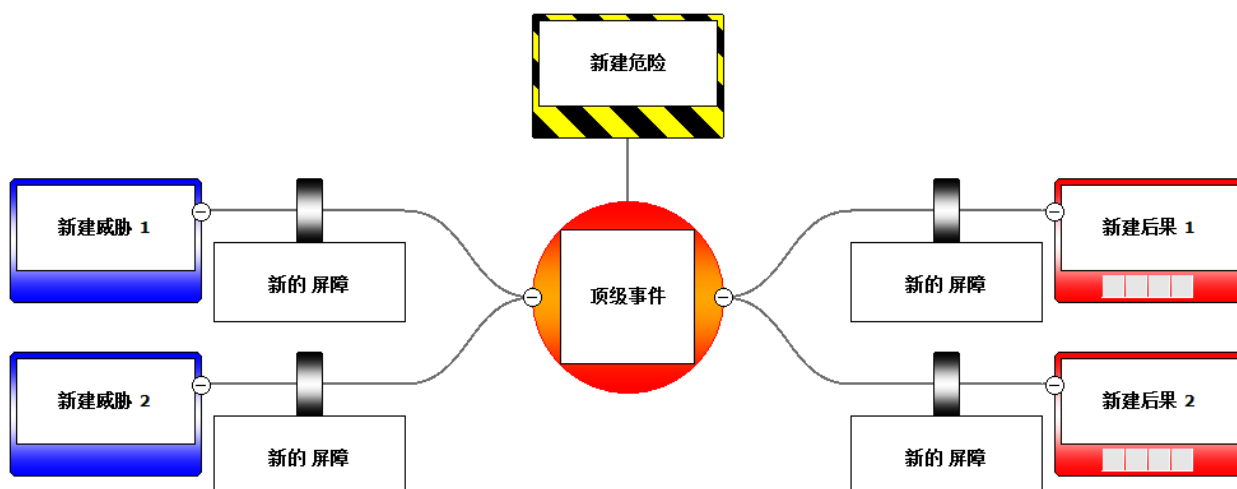


图 2-1 Bow-Tie 领结图

2.1 风险辨识

风险辨识是一种识别、确认和描述风险的程序。风险识别主要是对风险进行全面的分析和评价。HAZOP 分析是一种常用的风险辨识方法。

2.2 风险分析

鲍-蒂曲线图提供了对潜在风险情景和详细情况的一个更好的了解，并告诉你怎样去控制它们。视情况而定，分析可分为定性，半定量，定量，或二者相结合。鲍-蒂图的另一个优点是风险沟通。利用过滤功能，可以轻松地对数据进行筛选，并将其提交给有关人员或负责的部门。

2.3 风险评估和风险处理

运用“风险矩阵”与“行为/任务”，在 Bow-TieXP 中，评价内在的风险，并发展出相应的应对方法。

2.4 监控和审查

在确认了鲍-蒂曲线图（也就是规划阶段）和设定了防护措施（也就是执行阶段）之后，应该进行一次检验以保证防护措施的质量。可以利用领先的指标（例如：审计结果）和随后的指标（例如：事故数据）对 Bow-Tie 栅栏进行监视并进行闭环管理（计划、执行任务、检查检查、处理动作）。

通过 Bow-Tie 分析进行风险管理有以下优点。

- 提供系统分析风险的框架思维；
- 对风险进行可视化分析，加强风险交流与对风险的理解；
- 评估控制方案是否充分可行，辅助决策（风险水平是否低至合理勾选哪个的范围

或 ALARP)；

- 协助确定在哪些地方或以哪种方式投入资源可以将利益最大化；
- 生成更易读懂和理解的风险画面。

3 基于 HAZOP 的 Bow-Tie 分析应用

基于 HAZOP 的 Bow-Tie 分析方法将传统的危险辨识风险评估 HAZOP 结果用形象的、基于屏障的关联图的方式进行呈现，对潜在的重大事故进行识别，并对危险源、威胁及潜在的不良后果进行识别，并对危险源进行风险管理、风险管控及已有障碍的评价，从而将复杂的系统、组织及过程工艺的安全信息传递给员工、管理人员、监管部门、公众及其他利益相关者。

以某企业一级重大危险源-甲醇储罐为例。

(1) 先进行甲醇储罐的 HAZOP 分析，对甲醇储罐全面风险辨识，梳理出高风险场景，分析结果如下所示。

表 3-1 甲醇储罐的 HAZOP 分析

偏差	可能原因	后果	初始风险	S#	控制措施	现有风险	建议措施	是否 LOPA	残余风险
过低压力	甲醇储罐装车过程中，自力式调节阀故障关闭	造成甲醇储罐压力降低，可能造成负压 (DP=-0.5kPa)，空气可能从呼吸阀进入，形成爆炸性气体氛围	重大	1	甲醇储罐设有压力低报警 PAL19101A	一般		是	低
				2	甲醇罐设有气相平衡管				
				3	呼吸阀设有阻火器				
过高压力	氮气自力式调节阀 PV19101A 故障开大	造成甲醇储罐压力升高，可能造成超压 (DP=4kPa)，氮气压力最高可至 0.4MPa，通过气相平衡管可能窜压至其他甲醇罐，造成超压，甲醇泄漏，造成火灾爆炸人员中毒	重大	1	甲醇储罐设有压力高报警 PAH19101A	较大	建议甲醇储罐考虑增设紧急泄压人孔	是	低
				2	呼吸阀				
	甲醇储罐进料过程中，呼吸阀堵塞	造成甲醇储罐压力升高，可能造成超压 (DP=4kPa)，送料泵出口压力可以达到 0.8MPa，造成超压，甲醇泄漏，造成火灾爆炸人员中毒	重大	1	甲醇储罐设有压力高报警 PAH19101A	较大	建议甲醇储罐考虑增设紧急泄压人孔	是	低
				2	呼吸阀设有三个，定期检查				
				3	甲醇罐设有气相平衡管				
				3	甲醇储罐设有氮封				

(2) 通过 Bow-Tie 领结图的方法，建立起基于 HAZOP 分析的原因-屏障-后果模型。如下图所示。

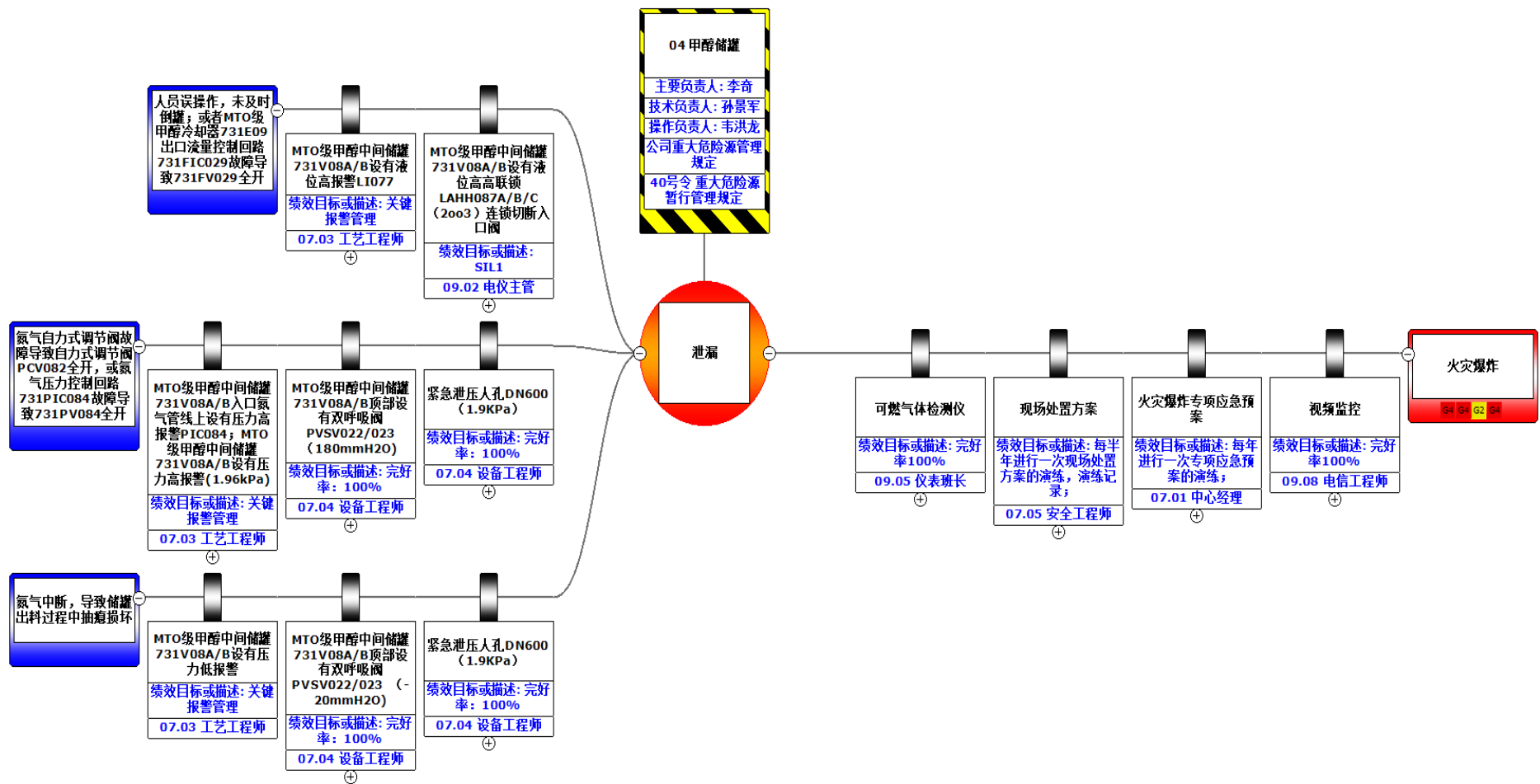


图 3-1 基于 HAZOP 分析的甲醇储罐 Bow-Tie 领结图

(3) 成功建立鲍-蒂图表以后，就可以用许多方法来详细地分析障碍。确定和把不同的管理行为和屏障联系起来，清楚地说明为了保证屏障的有效性，需要进行的管理行为，例如进行系统的硬件维护。把管理系统的 **Bow-Tie** 图直观地表现出来，可以更好地解释公司中的壁垒是怎样被管理的。此外，屏障还能展示任务，考核任务的完成情况，并能说明设置屏障的种类，乃至屏障的重要程度。这样才能最大限度的确保系统的效率。

如下图所示，对可燃气体检测仪屏障进行管理分析。在 **Bow-Tie** 领结图中对现有的可燃气体检测仪进行分析，评估其法规和制度要求、关键程度、负责岗位、完好性的标准及关键管理活动。

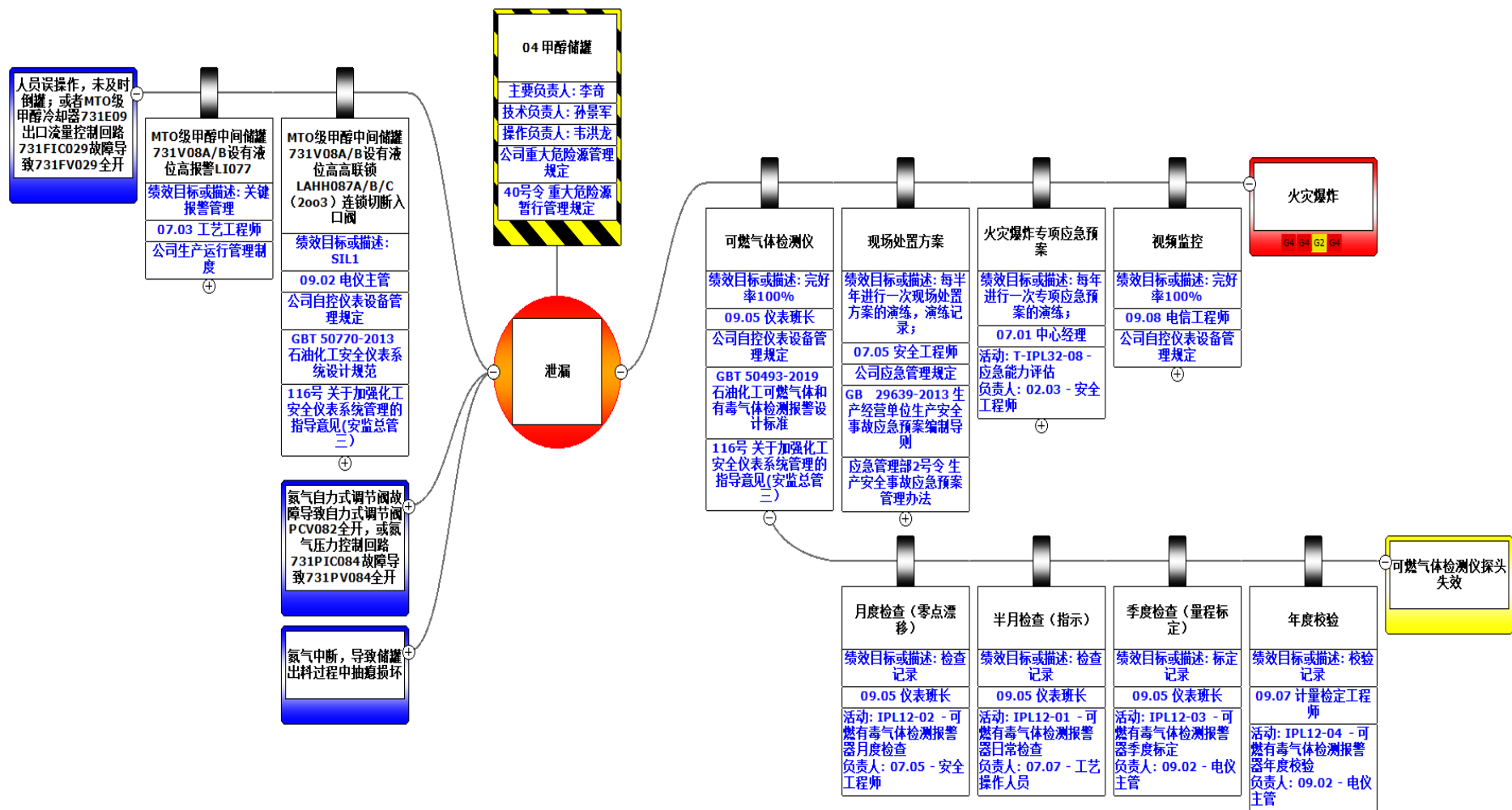


图 3-2 可燃气体检测仪屏障管理分析图

(4) 对 Bow-Tie 领结图中的屏障的关键活动分类梳理，提炼出关键管理活动列表，并且责任落实到具体到岗位。部分关键活动如下表所示。

表 2 关键活动表

编号	关键活动	频率	负责岗位	验证方式
1	SIF 安全完整性等级验证	根据需要进行	安全工程师	SIF 验证报告
2	应急物资每月检查	每月一次	安全工程师	巡检记录与现场检查
3	编制应急演练计划	每年一次	安全工程师	演练计划表
4	专项应急预案培训	每季度一次	安全工程师	培训记录
5	应急演练	每月一次	安全工程师	演练记录
6	防雷防静电接地检测	每半年一次	电气工程师	防雷防静电设施检测报告
7	A 类报警变更管理	根据需要进行	电仪主管	变更管理档案
8	消防炮定期测试	每季度一次	消防管理员	测试记录
9	灭火器每 5 年更换一次	每五年一次	防火管理员	更换记录
10	可燃有毒气体检测报警器年度校验	每年一次	计量检定工程师	校验记录
11	可燃气体检测报警器月度检查（零点漂移）	每月一次	分析仪表工程师	检查记录

结 论

通过实践证明，基于 HAZOP 的 Bow-Tie 分析方法对重大危险源进行风险辨识与评估，可以获得以下收益。

(1) 对重大危险源的风险进行深度的分析、明确重大危险源的风险因素、事故类型，及各种安全控制措施；

(2) 对重大危险源管理屏障进行系统的梳理，明确每个安全屏障屏障的绩效目标、负责岗位、和国家标准规范的要求；

(3) 对公司重大危险源的管理制度进行梳理，保证公司关于重大危险源管理制度的合规，安全管理屏障的管理制度合规；

(4) 对每一个安全屏障进行分析，明确每一个屏障的管理维护、检验检测等“关键安全活动”的要求

(5) 确保了重大危险源安全包保责任制的落地。

参考文献

- [1] 孙东锋,刘辉.HAZOP 分析在甲醇储罐中的应用[J].广州化工,2016,44(14):156-158.
- [2] 王海清;刘美晨;徐慧敏;张英光.基于 Bow-tie 模型的复杂事故场景化设计与保护层分析[J].实验技术与管理,2021(11)
- [3] 姜文士.Bow-Tie 模型在天然气液化冷箱泄漏风险分析与控制中的应用[J].化工安全与环境,2022(21)
- [4] 刘美晨;刘鹏;王海清;刘荫.基于简化 Bow-tie 模型的 LOPA 场景辨识与筛选方法[J].化工进展,2021(11)
- [5] 桑磊;朱磊.Bow-tie 模型分析在乙烯球罐区的应用实践[J].安全、健康和环境,2020(01)
- [6] 王华,罗绍锋.基于 HAZOP 与模糊扩展蝴蝶结模型的甲烷化装置系统风险分析[J].安全与环境工程,2023,30(02):27-34.

康安保，有效的工艺安全管理和诚信声誉，竭诚为您服务。我们向您保证：将确保您得到及时和最佳的工艺安全管理服务。



www.qdhse.com

【康安保工艺安全，是一家专业从事工艺安全及风险管理的公司，主要致力于危险与可操作性分析（HAZOP）、安全完整性等级（SIL）评估、定量风险评估（QRA）等工艺危害分析、工艺风险管理和 QHSE 咨询服务。公司拥有国内外一流的高级咨询专家，为企业提供完整的 QHSE 解决方案！】

安全是我们的信仰！

《2023 年康安保工艺安全文集》

基于 QRA 的化工园区多米诺效应评估应用

韦洪龙

青岛康安保化工安全咨询有限公司

摘要:

本文介绍了多米诺效应机理,并提出了基于 QRA 的多米诺效应的评估方法,用于评估化工园区的整体安全风险。以某化工园区为例,通过对园区内各企业可能发生的蒸汽云爆炸、池火、喷射火、毒性气体泄漏、爆炸碎片等场景进行计算分析后,得出多米诺效应的影响范围,为园区的布局 and 应急响应提出了科学的指导性意见。

关键词: QRA 多米诺效应 化工园区 应急响应

ABSTRACT: This article introduces the mechanism of the domino effect and proposes an evaluation method based on QRA for the domino effect, which is used to evaluate the overall safety risk of chemical parks. Taking a certain chemical park as an example, after calculating and analyzing the possible scenarios of steam cloud explosions, pool fires, jet fires, toxic gas leaks, and explosive fragments that may occur in various enterprises within the park, the scope of the domino effect is determined, providing scientific guidance for the layout and emergency response of the park.

Keywords: QRA domino effect, chemical park, emergency response

引言

随着国民经济的快速发展,土地利用率提高,化工企业开始进入化学工业园区进行统一管理,由于园区内危化企业多,危险化学品种类多、数量大,且各企业重大危险源存在距离较近的情况,一旦某企业发生火灾爆炸事故,特别容易引发多米诺效应,造成周边企业甚至整个园区发生灾难性的事故。特别是江苏响水“3.21”事故等特别重大化工安全生产事故的频发,给化工园区的整体安全性敲响了警钟^[1]。

《国务院安委会办公室关于进一步加强化工园区安全管理的指导意见》(安委办〔2012〕37号)提出:园区内企业应树立整体安全意识,防范系统风险,防止企业生产安全事故影响周边企业,产生“多米诺”效应。企业生产出现异常状况或较大安全风险时,应及时报告园区安全生产管理机构或园区管委会,通报周边企业,周边企业应采取相应防范措施。

《化工园区安全风险排查治理导则(试行)》(应急〔2019〕78号)中要求:化工园区安全生产管理机构应至少每五年开展一次化工园区整体性安全风险评估,评估安全风险,提出消除、降低、管控安全风险的对策措施。化工园区整体性安全风险评估应结合国家有关法律法规和标准规范要求,评估化工园区布局

的安全性和合理性,对多米诺效应进行分析,提出安全风险防范措施,降低区域安全风险,避免多米诺效应。

综上所述,对化工园区多米诺效应的分析十分必要。通过分析不仅可以知道化工园区的整体性安全风险,还可通过对周边企业的影响,提前做好应急预案和防范措施,防止事故的扩大^{[2][3]}。

1 QRA 分析方法

QRA (Quantitative Risk Analysis, 定量风险评估) 是一种重要的安全风险评估技术,它能够准确地识别出易燃易爆、有毒物质泄漏所带来的火灾、爆炸以及中毒等严重的安全隐患,并且已经被广泛地应用于各种行业,获得了普遍的认可^[4]。通过定量风险评估,为企业进行抗爆设计、安全间距的选取、火灾爆炸影响范围确定、风险管理和应急预案的制定等提供决策和依据。

QRA 定量风险评估的程序如图 1 所示。

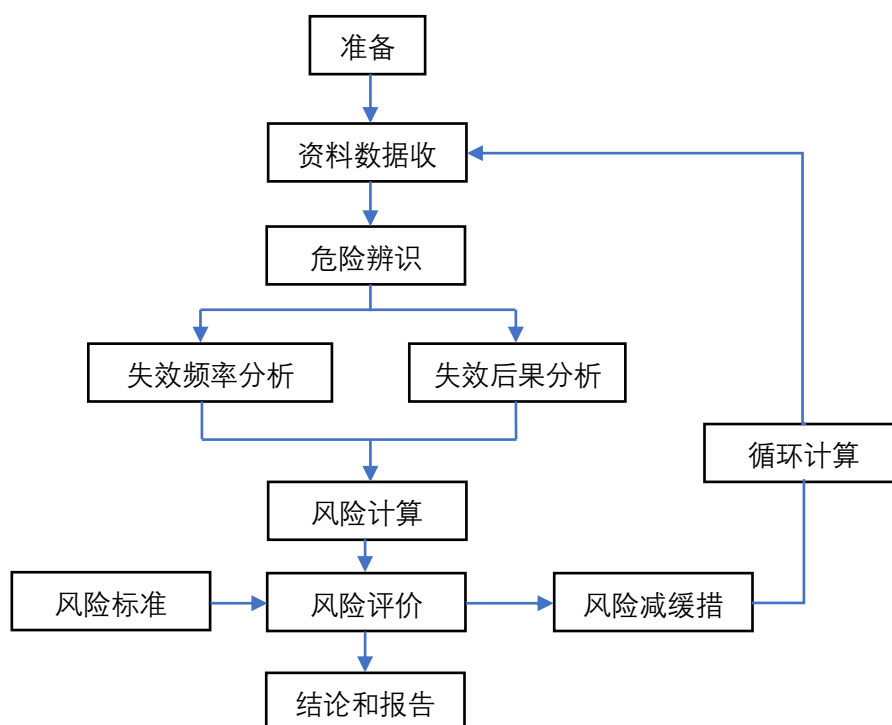


图 1 QRA 定量风险评估的程序

2 多米诺效应

多米诺效应 (Domino Effect)，重大危险源因其所蕴含的巨大能量，往往会产生极大的危害，同时，一个企业或工业园区往往由多个危险源构成，其中一个危险源的爆炸将会引发其他危险源的爆炸，进而引发更大的灾害，这就是“多米诺”效应。

(一) 多米诺效应机理

从有关的研究数据和过去的工业事故来看,重大危险源的多米诺效应主要是由火灾、爆炸冲击波以及爆炸产生的碎片碰撞引起的,有研究表明,毒气泄漏也会引起多米诺效应,这种多米诺事故是由于工人中毒后影响工厂的紧急响应,或者是由于操作失误而间接导致的^{[5][6]}。事故的多米诺效应机理图见图 2。

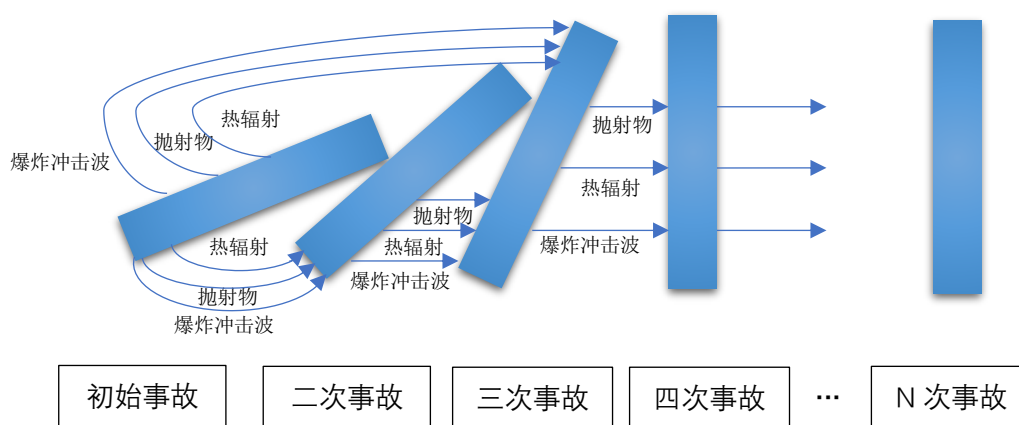


图 2 事故的多米诺效应机理图

各种初级事故引发多米诺效应的破坏方式及预期二级事故的场景列表见表 1。

表 1 各种初级场景的“破坏方式”和预期二级场景

初级事故场景	破坏方式	预期二级事故场景
池火灾	热辐射、火焰接触	喷射火、池火灾、BLEVE、毒物泄漏
喷射火	热辐射、火焰接触	喷射火、池火灾、BLEVE、毒物泄漏
碎片	碎片	全部
VCE 爆炸	超压	全部
沸腾液体扩展蒸气爆炸	火焰接触、热辐射	全部
有毒物质泄漏	人员中毒而影响应急或操作失误	全部

(二) 多米诺效应的破坏阈值

要评估多米诺效应的影响，必须先确定被测装置在何种条件下发生损坏。为了便于分析，通常采用与失效影响有关的物理参量的门限来判断是否发生多米诺事故。下表 2 所示为火灾、爆炸冲击波和毒性诱发多米诺效应的伤害阈值^[7]。

表 2 各类初级事故场景下的多米诺效应阈值

事故场景	破坏方式	多米诺效应阈值
喷射火	热辐射	37.5kW/m ² , 10 分钟以上
池火灾	热辐射	37.5kW/m ² , 10 分钟以上
碎片	碎片	碎片抛射范围
VCE 爆炸	超压	700mbar
BLEVE	超压	700mbar

（三）多米诺效应场景风险分析

开展多米诺效应的风险分析，涉及到的信息很多，包括：评估区域的布局，风险源（危害装备）的位置与相对距离，可能引发的初始事故的类型，各种初始事故的综合特性（预期发生概率和后果分析），以及可能扩大影响范围的地点（临近的装备）等。所需要的数据可以通过传统的 QRA 方法来获得。

如图 3 所示，多米诺效应定量风险评价流程主要是识别初始事故，选择初始事故场景，计算初始事故的后果、其他后果，计算其他初始事故，识别多米诺场景影响范围，得出结论和建议措施。

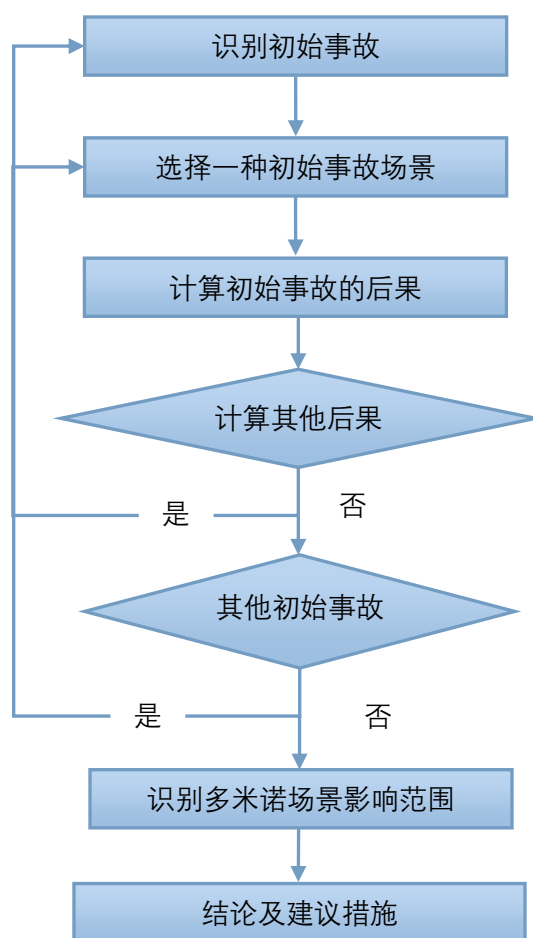


图 3 多米诺效应定量风险评价流程

在评价流程中，初始事故的场景选择至关重要，这些场景包含火灾（池火灾、喷射火）、爆炸冲击波、爆炸碎片、毒性气体泄漏等^[8-10]。

1. 火灾

火灾是一种易燃物在空气中发生强烈的氧化反应，并释放出巨大的热量。火灾引起多米诺事故的途径主要有两种，一是目标设备被火源包裹或与火源接触，二是目标设备由于火灾的热辐射导致失效而引发多米诺效应。

以往的研究大多在考虑工艺装置时只考虑强度而忽略了暴露时间。如果工艺设备受到稳定的热辐射强度,受到热辐射的材料温度将升高,直到达到稳定的温度。为了确定允许的热辐射强度,通常采用一些标准。这些标准是从避免在较高温度下材料结构特性发生不可接受的影响中得出的。

在热辐射超过 37.5kW/m^2 时,持续时间超过10分钟的池火和喷射火可能会造成结构损坏、裸露的压力设备(容积大于 1m^3 ; 概率高于50%)和常压设备(概率高于85%)的失效。

(1) 池火灾

池火灾是指易燃液体泄露,在形成池水后,遇着火源被点燃,而引发的一种火灾。

池火灾引起的多米诺事故有两种情形。一种是目标设备完全或部分暴露在火焰内,也是引发多米诺事故的大多数情况。另外一种火焰并没有与目标装置直接接触,而是以热辐射的形式作用于装置。

(2) 喷射火

含有可燃性气体或闪蒸液体的压力容器或管路一旦泄露被引燃,就会引起喷射火。喷射火为湍流火焰,具有较大的射流动能,能够沿泄漏方向形成较远的射流火焰。因为其频繁出现且伤害半径大,喷射火也极易引起多米诺事故。与池火灾相似,喷射火也可能因其直接受热或受热辐射而导致火势上升。相关研究显示,即使是在有水喷淋、有隔热层的条件下,喷出的火焰与容器壁面相接触,产生的“热点”,也会引起沸腾的BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion, 液体膨胀蒸气爆炸),或者发生容器的物理爆炸。

2. 爆炸冲击波

在大多数情况下,强烈的冲击波都会给周边的建筑、设备等带来巨大的破坏,同时也会造成大量的生命损失。因此,一旦发生爆炸,其产生的冲击波极有可能波及到附近的其他危险源,从而引发多米诺事故。爆炸冲击波引发的多米诺效应,除了与冲击波的强度相关外,还受到冲击波反射、阻力效应、与目标装置的相对距离、目标装置的力学性质等多种因素的影响,因此是一种极为复杂的情况。

对于冲击波引发多米诺效应在工业中最常见的初级事故场景包括凝聚相爆炸、VCE (Vapor Cloud Explosion, 蒸汽云爆炸)、物理爆炸、BLEVE等。基于最严重后果的考虑,在计算时往往选取发生VCE的初始后果。

在爆炸超压值超过 700mbar 时,VCE可能引起受影响的压力的、细长的和小型的设备(概率高于80%)及常压设备(概率高于95%)的灾难性破裂。

3. 爆炸碎片

当装置发生物理爆炸或者BLEVE时,不仅会产生冲击波,同时也伴随着对装置的破坏,导致产生大量的装置碎片飞出。这些碎片不仅速度快,而且由于其碎片的性质,其飞行距离也非常远,穿透力很强,极易波及到远处的建筑物和装置,引发“多米诺”事故。

爆炸碎片对设备的影响复杂,研究也相对困难,计算复杂且准确性差。产生碎片的场景本项目仅考虑储

存温度低于沸点的物料，如低温液化烃、液氨等，这些物料储罐经过火灾火焰一段时间的烘烤，设备因许用应力下降而发生剧烈爆炸，该爆炸可形成很大的火球，并且爆炸容器残骸飞离很远，一旦撞击到设备，则会造成多米诺效应。

4. 毒气泄漏

毒气泄漏也会引发多米诺效应，这种多米诺事故主要是由于人员中毒之后，会影响到应急或者出现错误操作而间接造成的。毒性的多米诺效应区按照 99%致死率作为计算阈值。

3 基于 QRA 的多米诺效应分析应用

以某市某一化工园区为例，基于 QRA 最严重后果分析方法，用 QRA 定量风险评估软件完成相关计算。

通过对园区内 30 多家企业涉及易燃易爆、有毒的化学品发生 VCE 爆炸、池火、喷射火、毒气泄漏、碎片等初始事故场景进行计算，得到其初始事故的影响范围，最终确定其中 16 家企业发生初始事故可能引发多米诺效应。

化工园区各化工企业多米诺效应相互影响范围详见表 3~表 6 和图 4。其中，爆炸超压（700mbar）多米诺效应影响范围见表 3，热辐射（37.5kW/m²）多米诺效应影响范围见表 4，BLEVE 爆炸碎片多米诺效应影响范围见表 5，毒性气体/液体多米诺效应影响范围见表 6。

表 3 爆炸超压（700mbar）引发多米诺效应企业及影响范围

序号	企业代号	物料	引发多米诺效应的初始场景	影响范围（m）
1	A	环氧乙烷	爆炸超压	59

表 4 热辐射（37.5kW/m²）引发多米诺效应企业及影响范围

序号	企业代号	物料	引发多米诺效应的初始场景	影响范围（m）
1	B	液化气	热辐射/喷射火	295.2
2	C	煤油、水、甲醇、乙醇混合液	热辐射/池火	37.1
3	D	环氧丙烷	热辐射/喷射火	58

表 5 BLEVE 爆炸碎片引发多米诺效应企业及影响范围

序号	企业代号	物料	引发多米诺效应的初始场景	影响范围（m）
1	B	液化气	BLEVE 爆炸碎片	947
2	C	液氨	BLEVE 爆炸碎片	154.2
3	L	液氨	BLEVE 爆炸碎片	459.6

序号	企业代号	物料	引发多米诺效应的初始场景	影响范围（m）
4	N	液氨	BLEVE 爆炸碎片	544.5
5	O	液氨	BLEVE 爆炸碎片	195.1
6	P	液氨	BLEVE 爆炸碎片	519.8

表 6 毒性气体/液体引发多米诺效应企业及影响范围

序号	企业代号	物料	引发多米诺效应的初始场景	影响范围（m）
1	E	液氯	毒性气体/液体	125
2	F	液氯	毒性气体/液体	125
3	G	乙胺	毒性气体/液体	230
4	H	液氯	毒性气体/液体	140
5	I	硫化氢	毒性气体/液体	300
		液氯	毒性气体/液体	150
6	J	溴素	毒性气体/液体	125
7	K	氟化氢	毒性气体/液体	100
8	L	液氨	毒性气体/液体	80
9	M	氟化氢	毒性气体/液体	150

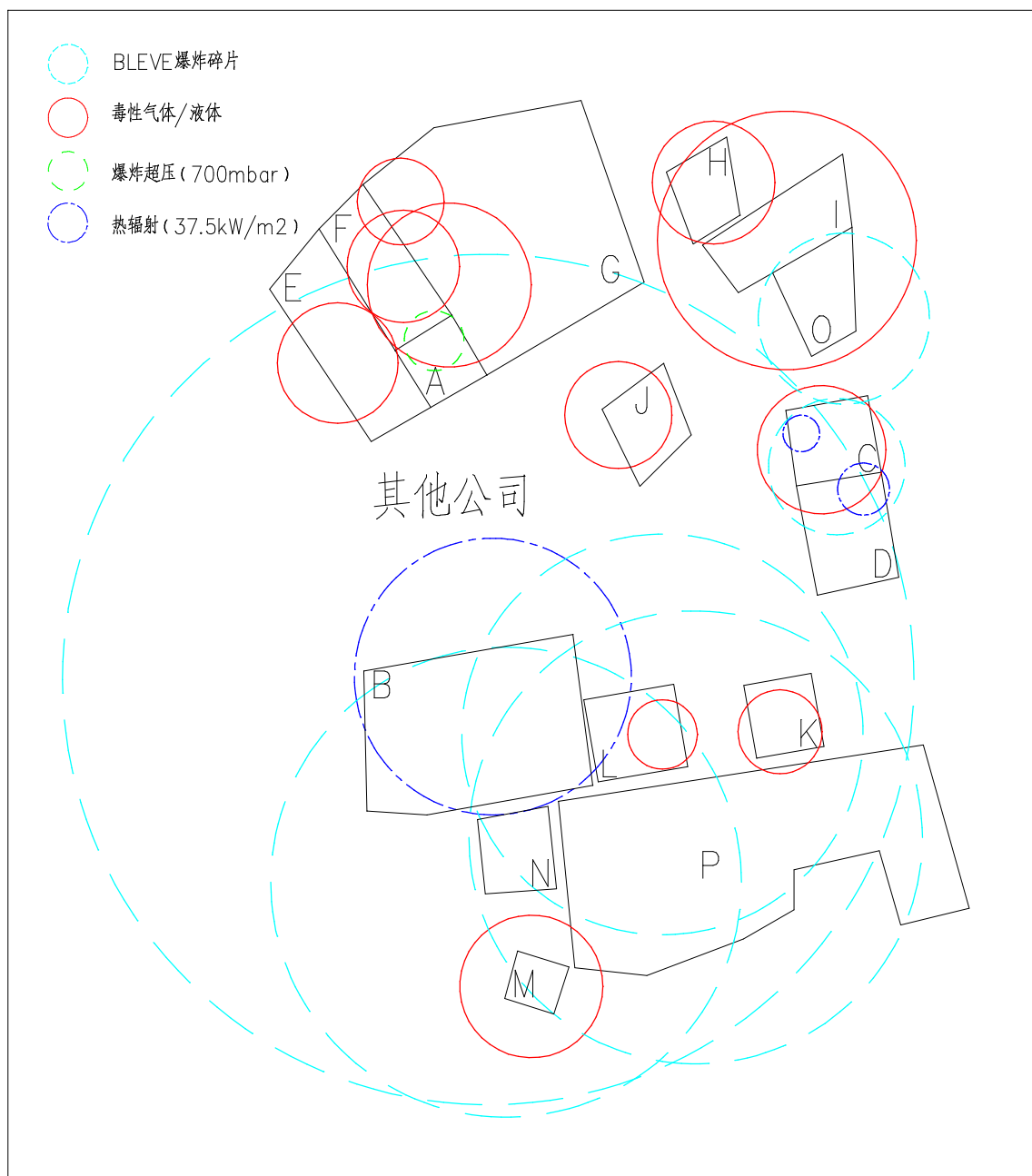


图 4 多米诺效应影响范围图

4 结论

根据本文研究发现,得到研究对象的化工园区的多米诺效应结论如下:

1. 可燃物料泄漏扩散发生蒸汽云爆炸(VCE)爆炸超压影响周边企业较小,引发其他企业内的二次多米诺事故可能性较小。
2. 可燃物料泄漏后发生喷射火,如无建筑外墙等防护措施,会引发临近企业设备的引发次生多米诺效应。
3. 化工园区主要毒性物料有液氨、液氯、硫化氢、溴素、乙胺、氟化氢等毒性物料,扩散距离相对较远,产生的灾害范围比较广,容易引发次生多米诺效应。涉及到这些毒性物料的企业平时应加强毒性物料的泄漏检测、设备维护等管理措施,并与周边企业进行有毒物料泄漏应急演练等。
4. 液氨、液化气等物料 BLEVE 爆炸产生的碎片抛射距离较远,在碎片散射范围内,有可能会引发次生多米诺事故,危害极大。相关企业应该加强这类危险源的管理,形成专项应急预案。
5. 企业应针对多米诺效应区制定相应的应急响应计划,规划合适的逃生路线,以规避可能发生多米诺效应的区域。
6. 企业应当针对可能引发多米诺效应的初始事故的设备进行重点维护管理,以降低多米诺效应带来的风险。

5 参考文献

- [1] 谢伟.考虑多米诺效应的原油储罐区池火灾定量风险评价[J].油气田地面工程,2023,42(04):82-86.
- [2] 扶庆辉,马世勇,胡金花.浅析基于化工园区事故多米诺效应的定量风险评估方法[J].安全与健康,2019(10):38-41.
- [3] 周汝健,尹长丰.基于多米诺效应的石化罐区火灾事故风险分析[J].东莞理工学院学报,2023,30(01):103-108.
- [4] 胡灵慧. 化工园区喷射火灾热辐射模型及多米诺风险评估方法研究[D].浙江工业大学,2019.
- [5] SCHEDULE 1 Dangerous substances, The Control of Major Accident Hazards Regulations 2015, HEALTH AND SAFETY, 2015 No. 483
- [6] Chemical Industries Association, Guidance for the Location and Design of Occupied Buildings on Chemical Manufacturing Sites, 2010
- [7] Woodward J., L., Estimating the Flammable mass of a Vapour Cloud, A CCPS Concept Book, AIChE, 2010
- [8] TNO, Methods for the Calculation of Physical Effects
- [9] Crowl, Understanding Explosions, CCPS, AIChE, 2003
- [10] CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis (2nd edition), AIChE, 2000

康安保，有效的工艺安全管理和诚信声誉，竭诚为您服务。我们向您保证：将确保您得到及时和最佳的工艺安全管理服务。



www.qdhse.com

【康安保工艺安全，是一家专业从事工艺安全及风险管理的公司，主要致力于危险与可操作性分析（HAZOP）、安全完整性等级（SIL）评估、定量风险评估（QRA）等工艺危害分析、工艺风险管理和 QHSE 咨询服务。公司拥有国内外一流的高级咨询专家，为企业提供完整的 QHSE 解决方案！目前，康安保公司分别在青岛、北京、上海、安徽铜陵和成都设有办公室。】

《2023 年康安保工艺安全文集》

定量风险分析(QRA)在 HAZOP、LOPA 分析中的应用

吕斌

(康安保化工安全咨询有限公司)

摘要：在工艺危害分析方法中，HAZOP 分析为定性分析，LOPA 分析为半定性、半定量分析，二者都存在一定的优点与适应性。定量风险分析（QRA）作为一种全定量分析方法，能够为 HAZOP 分析或 LOPA 分析提供明确的分析依据以及精确的分析结果，助力工艺危害分析进入更深入的定量分析层次。

关键词：工艺危害分析；危险与可操作性分析（HAZOP）；保护层分析（LOPA）；定量风险分析（QRA）

2007 年，国家安全生产监督管理总局发布的《危险化学品建设项目安全评价细则(试行)》指出，对国内首次采用新技术、新工艺的危化品建设项目，政府积极倡导采用 HAZOP 方法进行工艺风险分析。HAZOP 分析方法的推广，大幅减少了化工安全设计方面的缺陷，提升了装置的本质安全水平。但 HAZOP 分析方法对于事故发生频率、事故影响范围方面的定义较为粗糙，风险等级的确定更多的依赖于 HAZOP 分析主席的经验与感知，即 HAZOP 分析是一种定性的分析手段。

2015 年，我国颁布了《保护层分析（LOPA）方法应用导则》（AQ/T 3054-2015），规定了化工企业采用 LOPA 方法的技术要求；2017 年，颁布了《保护层分析（LOPA）应用指南》（GB/T32857-2016），规定了 LOPA 技术的相关策略和细则。LOPA 分析方法的推广，使得化工风险分析从 HAZOP 分析的定性、发展为 LOPA 分析的半定性、半定量，对风险的量化能够进一步减少人为因素的不确定性。

2011 年，国家安全生产监督管理总局发布第 40 号令——《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》，将定量风险分析（QRA）方法引入到工艺危害分析中，使得风险分析手段从半定性、半定量发展到全定量，符合从经验到科学的发展方向，也符合未来人工智能、数字化工厂的发展方向。

相较于 HAZOP 分析的定性、LOPA 分析的半定性/半定量，定量风险分析（QRA）具有完全定量的特性，可为 HAZOP 分析或 LOPA 分析提供明确的分析依据以及精确的分析结果，解决了风险有多大、影响有多远的问题，助力工艺危害分析进入更深入的分析层次。

1. 有毒气体泄漏的风险是否应当修正？

问题：某危化品生产企业 LOPA 分析中存在高风险场景——“液氯储槽 7VE5502（DP=-0.01~1.55MPa）压力降低，温度降低，储槽蒸发量降低，由于 08CM501 为隔膜压缩机，储槽压力严重时可降低至-0.1MPa，储槽负压损坏，液氯泄漏、人员中毒。”

在此场景中，液氯储槽压力降低、负压损坏，导致液氯泄漏、人员中毒。其中对巡检人员出现在事故现场的“占有率”的修正存在异议（见图 1）。液氯储槽属于危险化学品重大危险源，其巡检频次按照国家规定为 1 小时一次；假定人员在液氯储槽附近巡检用时为 10 分钟，那么人员“占有率”取 10 分钟/1 小时=0.17，从而对人员中毒场景的发生概率进行修正。那么此种修正系数的选取是否合适呢？LOPA 这种半定量的分析方法并不能回答这个问题，需要从定量分析的角度来进行考量。

根据液氯的物化特性数据，液氯属于剧毒危化品。液氯泄漏后，其蒸汽密度大于空气，会导致氯气沉积在地面附近并向下风向扩散，导致其毒性影响范围颇大。北美《应急救援指南（ERG-2016）》指出，氯气小泄漏的下风向防护距离为 0.3km(白天)或 1.1km(夜晚)，大泄漏的防护范围可达数公里远。

项目名称：三期液氯槽出口增加去VCM气管道项目											
LOPA场景：液氯储槽7VE5502（DP=-0.01~1.55MPa）压力降低，温度降低，储槽蒸发量降低，由于08CM501为隔膜压缩机，储槽压力严重时可降低至-0.1MPa，储槽负											
引发原因 IC Number	引发事件 Initiating Event	频率 Frequency (ICL)	严重度 Severity	减缓事件 目标频率 TM EL	修正因子Modifiers					无IPL时的 RRF With No IPLs	IPL1 液氯储槽7VE5502压力低报警PT5509（85kPa），低低报警（0kPa）
					点燃概率 Ignition	占有率 Occupancy	风险存在的时间 Time at Risk	使能事件 Enabling Event	容器失效修正 Containment Failure		
											报警
	多引发事件										
IC1	液氯储槽7VE5502A/B在进料关闭时，压缩机08CM502持续运行	1.00E-01	5	1.00E-06	1.00	0.17	1.00	1.00	1.00	17000.00	10.00
SIF RRF Required											
PFD											
SIL等级											
受保护设备											
SIF标识											
建议措施											
建议落实后SIL等级											
建议落实后PFD值											
备注：											

图1 液氯储槽LOPA分析表

氯气在 25℃ 下的饱和蒸气压为 6.8bar。假如发生液氯储槽负压损坏（假定大泄漏，泄漏孔径 100mm），泄漏处置时间 5 分钟，人员中毒浓度取 IDLH 浓度（27.8ppm），气象条件：1.5m*s-1/D（下同）。由图 2 可以看到，IDLH 浓度可达下风向 4.26km，云团宽度 4.96km，

人员中毒范围很大。若现场巡检人员处于厂区下风向，有极大可能会中毒。因此根据计算结果，本案例 LOPA 分析对“占有率”的修正系数选取并不合适。

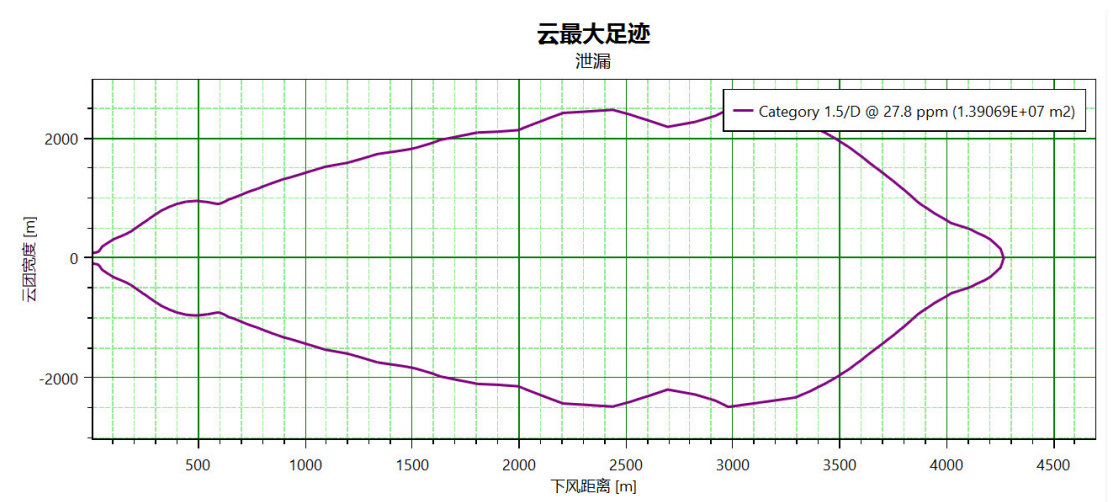


图2 液氮泄漏扩散云最大足迹

2. 15%甲醇溶液储罐气相空间是否存在闪爆风险？

问题：在进行 HAZOP 分析时，有一常压甲醇储罐，储存有 15%的甲醇水溶液，溶液温度 40℃，该储罐在氮封失效时、其气相空间是否存在闪爆风险？（见图 3）

如果没有经过计算，那么我们对 15%的甲醇溶液是否存在闪爆风险这个问题不置可否。15%甲醇溶液在 40℃下，其蒸气压小于大气压力，因此采用“常压储罐”模型进行模拟。模拟条件：储罐灾难性破裂，且设有不可溢流围堰，以尽可能真实的模拟设备内的气相空间。

项目名称：191K罐区										
Node No./节点编号:		01								
DEVIATION 偏差	POSSIBLE CAUSES 可能原因	C#	CONSEQUENCES 后果	Initial Risk 初始风险				S#	SAFEGUARDS 控制措施	措施类别
				P	A	E	R			
8.无/过低压 力	罐顶氮封管线供气中断	1	甲醇储罐191KV01B/C吸入空气，存在闪爆风险	40(G3)	40(G3)	40(G3)	40(G3)	1	甲醇储罐191KV01B/C设有压力指示PIS201B/C低报警，人员干预停止外送	报警
								2	甲醇储罐191KV01B/C罐顶油气回收管线上设有压力开关XV004，当压力低于0.7kpa时，阀门关闭；	基本工艺控制(BPCS)
								3	甲醇储罐191KV01B/C罐顶设有阻火器	阻火器
	MTO级甲醇储罐191KV01B/C罐顶压力控制回路故障，导致油气回收管线上XV004全开	1	MTO级甲醇储罐191KV01B/C吸入空气，存在闪爆风险	40(G3)	40(G3)	40(G3)	40(G3)	1	罐顶设有氮封保护	本质安全设计
								2	MTO级甲醇储罐191KV01B/C罐顶设有阻火器	阻火器

图3 15%甲醇溶液储罐HAZOP分析表

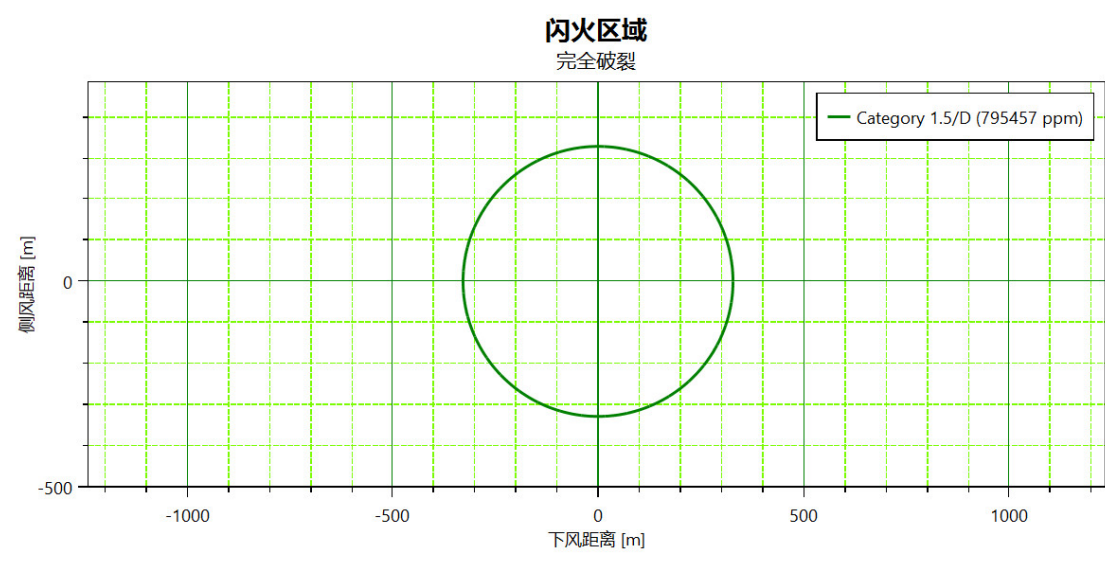


图4 15%甲醇溶液储罐破裂闪火范围

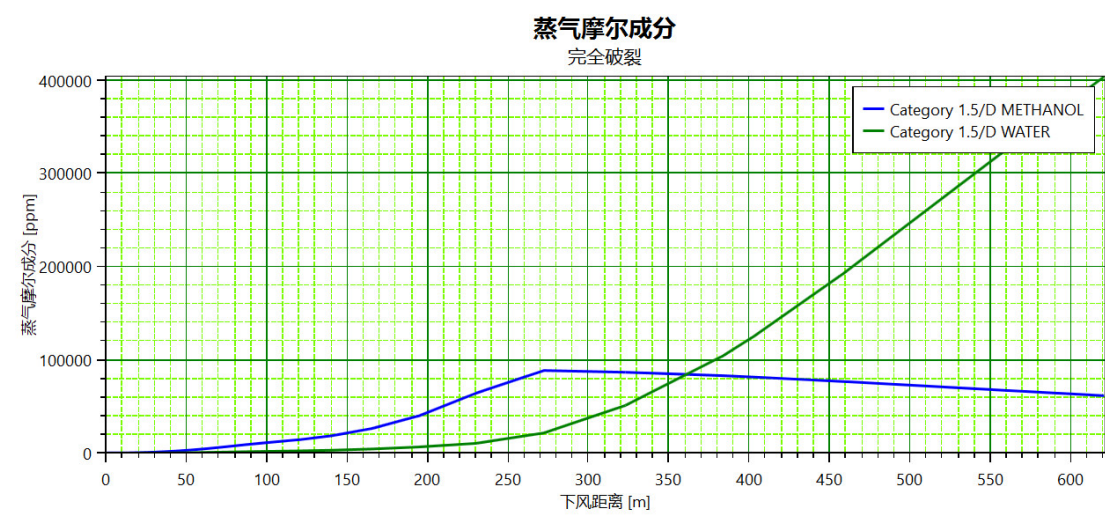


图5 蒸汽组分浓度与下风向距离关系曲线

根据图 4、图 5，15%甲醇储罐完全破裂会产生闪火范围；储罐上方气相空间甲醇浓度最高可达到 8.9%(V/V)。查询数据得知，甲醇的燃烧极限为 7.3%~36%(V/V)。因此可以得出，15%甲醇储罐上方的气相空间达到燃烧浓度，如果遇到点火源则会发生闪爆。

3. 安全阀泄放物料能否回收套用？

问题：现有一 VDF 成品大槽，设备参数如下：

设备规格：V=40m³；

介质：VDF（1,1-二氟乙烯）；

最大物料总量：30000kg；

操作压力：1.0MPa；
操作温度：-28℃；
安全阀型号：A42Y-40P DN50；
整定压力：2.9MPa；
泄放压力：3.19MPa；
回座压力：2.465MPa；
排量系数：0.75。

VDF 属于含卤素可燃气体，按照 GB 50160 规定不能直接排入全厂性火炬系统，应尽可能回收利用。现该企业提出 VDF 回收利用方案：将安全阀排放管道接至 VDF 常压气库、经 VDF 压缩机（总处理能力 1400Nm3/h）压缩后回收套用？（安全阀 PID 图见图 6；安全阀至 VDF 压缩机管件统计见表 1）

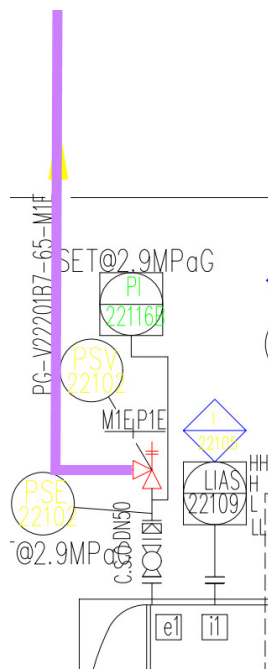


图6 VDF安全阀PID图

表 1 管件统计表

管道	弯头/三通/四通	阀门
DN125-139.7m, DN65-26m	90 度弯头 DN125-8 个, 90 度弯头 DN65-11 个, 三通 DN125-1 个, 三通 DN65-1 个	安全阀 DN50-1 个, 球阀 DN50-1 个, 球阀 DN65-1 个, 切断阀 DN65-1 个

查询《阀门产品样本（下册）》（第三版），该型号的安全阀喉径为 32mm，安全阀后泄放管道主要为 DN125。假定安全阀完全起跳，以最大能力进行泄放。安全阀后管件会对安全阀产生背压。采用 Phast 软件，计算得到安全阀的泄放速率高达 11.271kg/s，至 VDF 常

压气库的压力为 2.268bar。VDF 压缩机总处理量为 1400Nm3/h，换算为质量流量 1.03kg/s，远小于安全阀的泄放速率。假如将安全阀排放至 VDF 常压气库进行回收利用，会造成 VDF 常压气库的超压泄漏、甚至造成 VDF 压缩机的损坏。

4. 氮封常压储罐是否会超压？

问题：有一含氯废水储罐，为防止抽瘪，通有一 DN25 补氮气管线（约 3m），另一侧有一 DN150 排放管线（约 50m）。假如人员误操作导致补氮气阀门全开，储罐会不会超压？补氮气压力 0.5MPa，储罐容积 185m3。储罐 PID 图见图 7。



图7 含氯废水储罐PID图

0.5MPa 氮气进入含氯废水储罐内，储罐压力升高，同时部分氮气从排放管线排至大气，最终达到压力平衡及物料平衡。假定含氯废水储罐气相压力为 p (单位：kPaG)。采用短管模型，分别计算补气速率、排放速率。补气、排放管线管件统计表见表 2。

表2 管件统计表

补气管线	弯头/三通/四通	阀门
DN25-3m	90° 弯头 DN25-1 个	闸阀 DN25-2 个，切断阀 DN25-1 个
排放管线	弯头/三通/四通	阀门
DN150-50m	-	-

表3 不同压力下的氮气补气/排放计算表

储罐气相空间压力 p, kPaG	氮气补气压差, kPa	氮气补气速 率, kg/s	氮气排放压差, kPa	氮气排放速 率, kg/s
500	0	0	500	12.7404
400	100	0.130416	400	10.6046
300	200	0.206668	300	8.46635
200	300	0.277459	200	6.30253
100	400	0.347943	100	3.95442
50	450	0.383145	50	2.57019
20	480	0.404257	20	1.53358
10	490	0.411294	10	1.06214
5	495	0.414812	5	0.743127
2	498	0.416923	2	0.466984
1.7	498.3	0.417134	1.7	0.43026
1.6	498.4	0.417204	1.6	0.417324
1.5	498.5	0.417275	1.5	0.403985
1	499	0.417626	1	0.329497

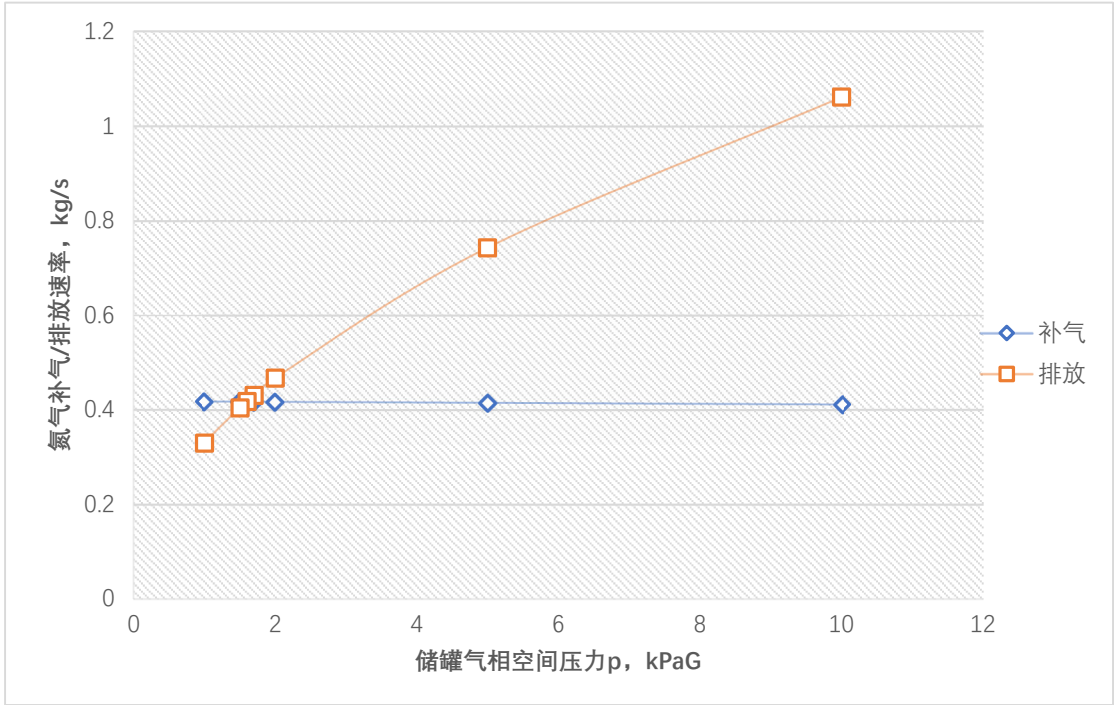


图8 储罐气相空间压力-氮气补气/排放速率

根据表 3、图 8 可以看出，当含氯废水储罐的气相空间压力为 1.6kPa 时，氮气的补气速率与排放速率基本达到平衡，即含氯废水储罐的气相空间最高可以达到 1.6kPaG，一般来说常压储罐能耐压 6.9kPa，这样的压力对常压储罐来说并不会造成超压损坏。

康安保，有效的工艺安全管理和诚信声誉，竭诚为您服务。我们向您保证：将确保您得到及时和最佳的工艺安全管理服务。



www.qdhse.com

【康安保工艺安全，是一家专业从事工艺安全及风险管理的公司，主要致力于危险与可操作性分析（HAZOP）、安全完整性等级（SIL）评估、定量风险评估（QRA）等工艺危害分析、工艺风险管理和 QHSE 咨询服务。公司拥有国内外一流的高级咨询专家，为企业提供完整的 QHSE 解决方案！目前，康安保公司分别在青岛、北京、上海、安徽铜陵和成都设有办公室。】

《2023 年康安保工艺安全文集》

提升领导者安全思维 建立成熟企业安全文化

吴怒

(康安保化工安全咨询有限公司)

摘要：企业的安全不仅关系到企业的声誉，也直接影响其长期成功。本文主要探讨如何提升领导者的安全思维，并建立成熟的企业安全文化。我们首先分析了领导者在安全思维中的重要性，探讨了成熟企业安全文化的特征，同时对比了不同安全文化阶段领导者的安全思维特点。对于提高领导者的安全思维，提出了一系列具体的策略和方法，有助于企业从领导者到基层员工，全面强化安全意识，建立成熟的企业安全文化，企业可持续发展。

关键词：领导者；安全思维；安全风险；安全文化；教练思维

一、引言

安全管理是任何组织运营的核心组成部分。近年来，随着企业安全理念的逐渐深入，安全管理逐渐成为衡量一个组织成熟度的重要标准。在这个过程中，领导者的安全思维起着至关重要的作用。本文旨在探讨领导者如何通过提升自身的安全思维，尤其是教练思维，来引领和塑造企业成熟的安全文化，从而提高组织的整体安全水平。

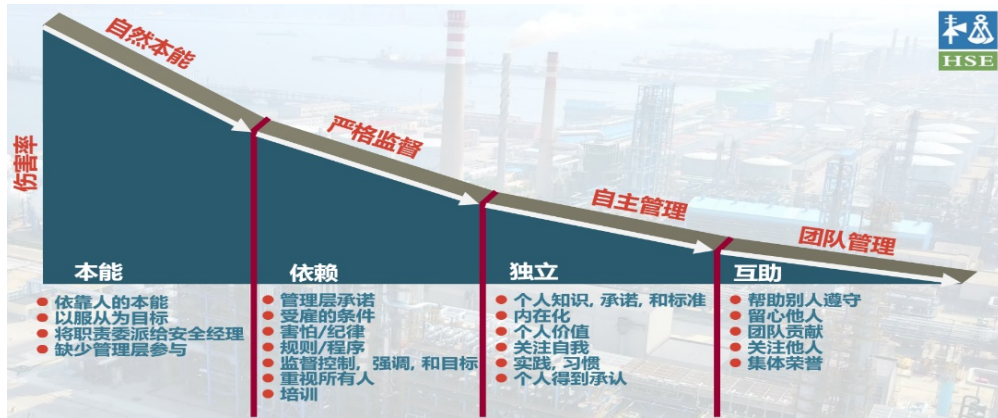
二、个人体会

作为一名长期专注安全管理工作的专业人员，我发现许多企业在安全管理发展到某一阶段时，会陷入一个瓶颈期。虽然通过各种工具和方法来从技术上、系统上提升过程安全和行为安全，但从根本上改善安全绩效仍是一大挑战。

三、安全思维与安全意识的差异

安全思维与安全意识，虽然听起来相似，但在实际应用中却大有不同。安全意识更多指个人层面上对安全重要性的认知和关注，而安全思维则是在组织层面上，领导者如何整合安全理念到决策过程中，以及如何将这种思维融入企业文化中。例如，一个具有安全思维的领导者会在制定策略时考虑长远的安全影响，而不仅仅是短期的安全措施。

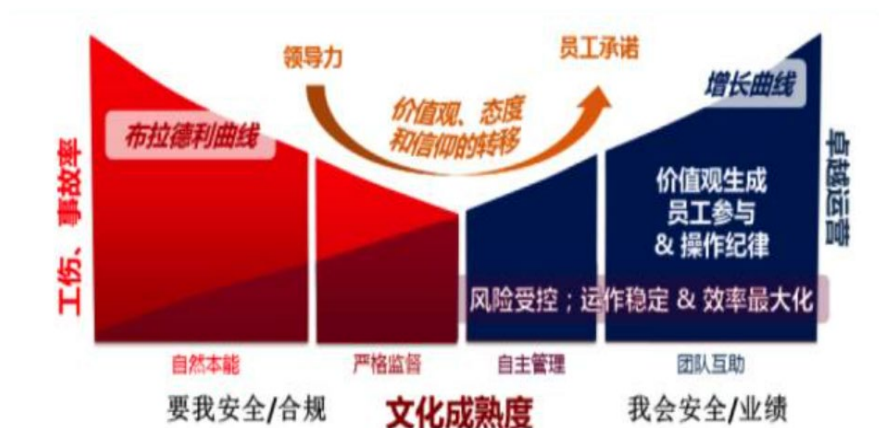
四、布莱德利曲线与企业安全发展



布莱德利曲线是理解企业安全文化发展的有力工具。该曲线将企业安全文化分为几个阶段：从本能、依赖性、到自主性和互动性。在不同的阶段，企业对安全的认识和管理方式各不相同。通过深入了解这一模型，领导者可以更好地识别自己组织的当前位置，并制定出有效的策略来提升安全文化的成熟度。

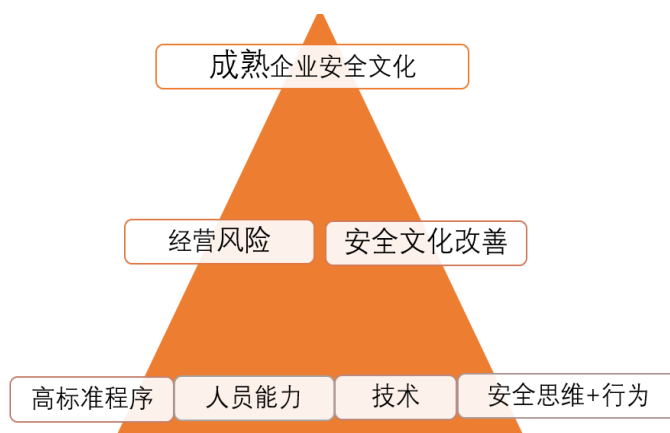
近些年来，国内的大多数企业的安全管理和绩效改进提高了许多，不论是硬件设施的本质安全，还是企业的安全管理体系，都得到了进一步的加强和改善。但如果你问一些企业领导，各自企业当下所处在布莱德利曲线的哪一个阶段？大多数人都选择在第一和第二阶段，以监督管理外部驱动为主的安全管理方式。如果你问这些领导，期望接下来可以达到哪一个阶段？大多数会选择第三和第四阶段，以自主管理和团队管理内在驱动为主的安全管理方式。

如果你问大家都做了些什么？他们可能说：我们也很苦恼，公司的硬件设备、各类安全防护、保护措施，能加的都加了，可还是有员工会走捷径，躲过层层防护，导致受伤害事故发生，难道我们的设备安全防护还不够吗？我们公司的安全管理体系，除了内部的管理体系，还有 HSE 的管理系统，还有过程安全管理、安全标准化，双预防体系，这么多的体系之下的层层审核和检查，企业安全绩效还是得不到大的提升，不出事故是运气，出了事故也不意外，难道我们的体系和审核还不够吗？就连国际知名企业也没能幸免近些年来也出现了重大安全事故，谁能说他们的安全做的不够好呢？为什么很多企业都卡在了从第二阶段向第三四阶段进程中呢？那么卡点是什么呢？也许从新布莱德利曲线中我们能发现端倪。



与老图对比，左侧的事故曲线与对应的四个阶段并没有变化，新引入的变化是：在相同的从依赖到监管，从自主到互赖的四个发展阶段，右侧引入了增长曲线，随着四个发展阶段事故发生率的逐渐降低，而运营绩效逐渐提升。另外，还可以看到上面新增加了微笑曲线：从第二阶段侧重外部监督管理，转向基于安全价值观和信念的安全领导力和工作态度行为激励。

实现成熟的企业安全文化需要四点支撑，即：

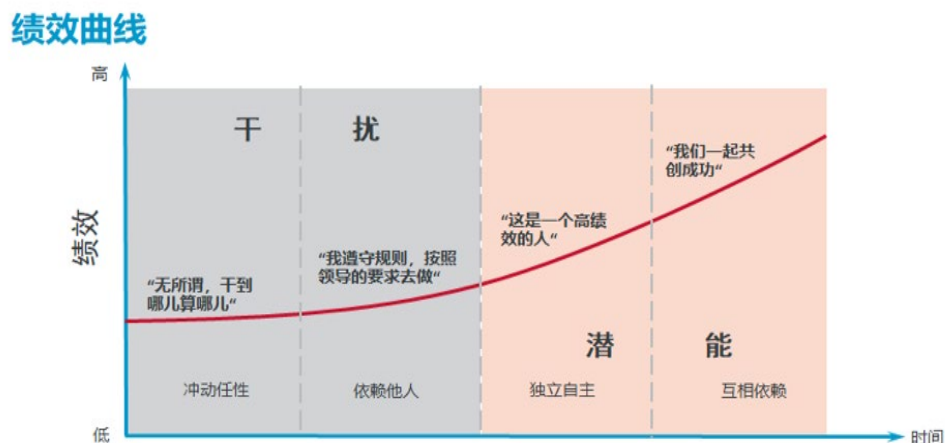


企业通过管理流程 (Managing Process)、技术模式 (Technical Model)、能力引擎 (Capabilititeis Engine)、思维/行为 (Mindsets & Behaviours)这四个方来构建更加完善的风险管理体系，减少经营风险，安全文化积极改善，建立成熟的企业安全文化，确保各项业务持续增长。

下面我们讨论一下重点，领导者安全思维对企业安全绩效提升的重要性。

五、领导者安全思维阶段的布拉德利曲线

安全文化的不同阶段与领导者的安全思维表现及行动是一一对应的，我们利用布拉德利曲线，对标绩效曲线就可以看出企业整体文化思维模式，也是个人的思维模式和特点。



冲动任性：“无所谓，干到哪儿算哪儿” 特点：自以为是的“投机者”

依赖他人：“我遵守规则，按照领导的要求去做” 特点：规范主导的“工程师&专家”

独立自主：“我是一个高绩效的人” 特点：自主导向的“成就者”

互相依赖：“我们一起共创成功” 特点：互相依赖的“共赢者”

四类思维模式下的领导者风格和影响方式：

	冲动任性	依赖他人	独立自主	互相依赖
领导的风格	随意的不一致的领导，只追求短期成功，很少关注长期的愿景和方向	命令和控制，彼此竞争，倾向指责他人	授权赋能个人实现转型，教练思维，持续学习	伙伴和支持—协作实现转型，创建一个教练文化，聚焦团队自治和共同利益
领导者的影响	领导者的行为引发混乱	领导者限制人们的潜能	领导者促使个人实现，鼓励团队合作	领导者鼓励团队合作和高度承诺

可见，企业安全文化的最大影响因素是它的领导者群体。领导者就是高绩效的守门人，他们的行为起到杠杆效应。领导者的安全思维水准和企业安全文化成正比关系，企业安全管理向独立自主管理方向挺进，需要领导者改变和提升安全思维，授权赋能个人实现转型，持续学习，鼓励团队合作。

六、领导者提升安全思维的途径

1. 对风险管理的认知

安全理念转变：“所有的事故都是可以预防的”变为“你不能消除所有的风险”。安全管理的思维由安全为导向的管理，转向由风险为导向的管理。用一句话来概况：风险降低的尽头是提升人/组织的绩效。

整合视角：领导者应将安全融入企业的整体风险管理体系中。这意味着在制定企业战略和目标时，安全成为一个关键的考量因素，而不仅仅是操作层面的事项。

平衡决策：在做出商业决策时，领导者需要考虑安全与其他因素（如成本、效率、市场竞争）的平衡。例如，在引入新技术或进入新市场时，安全评估应与商业潜力评估并重。

预测性分析：利用数据和分析工具预测和识别潜在安全风险，而不仅仅是对过去的事故进行反应。这种前瞻性思维可以帮助企业预防安全事故的发生。

2. 转化行动

示范领导：领导者的行为对员工有重要的示范作用。通过亲自参与安全培训、例会和安全巡查，领导者展现了他们对安全的承诺。

沟通和参与：定期与员工交流安全话题，鼓励他们分享安全方面的观点和建议。这种双向沟通可以增强员工的安全意识，同时也提升领导者对基层安全问题的理解。

政策和程序：确保企业的安全政策和程序得到有效执行。领导者应亲自参与重大安全政策的制定，并监督其实施情况，更重要一点，领导层不要成为打破制度的第一人。

3. 安全思维的阶段与提升

持续学习：领导者应不断学习最新的安全管理理念和实践，如通过参加行业会议、研讨会或培训课程。

文化塑造：领导者需要在企业内部积极推广安全文化。这包括树立正确的安全价值观，鼓励员工报告安全隐患，以及奖励那些对提高安全性有贡献的行为。

创新驱动：鼓励创新思维，不断探索新的安全管理方法。例如，利用先进技术来提高安全监测的精准度，或者采用新型培训方法来提升员工的安全技能。

4. 教练管理思维：

“教练就是释放人的潜能，来激发最大化他们的绩效。教练支持他们去学习远胜于教他们”。教练用提问来替代告知，因为教练相信每人都本自具足，都充满智慧，潜力和能力，用他们自己最佳的方式，来达成他们想要的成果。

面对这个日益多变，黑天鹅频出，灰犀牛满地跑的时代，领导者以我知道不知道的心态(事实也是如此)，用提问更能激发员工去思考，去探索，去创造，去解决未知的问题。领导者若是依然沿用告知的方式，用旧的经验的方法来指派和要求去解决新出现的未知问题，显得越来越无力和无果。所以说，面向未来为了更好顺应时代发展的需要和趋势，更有效的推动企业安全管理，我们的企业领导者们，迫切的需要转变思维，成为一位教练型安全领导者，

由告知转向提问。领导者需要用教练，激励和赋能等方式，更积极的参与到企业风险管理中，通过全体领导者的行为改变来推动企业的安全文化更趋向成熟。

教练思维（Coaching Mindset）对于领导层安全思维的提升具有重要作用，主要体现在以下几个方面：

促进自我反思与持续改进：教练思维鼓励领导者进行自我反思，识别和改进安全管理中的不足。通过问问题而非仅仅提供解决方案，领导者能更深入地理解问题的本质，促进解决方案的生成。

增强团队沟通与协作：通过教练式对话，领导者能更好地理解团队成员的观点和担忧，增强团队间的沟通和协作。这对于形成一个安全意识强的团队文化至关重要。

提高风险意识和预防能力：教练思维帮助领导者发展出更为敏锐的风险意识，通过引导性的问题和反思，领导者能更有效地识别潜在风险并采取预防措施。

培养责任感和主动性：教练式领导鼓励团队成员承担责任，并主动寻找改善安全状况的方法。这种主动性是提升安全文化的关键。

强化学习与创新：教练思维促进持续学习和创新，帮助领导者和团队成员不断寻找更有效的安全管理方法。

通过这些具体的策略和行动步骤，领导者可以有效地提升自己的安全思维，从而在组织中建立更为强健和成熟的安全文化。这不仅能够降低安全事故的发生概率，还能提升企业的整体业绩和竞争力。成熟企业安全文化，就是营造一个更加信任，开放，平等互赖的组织氛围，在这个组织里充分激发每一位员工的潜能，把他们的个人目标和愿景与企业的目标和愿景结合在一起，通过实现个人成就来达成组织的绩效。教练型安全领导者，就是通过积极聆听和有力提问来提升员工的安全意识和责任感，让安全回归员工自身。通过激发员工的潜能，来实现个人绩效最大化，成为主动追求个人实现的自主导向的“成就者”。

领导者安全思维提升和行动是通过教练、激励和主人翁精神等方式积极参与的结果，来推动和加强公司对降低风险的承诺。对比新旧布莱德利曲线，我们可以看到，安全管理不仅仅限于追求降低事故发生率，而是把提升企业的安全绩效也纳入进来。而且更加强调风险管理系统的完整性，不仅要重视流程的建立和完善，对安全硬件方面的持续改善，同时还要提升各级管理者的思维，提升能力，并带来行为改变。使安全的视野更开阔和多维，跳出了安全职能的单一视角，从整个组织的视角上来重新思考和定义安全未来发展的方向和价值。不仅仅是降低风险来降低安全事故，而是为了支持人与组织提升绩效，实现由第二阶段向第三阶段高质量跨越。

七、结论

企业的安全绩效是企业各类绩效最关键部分，领导层安全思维是提升安全绩效的出发点，而领导层的行动是落脚点。如果一个企业的领导层没有较高的安全思维，企业一定会陷入“思而不学、学而不思、知行不一”的困境，员工在“严格监管”的氛围内彷徨和挣扎，仿佛一个紧箍咒在心头萦绕，无法摆脱，企业的安全绩效提升完全不可控。我们现在辅导和帮助企业大部分是建立标准、如何使用方法、工具、最佳实践应用等，但如果没有领导层的安全思维加持，这些管理手段生命力会大打折扣，持续性、执行质量不能得到保障，使企业无法迈进到更优质的安全文化平台。领导层的安全思维提升可以说是一个企业战略要素，需要不断地丰富和巩固，企业的安全文化才能不断地进步，各类绩效才会更加优秀。

参考文献

[1] 《高绩效教练》第五版，作者：约翰 惠特默[英]，2019，机械工业出版社

康安保，有效的工艺安全管理和诚信声誉，竭诚为您服务。我们向您保证：将确保您得到及时和最佳的工艺安全管理服务。



www.qdhse.com

【康安保工艺安全，是一家专业从事工艺安全及风险管理的公司，主要致力于危险与可操作性分析（HAZOP）、安全完整性等级（SIL）评估、定量风险评估（QRA）等工艺危害分析、工艺风险管理和 QHSE 咨询服务。公司拥有国内外一流的高级咨询专家，为企业提供完整的 QHSE 解决方案！目前，康安保公司分别在青岛、北京、上海、安徽铜陵和成都设有办公室。】

《2023 年康安保工艺安全文集》

化工企业安全管理提升经验分享

青岛康安保化工安全咨询有限公司

摘要:

康安保公司一直致力于化工企业安全管理提升，回首这么多年下来，我们逐渐形成了我们公司辅导化工企业“安全与可持续发展”管理提升的思路。这里主要分享了安全目标、安全专业分委会、企业全面系统的危险源辨识（HAZID）和 PSM 关键安全屏障几个方面，供大家参考。

关键词：安全管理提升；安全目标；安全分委会、危险源辨识

康安保化工安全咨询有限公司是专业从事工艺安全及风险管理的公司，是中国化学品安全协会和荷兰 CGE 公司的战略合作单位，主要致力于化工、石油企业过程安全咨询服务，包括工艺风险管理和过程安全管理体系，并为企业提供过程安全整体解决方案。

康安保公司一直致力于化工企业安全管理提升，回首这么多年下来，我们从最初对企业安环部的辅导，到对技术中心、生产部门的工艺危害分析，到人力资源、综合管理部、发展部、工会和党办等部门的安全辅导，逐渐形成了我们公司辅导化工企业“安全与可持续发展”管理提升的思路。以下分享几个我们在辅导企业安全管理提升过程中的经验，不足支出，还望大家见谅。

1.安全目标是服务于各个业务目标实现的

我们去企业辅导的时候经常听到安全管理人员说“安全第一”。安全第一来源于“Safety First”，站在企业安全管理人员、安全经理的角度来说，理解为安全第一是没错的，毕竟你的本职工作就是安全管理。但是如果我们“焦距”拉长到生产部经理、技术部经理、人力资源部经理……，最后“聚焦”到公司总经理、董事长身上，“角色”的切换可以让我们从不同的角度来理解安全。



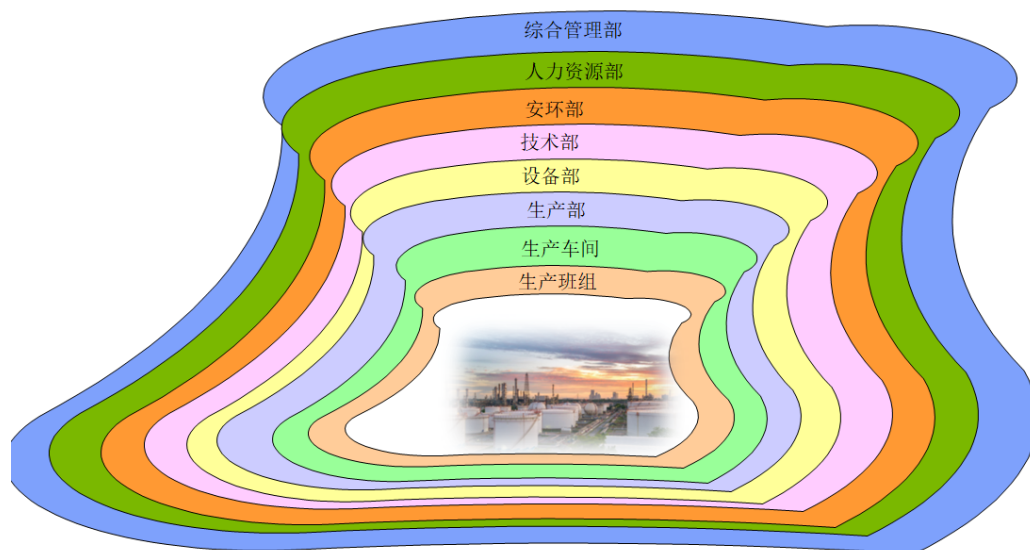
总经理面临的挑战...

“董事会要求我对工厂的业务进行整顿，降本增效，安全无事故！”

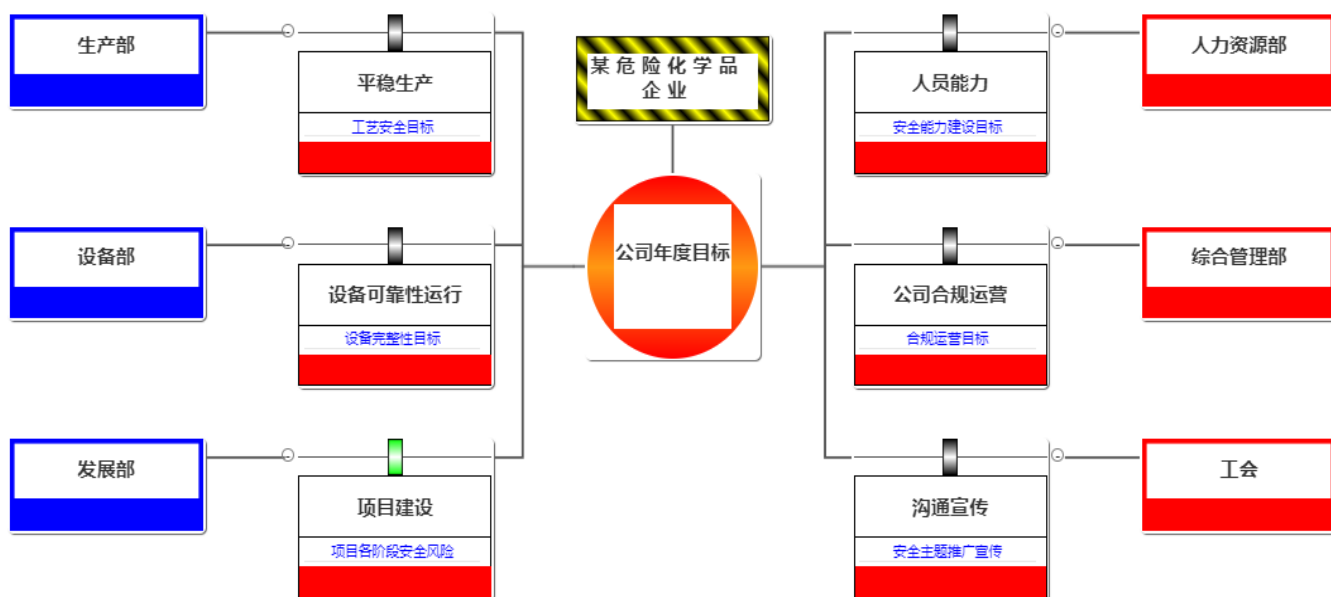


就以企业总经理为例，对于总经理来说安全固然非常重要，但为了企业可持续运行，公司总经理还需要关注企业利润、业务增长、合规等不同方面的风险。但是安全是企业其它一切发展的前提或基础，毕竟发生一次大的安全事故，大到企业存亡，小到企业总经理、部门经理到员工都会受到影响。安全是服务于生产的，如果脱离生产谈安全没有意义，企业不生产“最”安全。

说了这么多，那如何把安全是前提落实在企业生产过程的各个业务部门去？

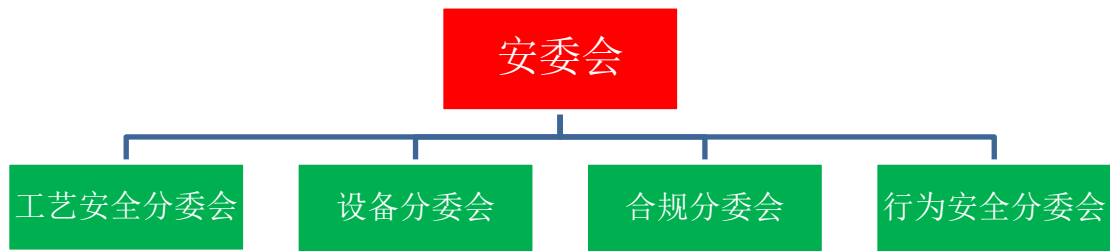


推荐的做法是将安全目标溶于企业年度发展的目标中去，渗透到企业各个业务部门的年度业务目标中去，毕竟安全是保证各个业务目标实现的前提。



在业务目标制定的过程中，切记将公司的安全目标进行简单的数值分解到各个部门中去。

2 安委会设置下属专业分委会



企业应按照“管业务必须管安全”的原则，在安全生产委员会框架下，设立生产、工艺、设备、仪表、电气、工程等专业安全分委员会，负责研究解决生产、技术、设备、仪表、电气、工程等专业领域的安全重大议题。分委员会主任由企业相应业务分管领导担任，办公室设在相应专业（职能）部门

序号	基本工作要求	工作成果	汇报对象	会议议程	会议准则	设备分委会工作
1	建立分委会章程	会议行动表	公司安委会 (备注：汇报内容包括工作目标、工作绩效指标、工作计划进展、需协调问题和下一步行动计划)	安全经验分享	按周期开会	推进和更新设备风险分析（SCL等）
2	根据公司安全目标制定分委会年度工作目标	会议纪要		分委会章程讨论（首次会议）	未参加会议人员提前请假	基于设备完好性的设备预维护
3	分委会绩效指标	会议签到		上次行动追踪	会议时间把握，高效会议，按时完成	完善设备全生命周期的管理标准
4	分委会工作计划	会议影像资料		绩效目标完成情况		特种设备管理
5	分委会会议周期/会议准则			工作计划进展介绍		安全仪表管理
6	分委会会议议程			工作中的问题（协调解决）		承包商管理
7	会议行动追踪			最佳实践		
				主题讨论		
				临时议题		

分委会的设置主要是为了解决一个管理程序（或要素）需要多部门配合共同实施，由于大家都是“平级”部门就存在协调难、配合难等难题，那么专业分委会就可以关注具体安全管理要素，特别是需要多部门协作共同完成的要素，以分委员会运行的方式能够动态监控要素运行，并解决要素运行中可能存在的部门之间沟通不畅的问题。例如工艺安全信息要素属于技术部负责，但是在具体要素运行过程中，还需要生产部、设备部、安全环等部门对其相关资料的收集，为了解决企业运行过程中各个“平级”部门难配合的现象，就可以通过工艺安全分委会运行进行协调解决。



3 企业全面系统的危险源辨识（HAZID）与安全管理

瑞士奶酪模型



目前，很多企业可能很重视安全管理，但是对一个化工企业导致存在多少种危险源并不清楚，安全管理基本上还是基于过去的经验或者行业同行的做法。安全上常说“无知者无畏”和“有的放矢”，很多时候我们的企业管理并不是不重视安全，而是没有清楚的辨识公司存在的危险源（HAZARD）从而导致“无知者无畏”的，如何系统全面的辨识出危化品企业存在的“危险源”，使我们的安全管理做到“有的放矢”就显得尤为重要。

序号	引导词	序号	引导词
1	易燃或可燃碳氢化合物	15	电磁辐射
2	其他的易燃或可燃物质	16	放射性物质
3	氧化剂和有机过氧化物	17	窒息危险
4	爆炸品	18	有毒气体
5	压力危险	19	有毒液体
6	势能危险	20	有毒固体
7	动能危险	21	腐蚀性物质
8	自然灾害	22	生物危害
9	高温热表面	23	人机工程危害
10	高温液体	24	心理危害
11	低温热表面	25	安保
12	低温液体	26	自然资源的消耗
13	明火危险	27	职业禁忌
14	电危险		

HAZID 方法是一种针对危险化学品企业系统的危险源辨识方法。危险源是指可能导致伤害或疾病、财产损失、对产品或环境造成破坏、降低生产能力或产生不利情况/负债等情况的能量“意外”释放的根源或状态，如易燃易爆的化学品、高处作业、转动的机械、行驶的车辆、吊装作业、自然灾害、电、电磁辐射、

生物危害等都是危险化学品企业常见的危险源。

	危险名称Hazard Name	装置Installation	单元Unit	位置Area	危险有害因素Threats	顶上事件Top Event	后果Consequence	Initial Risk初始风险				危险控制措施Measures			负责人ActionParty
								P	A	E	R	工程控制措施	管理控制措施	个体防护措施	
H-01	易燃或可燃碳氢化合物														
H-01.02	丙二酸二乙酯	综合管理部（公共区域）	仓库	甲类1号仓库	操作失误、存放不规范	泄漏	火灾、爆炸	G4	G3	G1	G3	*****			李**
		PVDF装置	聚合车间	聚合一楼库房	误操作	泄漏	火灾、爆炸、中毒	G4	G3	G1	G3				张**
		橡胶装置	聚合	聚合二楼药剂室	搬运破损、加药时洒落	泄漏	火灾、爆炸	E2	E2						迟**
H-01.03	乙醇	研发中心	质检	质检楼	误操作、防护失效	泄漏、火灾	人身伤害	G1	G2						祝**
H-02	其他的易燃或可燃物质														
H-03	氧化剂和有机过氧化物														
H-04	爆炸品														
H-05	压力危险														
H-06	势能危险														
	动能危险														
H-08	自然灾害														
H-09	高温热表面														
H-10	高温液体														
H-11	低温热表面														
H-12	低温液体														
H-13	明火危险														
H-14	电危险														
H-15	电磁辐射														

企业安全管理，需要将公司存在的全部危险源系统的辨识出来，登记在册。需要注意的是，在 HAZID 辨识过程中，很多危险源的管理并不是企业安环部门管理的，如高压电、电磁辐射、放射性物质、班车、食堂食品安全、人字梯使用、手动和电动葫芦使用、人工搬运物品等，但是作为一个运行的企业来说，这些危险源都会导致事故的发生，都是必须要有人管理的。

所以，系统全面的辨识出公司存在的“危险源”对一个企业的安全管理来说至关重要。

4 PSM 关键安全屏障与绩效管理

我们将企业的设备设施分为生产设施和安全设施两大类。生产设施是对企业生产出产品起作用的设施，如反应器、分离塔、机泵、压缩机等；安全设施的特点是正常生产过程中，安全屏障是不活动的，处于“休眠”状态，如报警、联锁、安全阀、消防设施、应急设施等。由于安全设施对企业正常生产不起作用，这就导致了很多人，特别是企业的领导人，一谈起安全第一反应就是花钱。



安全阀



消防设施

生产设施由于在企业生产运行过程中一直起作用，一旦失效，操作人员马上就会知道。但是安全设施只有在事故发生的情况下才会动作，因此安全屏障的失效处在隐藏状态，操作人员是很难发现的，那就存在着在事故发生时安全屏障失效的可能性，但我们还必须要保证安全设施在紧急情况发生时的安全屏障能够正常发挥作用才从避免事故的发生。所以，对于企业管理来说，安全设施的管理难度要高于生产设施的管理难度。

PSM 关键屏障是在屏障分析的基础上，针对企业运行过程中的关键安全屏障，从适合屏障的法规和制度要求、关键程度、负责岗位、绩效标准及关键管理活动等方面的管理。

液氯储罐设有安全阀
(入口带爆破片) 1P
SV5503A~H、1PS
V5504A~H (1.5M
Pa)

设备工程师
中等关键
安全阀安全技术监察规程 (T
SG-ZF001-2006) ,安全阀
与爆破片安全装置的组合(GB
T 38599-2020)
安全设施 (装置) 管理实施
细则

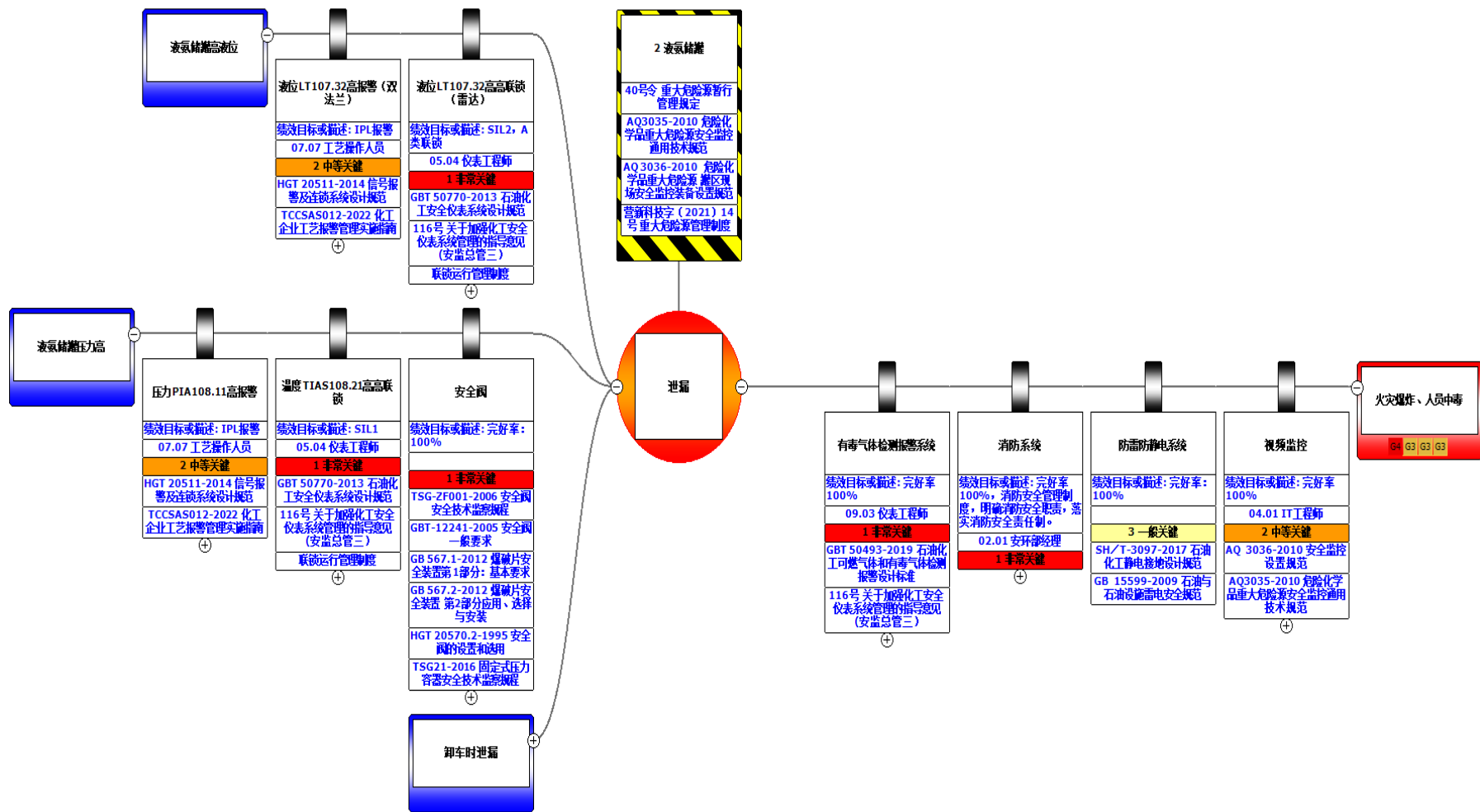
HSE

公司业务管理 数据库 风险分析 工艺安全管理 双控预防

PSM关键设施台账列表

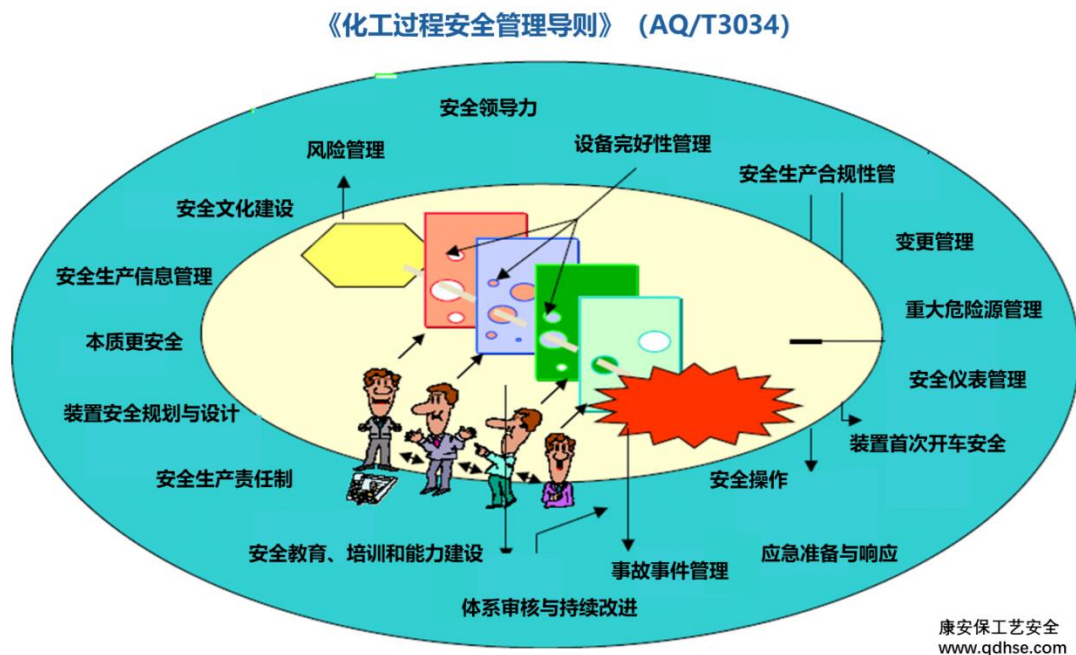
名称	设施位号	装置名称	检验周期	完成度	目前状态	关联场景	操作
液氯储罐安全阀	1PSV5503A、5504A	一期电解装置	1次/年	38.10%	绿色	危险场景	查看详情 修改 删除 新增

序号	屏障特性	绩效标准	管理活动	频次	效力	负责岗位	关键程度	验证方式
1	功能性	当储罐压力高时，进行紧急泄压；安全阀压力等级 1.5MPa；进口/出口尺寸：DN100/DN150；气体流量：6791Kg/h；设计工况：火灾FIRE；	定期校验	1次/年	标准	特种设备主管	非常关键	校验记录
2	完整性（可靠性和可用性）	为了防止安全阀腐蚀，在上游串联爆破片：规格尺寸：DN100/DN150；设计压力：1.5MPa；型式：正拱带槽型；	爆破片例行检查 (检查爆破片装置与安全阀之间的压力指示装置，确认爆破片装置、安全阀是否泄漏；) 爆破片外表面有无损伤和腐蚀情况 是否有明显变形 有无异物黏附 有无泄漏等	1次/月	好	设备工程师	一般关键	安全附件月度检查记录表
3		安全阀外观完好，静密封点完好无泄漏；	安全阀例行检查：安全阀外表无腐蚀情况，防腐涂层完好；安全阀使用单位需要经常检查安全阀的密封性能及其与管路连接处的密封性能；安全阀有无泄漏	1次/月	标准	设备工程师	一般关键	安全附件月度检查记录表
4		安全阀前手阀全开且打铅封正常；	安全阀例行检查：安全阀进口前和出口后的截断阀铅封是否完好并且处于正常开启位置	1次/月	标准	设备工程师	一般关键	安全附件月度检查记录表



5 小结

以上分享了我们康安保在企业安全管理提升辅导过程中的几条经验,或许有不足或不当的地方还望大家多指正。通过这几年的辅导过程,我们的感触是安全是为企业发展运行服务的。尽管我们有安全管理部门可以引领企业的安全工作,但也可能局限了我们安全管理的思维。我们要具有“大安全”的思维来管理安全,保证企业的可持续化发展。



康安保，有效的工艺安全管理和诚信声誉，竭诚为您服务。我们向您保证：将确保您得到及时和最佳的工艺安全管理服务。



www.qdhse.com

【康安保工艺安全，是一家专业从事工艺安全及风险管理的公司，主要致力于危险与可操作性分析（HAZOP）、安全完整性等级（SIL）评估、定量风险评估（QRA）等工艺危害分析、工艺风险管理和 QHSE 咨询服务。公司拥有国内外一流的高级咨询专家，为企业提供完整的 QHSE 解决方案！】

安全是我们的信仰

《2023 年康安保工艺安全文集》

基于 HAZOP 分析的工艺报警管理

孙景军

(青岛康安保化工安全咨询有限公司)

摘要：本文详细阐述了康安保公司如何基于 HAZOP 分析开展工艺报警管理：首先使用 HAZOP 分析工具识别出工艺流程上存在的风险，完善工程技术防护措施。其次对识别出的关键报警进行梳理，提高报警的有效性，并制定具体响应措施，利用康安保报警管理软件对操作人员进行异常工况的响应指导。

关键词：HAZOP 分析；报警管理。

引言

对于化工生产装置，在经过完善设计的前提下，我们认为正常操作参数范围内，生产过程是安全的，所有危险都来自于异常工况（超出正常操作参数范围），因此只要做好异常工况管理，从预防措施、控制措施、减缓措施等方面采取有效的防护，即可阻止危险的发生。根据洋葱模型，关键工艺报警+人员响应是装置出现异常工况的第一道保护屏障，如果该屏障失效，接下来可能会触发安全仪表停车系统或物理泄放设施，导致装置停车或物理泄放，甚至可能导致事故的发生。

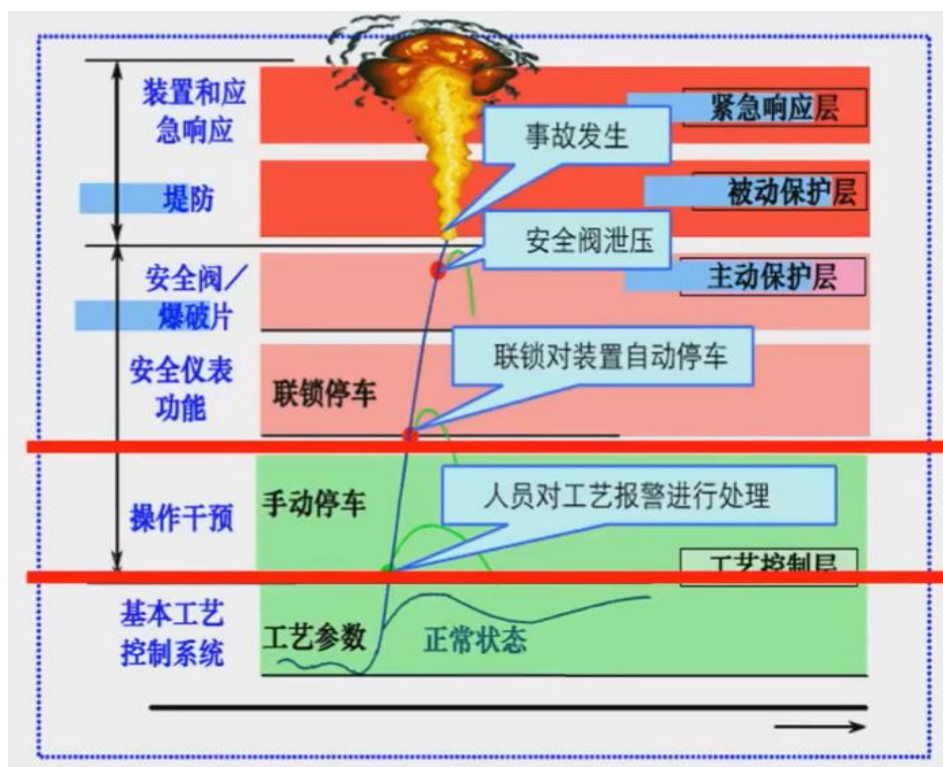


图 1 典型的安全仪表系统的组成

近些年来,工艺安全逐渐在国内化工行业被重视起来,对于工艺报警管理国内也推出了相应的标准规范,而国内大多数企业对于报警管理仍不够重视,DCS 系统存在报警设置不合理、报警泛滥等问题,操作规程中对于报警后的人员响应操作指导更为不健全。因此,本文阐述了化工行业工艺报警的管理要求,和在役装置的报警优化思路,结合工艺危害分析结果,进行报警管理优化,以保证操作人员第一时间有效获取报警信息,并迅速做出正确处置,防止系统停车或事故的发生。

1 工艺危害分析

化工行业最常用的工艺危害分析工具是 HAZOP (Hazard and operability analysis——危险与可操作性分析),HAZOP 是英国帝国化学工业公司(ICI)最早开发的一个风险分析工具,二十世纪六十年代随着流程工业逐步大型化,越来越多的有毒和易燃化学品的使用,使得事故的规模变越来越难以承受。先前人们那种从事故中汲取经验教训的方法开始变得难以接受。人们根据多年的经验总结了一组偏差,概括了化工生产过程中可能发生的大多数异常工况,然后组织工艺、仪表、电气、设备、安全等各专业人员成立 HAZOP 分析小组,根据这组偏差引导大家开展头脑风暴,分析可能导致这些偏差发生的原因(例如仪表故障、设备故障、操作失误等),并提前预想可能带来的危害,以采取足够的应对措施。而后又根据异常工况发生的可能性和后果严重程度引入了风险矩阵,对危险场景进行风险评级,根据不同的风险等级采取不同的控制措施。HAZOP 中常见的控制措施(IPL——独立保护层)有:本质安全设计、基本工艺控制、报警+人员响应、安全仪表功能、安全阀/爆破片、呼吸阀、双止回阀、防爆门等。

HAZOP 是目前国际上应用最普遍的风险分析工具,也是识别化工生产过程中的工艺风险最有效的工具。然而,即使开展了 HAZOP 分析,并且采取了足够多的控制措施,也不能完全避免工艺安全事故的发生。例如 1983 年印度博帕尔甲基异氰酸酯泄漏事故,因为管线手阀内漏导致工艺水漏入 MIC 储罐中,工艺水与 MIC 发生剧烈放热反应,MIC 储罐超温超压,安全阀起跳,剧毒的 MIC 排放至大气中,造成 2.5 万人死亡,20 万人致残。事故发生时,温度、压力报警失效,操作人员未能及时发现异常,MIC 储罐冷却系统缺少冷却剂一直未投用,尾气洗涤系统处理能力不足,火炬系统正在维修,应急喷淋水喷射高度不够。现有的保护措施层层失效,最终导致事故发生。因此,要想做好异常工况管理,除了进行 HAZOP

分析，设置足够的工程保护措施外，还需要保证这些措施有效运行，本文主要对如何有效的开展报警管理进行阐述。

2 报警管理

2.1 关键报警

根据 GBT32857-2016《保护层分析(LOPA)应用指南》，HAZOP 和 LOPA 分析中使用报警做为 IPL（独立保护层）时，必须满足以下条件：

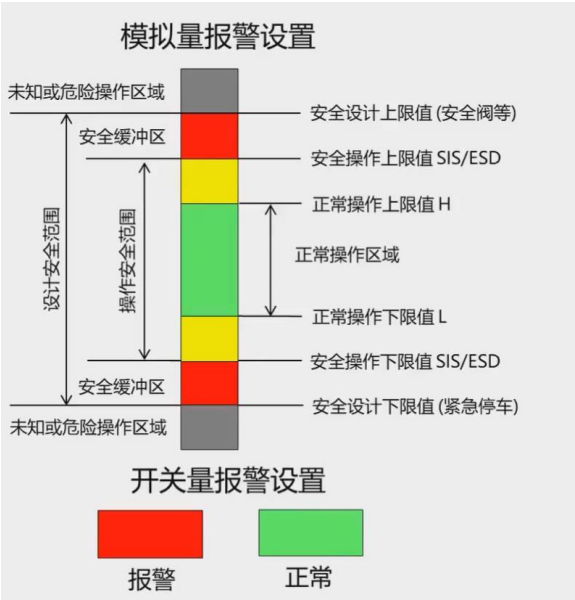
- 1)操作人员应能够得到采取行动的指示或报警；
- 2)操作人员应训练有素，能够完成特定报警所要求的操作任务；
- 3)任务应具有单一性和可操作性，不宜要求操作人员执行 IPL 要求的行动同时执行其他任务；
- 4)操作人员应有足够的响应时间；
- 5)报警的响应措施应当在操作规程中描述清楚，并对操作人员进行培训
- 6)操作人员身体条件合适等。

HAZOP 和 LOPA 分析中做为 IPL 的报警，是对装置安全起关键作用的保护措施，应当做为关键报警进行管理。要保证这些报警的有效性，需要开展全生命周期的报警管理。

2.2 全生命周期的报警管理

2.2.1 企业报警系统通常面临的问题：

- 1)过多的报警
- 2)无效报警
- 3)报警阈值设置不当
- 4)滋扰报警
- 5)驻留报警
- 6)陈旧报警
- 7)报警泛滥
- 8)无预案报警
- 9)报警优先级设置不对



10)随意屏蔽和变更报警

要解决以上问题，需要进行报警梳理及全生命周期报警管理，根据 ANSI/ISA182 规范定义的报警管理生命周期活动包含 10 个步骤，包括：

2.2.1 报警辨识

报警辨识是对可能设置的报警和报警变更进行定义的阶段，通过报警辨识确定要设置的报警作为报警归档和合理化分析的输入信息，报警设置识别途径：

- 1)工艺设计数据
- 2)工程标准规范安全控制要求
- 3)P&ID 审核
- 3)工艺危害 PHA 和 LOPA 分析报告
- 5) 操作规程审核
- 6) 事故调查报告
- 7)关键设备可靠性管理
- 8)质量管理审核
- 9)控制系统硬件完整性

2.2.2 报警合理化分析和归档

报警归档和合理化分析是定义报警和报警优先级的主要方法：

1)在报警辨识的基础上，对所有产生报警的位号点都应经合理化分析确定，在报警合理化分析过程中，所有控制系统的报警点都应逐个分析

- 2)确定每个报警的类型、设定值、优先级和分类
- 3)报警后的行动和不响应后果的分析
- 4)可能需要对某些报警进行逻辑配置(状态报警)
- 5)编制装置报警文档清单

有效报警三个原则:目的、响应、充足的时间

图 1 报警信息梳理

2.2.3 报警系统设计

报警设计原则：

- 1)报警要涵盖所有的重要工况的异常情况
- 2)符合相关工程标准和规范

- 3)每一个报警都有相应的响应
- 4)能给操作员一定的操作指引
- 5)能给操作员充足的时间响应报警
- 6)设计一个主报警监控系统

详细设计包括三方面:

- 1)基本报警设置:包括报警类型、设定值、死区和延时设置
- 2)人机接口设置:包括画面显示和报警汇总画面
- 3)先进报警功能 AAS 设计:包括报警统计、变更管理、抑制和屏蔽功能

2.2.4 报警系统运行与维护

1)把不同工艺单元的报警组态在不同的操作区域,使相关操作区域操作员只能接受本区域的报警。

- 2)对报警设定值重新评估设定-操作员有足够时间处理报警
- 3)调整和优化报警值的死区-0.5~3%之间
- 4)删除重复的报警功能-如 PID 控制器的重复报警
- 5)删除没有任何工艺异常情况时发生的报警
- 6)删除那些发生报警而操作员没有任何响应的报警
- 7)修改/扩大仪表量程,消除超量程报警。
- 8)及时处理仪表故障消除 DCSIOBAD 报警。
- 9)优化 PID 参数,调整工艺操作消除控制回路波动报警。
- 10)严格管控报警屏蔽和变更管理

2.3 报警响应辅助

报警梳理并设计完成以后,可以将这些重要信息输入到第三方软件中,使用第三方软件对操作人员进行报警响应辅助提示,报警后操作人员可以点击查看引起报警的故障原因、报警可能带来的后果、以及针对故障原因如何进行处置响应操作等相关信息,帮助操作人员在第一时间采取有效响应动作。

3 在役装置报警优化思路

3.1 收集资料

收集报警管理所需的资料,包括不限于报警清单、PID 图纸、HAZOP/LOPA 分析报告、报警台账、操作规程、近期 DCS 报警及处置记录等。

3.2 报警梳理

3.2.1 建立报警台账

对 DCS 上的所有工艺报警进行统计，建立完整的报警清单。HAZOP 分析中做为独立保护层的报警均为关键报警，进行统计汇总，建立关键报警台账。

项目名称：气化装置											
S#	SAFEGUARDS控制措施	措施类别	NODE No.节点号	DEVIATION偏差	POSSIBLE CAUSES可能原因	C#	CONSEQUENCES后果	Initial Risk初始风险			
								P	A	E	R
1	1#汽包压力高报警PI10912 (1.65MPa)	报警	NODE06	过高压力	1#汽包压力控制故障导致PV10903关小或关闭	1	1#汽包压力升高，可能超压损坏，蒸汽泄漏，人员烫伤。	G3	G1		G3
2	汽提塔填料层压差高报警 PDIA10910	报警	NODE08	过低流量	汽提塔底泵P10904A/B故障	1	汽提塔外送中断，液位升高甚至满塔，溢流至8#气液分离器，进而导致系统满液，压力升高，可能超压损坏，无明显安全后果。		G2		
			NODE08	过高液位	汽提塔液位控制故障导致LV10916关小或关闭	1	汽提塔液位升高甚至满塔，溢流至8#气液分离器，进而导致系统满液，压力升高，可能超压损坏，无明显安全后果。		G2		
3	1#汽包液位低报警UCA10908/9	报警	NODE06	无/过低液位	1#汽包液位控制故障导致LV10908关小或关闭	1	1#汽包液位下降甚至无液位，长时间导致1#低压蒸汽发生器E10902干锅，如果再次进水，锅炉水迅速汽化，可能导致汽包和E10902超压损坏，蒸汽泄漏，人员烫伤。	G3	G1		G3
4	煤浆給料流量低报警FIA10701A1	报警	NODE02	过低流量	煤浆进料阀XV10701A1故障关闭	1	气化炉正常生产时四个烧嘴对喷，若其中一支烧嘴煤浆进料阀故障关闭，会导致对面烧嘴喷射火焰直接冲刷灼烧炉壁，可能烧坏炉砖，甚至烧穿炉壁，造成喷射火。		G5		
						2	气化炉正常生产时四个烧嘴对喷，若其中一支烧嘴煤浆进料阀故障关闭，会导致对面烧嘴喷射火焰直接冲刷灼烧该烧嘴，导致冷却水盘管烧穿，6.3MPa，1250℃合成气窜入冷却水管线（设计压力5.0/2.0MPa），导致冷却水管线超压损坏，合成气泄漏至现场，可能发生火灾爆炸，人员伤亡。	G4	G3	G3	G4
					煤浆进料阀XV10726A1故障关闭	1	气化炉正常生产时四个烧嘴对喷，若其中一支烧嘴煤浆进料阀故障关闭，会导致对面烧嘴喷射火焰直接冲刷灼烧炉壁，可能烧坏炉砖，甚至烧穿炉壁，造成喷射火。		G5		
						2	气化炉正常生产时四个烧嘴对喷，若其中一支烧嘴煤浆进料阀故障关闭，会导致对面烧嘴喷射火焰直接冲刷灼烧该烧嘴，导致冷却水盘管烧穿，6.3MPa，1250℃合成气窜入冷却水管线（设计压力5.0/2.0MPa），导致冷却水管线超压损坏，合成气泄漏至现场，可能发生火灾爆炸，人员伤亡。	G4	G3	G3	G4
5	煤浆槽液位高报警LIA10701A/LIA10702A	报警	NODE02	过高流量	煤浆槽进料量增大	1	煤浆槽液位升高甚至满槽，煤浆溢流至现场地沟，无严重安全影响。			G1	
6	4#气液分离器液位高报警UCA10904	报警	NODE06	过低流量	工艺热冷凝液泵P10901A/B故障	1	3#分离器液位升高甚至满液位，造成合成气大量带液，进入低温甲醇洗单元后造成设备及管道内结冰，影响装置运行，无明显安全后果。		G1		
			NODE06	过高液位	3#气液分离器液位控制故障导致LV10903-1/2关小或关闭	1	3#分离器液位升高甚至满液位，造成合成气大量带液，进入低温甲醇洗单元后造成设备及管道内结冰，影响装置运行，无明显安全后果。		G1		

图 2 HAZOP 关键报警汇总

报警一览表（2024-01-22）						
单元	名称	位号	报警头	报警值	单位	备注
气化装置	出烧嘴冷却水温度高报警	TIA10709B1	H	55	℃	
气化装置	进料轴承温度高报警	TIA10601B2	H	60	℃	
气化装置	出料轴承温度高报警	TIA10601C5	H	60	℃	
气化装置	煤浆槽液位低报警	LIA10701B	L	4500	mm	
气化装置	有毒气体检测高报警	GI-10914	H	16	ppm	
气化装置	进烧嘴氧气流量低报警	FICA10704A3	L	6762	m3/h	
气化装置	高压氮气压缩机出口压力低报警	PIA10706	L	11	MPa	
气化装置	出烧嘴冷却水流量高报警	FIA10715A3	H	15	m3/h	
气化装置	有毒气体检测 H2S高报警	GI11521	H	6.5	ppm	
气化装置	进烧嘴冷却水压力高报警	PIA10720	H	2.8	MPa	
气化装置	进烧嘴冷却水流量高报警	FIA10713C4	H	15	m3/h	

图 3 DCS 报警清单

3.2.2 报警分析与审定

- 与装置技术人员（工艺）逐一讨论每个报警的报警类型、产生的原因、报警未响应的后果，明确报警响应时间及响应处置动作。
- 每个报警的原因，给人的响应时间是不同的，该时间为从报警开始至风险场景后果发生的时间间隔。逐一讨论每个原因下人的响应时间是多少，选取一个时间最短的作为该报警的响应时间。

- 3) 针对每个故障原因,明确相应的响应动作,人员的响应动作写的要具体,要符合规范标准,要具有可操作性。如:将甲醇进料调节阀 FV1101 改为手动控制并关小。
- 响应动作中有先后的顺序的,注意先后顺序。

响应指南 (2024-01-22)										
基本属性										
装置/单元		名称		位号		报警来源		区域	P&ID#	报警类别
甲醇装置		预塔塔顶气相出口压力高报警		PI12104B		HAZOP同步			0826-5-721-PS08-01/02/03	安全
报警类型	单位	工艺设定值		报警值		报警下限		报警上限	量程下限	量程上限
H	6			35						
备注										
响应指南										
报警优先级		紧急报警	最小响应时间 (分钟)		300			报警状态		
序号	报警原因	HAZOP后果			P	A	E	R	其他自动响应	人员响应动作
1	控制回路故障导致预精馏塔再沸器E12101A冷凝液调节阀FV12110开大	(1)、预精馏塔T12101温度升高, 压力升高, 最高可以到135℃甲醇饱和蒸汽压0.85MPa, 超过预精馏塔设计压力0.3MPa, 可能会造成火灾爆炸, 人员伤亡			G4	G3	G2	G3	(1)、预精馏塔T12101设有压力控制回路PI12104打开调节阀PV12104(2)、预精馏塔T12101设有安全阀PSV12101 (0.3MPa)	1.将预精馏塔再沸器E12101A冷凝液调节阀FV12110改为手动控制, 并关小
2	预精馏塔回流泵P12102A/B故障停	(1)、预精馏塔回流槽V12109液位升高, 导致回流罐满罐, 预精馏塔回流中断, 导致预精馏塔温度升高, 压力升高, 可能会超压泄漏, 火灾爆炸, 人员伤亡			G4	G3	G2	G3	(1)、预精馏塔T12101设有安全阀PSV12101 (0.3MPa) (2)、预精馏塔T12101设有压力控制回路PI12104打开调节阀PV12104	1.将预精馏塔再沸器E12101A冷凝液调节阀FV12110改为手动控制, 并关小 2.将回流调节阀LV12108切至手动, 保留小开度 3.启动预精馏塔回流泵P12102AB备用泵
3	预精馏塔回流泵出口控制回路故障导致调节阀LV12108关小或关闭	(1)、预精馏塔回流槽V12109液位升高, 导致回流罐满罐, 预精馏塔回流中断, 导致预精馏塔温度升高, 压力升高, 可能会超压泄漏, 火灾爆炸, 人员伤亡			G4	G3	G2	G3	(1)、预精馏塔T12101设有安全阀PSV12101 (0.3MPa) (2)、预精馏塔T12101设有压力控制回路PI12104打开调节阀PV12104	1.将预精馏塔再沸器E12101A冷凝液调节阀FV12110改为手动控制, 并关小 2.将回流调节阀LV12108改为手动控制, 并开大 3.如果调节阀LV12108无法开启, 打开调节阀LV12108旁路手阀
4	控制回路故障导致不凝气洗涤器T12105顶部压力调节阀PV12104关小或关闭	(1)、预精馏塔T12101温度升高, 压力升高, 最高可以到150℃蒸汽饱和和蒸汽压1.28MPa, 预精馏塔超压泄漏, 造成火灾爆炸, 人员伤亡			G4	G3	G2	G3	(1)、预精馏塔T12101设有安全阀PSV12101 (0.3MPa)	1.将不凝气洗涤器T12105顶部压力调节阀PV12104B改为手动控制, 并开大
其他属性										
报警属性名称		报警属性描述			报警属性备注				备注	

图 4 报警信息

- 4) 根据该报警的响应时间和未响应造成的最严重后果,结合报警分级的矩阵,确定该报警的优先级,根据不同的优先级,设定不同的报警声和报警色,当某一系统多个参数波动时,优先显示优先级高的报警。

类别	后果严重性	A	B	C	D
报警后人员不响应的后果	安全后果 (S)	急救处理, 医疗处理, 但不需住院; 短时间身体不适	工作受限; 1~2人轻伤	3人以上轻伤; 1~2人重伤 (包括急性工业中毒, 下同); 职业相关疾病; 部分失踪	1~2人死亡或丧失劳动能力; 3~9人重伤
	环境后果 (E)	一次事故直接经济损失在5万元以下	企业界区外轻微污染; 释放少量的有毒有害污染物质; 1周到半年内可恢复	企业界区内中等污染; 释放中量的有毒有害污染物质; 半年以上可恢复	企业界区外中等污染; 释放中量的有毒有害污染物质; 半年以上可恢复
	财产损失 (A)	系统内部防护范围内泄漏, 不造成污染或浪费	直接经济损失10万元及以上, 100万元以下; 1套装置停车	直接经济损失100万元及以上, 1000万元以下; 2套以上装置停车	直接经济损失1000万元及以上; 2套以上装置停车
人员响应的准备程度	尽快行动 (> 30min) (S)	P4	P4	P4	P3
	尽快行动 (15~30min) (S)	P4	P3	P3	P2
	迅速行动 (5~15min) (P)	P3	P3	P2	P1
	立即行动 (< 5min) (I)	P3	P2	P1	P1

图 5 报警优先级判定标准

梳理过程中要注意报警优先级的比例分配。一般来讲, 紧急报警、重要报警、一般报警的占比分别为 5%、15%、80%左右。对于不准许对仪表或系统诊断报警进行优先级分级的报警系统, 可以将这些报警排除在优先级分布计算之外, 以避免得到曲解的分布。

报警一览表信息

项目名称	节点号	名称	位号	报警类型	报警值	单位	报警类别	报警优先级
1276 甲醇装置	10	汽提塔T12104设有液位低报警	LI12115	L	600	mm	工艺	一般报警
1277 甲醇装置	18	V11005压力高报警	PI110447	H	70	kPa	安全	紧急报警
1278 甲醇装置	19	甲醇/水分离塔T11005液位高报警	LI-110564	H	700	mm	工艺	一般报警
1279 甲醇装置	25	四压缩机出口设有温度高报警	TI111513	H	45	℃	设备	一般报警
1280 甲醇装置	17	硫化氢浓缩塔T11003液位低报警	LI110310	L	2245	mm	工艺	一般报警
1281 甲醇装置	09	汽提塔进料槽V12101设有液位低报警	LI12112	L	400	mm	工艺	一般报警
1282 甲醇装置	17	V11004液位低报警	LI110004	L	1320	mm	工艺	重要报警
1283 甲醇装置	17	尾气洗涤塔T11007液位高报警	LI110243	H	1875	mm	工艺	一般报警
1284 甲醇装置	13	丙烯分离器V12602入口设有压力低报警	PI12601	L	20	kPa	安全	一般报警
1285 甲醇装置	01	助燃空气流量低报警	FAL11203B	L	0	m3/h	安全	紧急报警
1286 甲醇装置	09	汽提塔进料槽V12101设有液位高报警	LI12112	H	800	mm	工艺	一般报警

图 6 报警分级一览表

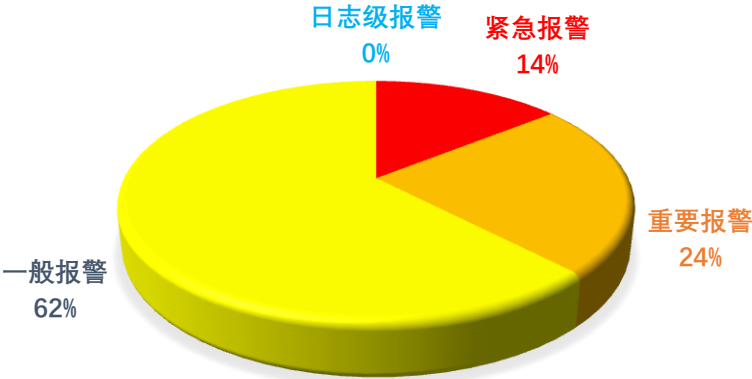
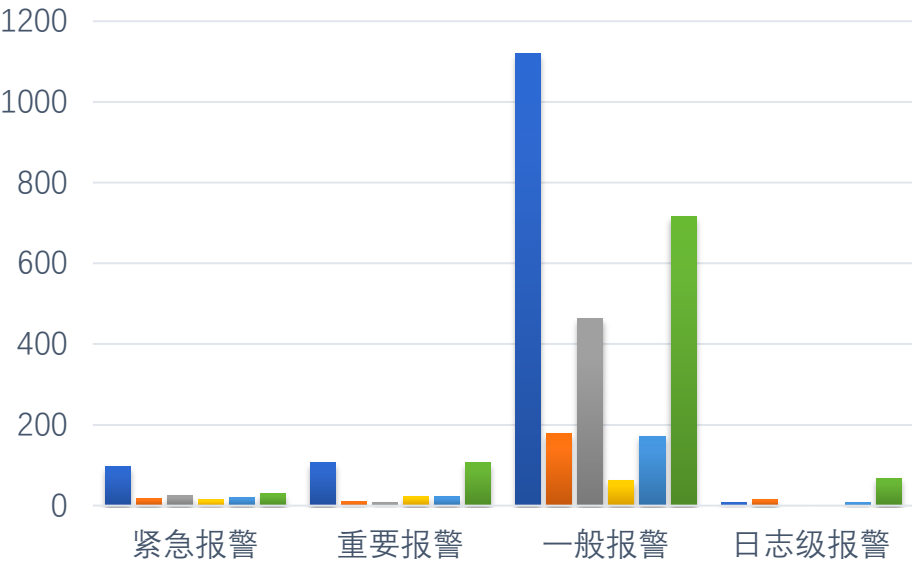


表 1 报警分级结果统计表

- 5) 在报警分析过程中，删除那些同一工艺参数的重复报警、和对操作人员无任何指导意义的报警，防止当某一系统参数波动时，同时弹出过多的报警，造成报警泛滥，影响操作人员获取有效报警。
- 6) 对于报警设定值，应根据正常操作参数、设备设计极限、标准规范要求等进行审查，以确定核实的设定值，使操作人员尽可能有充足的响应时间，同时防止频繁报警。
- 7) 将报警梳理的结果输入 DCS 系统、报警管理系统等，将报警响应动作编入操作规程中，对操作人员进行培训。或者在 DCS 操作台配置报警响应辅助系统，当出现报警时，操作人员可以在第一时间点开响应指南，以最快的速度找出报警原因、并根据提示迅速进行处置操作，防止发生更严重的工艺紊乱。

响应指南信息										
基本属性										
装置/单元		名称			位号	报警来源	区域	P&ID#	报警类别	报警类型
甲醇装置		预塔塔顶气相出口压力高报警			PI12104B	01		0826-5-721-PS08-01/02/03	安全	H
最小响应时间（分钟）	报警优先级	单位	工艺设定值	报警值	报警下限	报警上限	量程下限	量程上限	报警状态	
5	紧急报警	kPa		35						
备注										
响应指南										
序号	报警原因	后果			P	A	E	R	其他响应措施	人员响应动作
1	控制回路故障导致预精馏塔再沸器E12101A冷凝液调节阀FV12110开大	(1)、预精馏塔T12101温度升高，压力升高，最高可以到135℃甲醇饱和蒸汽压0.85MPa，超过预精馏塔设计压力0.3MPa，可能会造成火灾爆炸，人员伤亡			G4	G3	G2	G3	(1)、预精馏塔T12101设有压力控制回路PI12104打开调节阀PV12104(2)、预精馏塔T12101设有安全阀PSV12101（0.3MPa）	1.将预精馏塔再沸器E12101A/冷凝液调节阀FV12110改为手动控制，并关小
2	预精馏塔回流泵P12102A/B故障停	(1)、预精馏塔回流槽V12109液位升高，导致回流槽满溢，预精馏塔回流中断，导致预精馏塔温度升高，压力升高，可能会超压泄漏，火灾爆炸，人员伤亡			G4	G3	G2	G3	(1)、预精馏塔T12101设有安全阀PSV12101（0.3MPa）(2)、预精馏塔T12101设有压力控制回路PI12104打开调节阀PV12104	1.将预精馏塔再沸器E12101A/冷凝液调节阀FV12110改为手动控制，并关小 2.将回流调节阀LV12108切至手动，保留小开度 3.启动预精馏塔回流泵P12102A/B备用泵
3	预精馏塔回流泵出口控制回路故障导致调节阀LV12108关小或关闭	(1)、预精馏塔回流槽V12109液位升高，导致回流槽满溢，预精馏塔回流中断，导致预精馏塔温度升高，压力升高，可能会超压泄漏，火灾爆炸，人员伤亡			G4	G3	G2	G3	(1)、预精馏塔T12101设有安全阀PSV12101（0.3MPa）(2)、预精馏塔T12101设有压力控制回路PI12104打开调节阀PV12104	1.将预精馏塔再沸器E12101A/冷凝液调节阀FV12110改为手动控制，并关小 2.将回流调节阀LV12108改为手动控制，并开大 3.如果调节阀LV12108无法开启，打开调节阀LV12108旁路手阀
4	控制回路故障导致不凝气洗涤器T12105顶部压力调节阀PV12104关小或关闭	(1)、预精馏塔T12101温度升高，压力升高，最高可以到150℃蒸汽饱和蒸汽压1.28MPa，预精馏塔超压泄漏，造成火灾爆炸，人员伤亡			G4	G3	G2	G3	(1)、预精馏塔T12101设有安全阀PSV12101（0.3MPa）	1.将不凝气洗涤器T12105顶部压力调节阀PV12104B改为手动控制，并开大
其他属性										
报警属性名称		报警属性描述				报警属性备注			备注	

图 7 报警响应指南

3.3 报警处置记录

借助康安保报警管理软件，可以智能化将报警处置过程（原因、处置措施、处置人等）记录下来。

报警信息						
项目名称	报警位号	紧急程度	最小响应时间	报警原因	人员响应动作	操作
预增增压气出口压力高报警	PI12104B	紧急报警	00小时00分钟00秒	预增增压回流泵P12102A/B故障停	1.将预增增压回流泵E12101A/冷路液调节阀FV12110改为手动控制，并关小。2.将回流调节阀LV12108切至手动，保留小开度。3.启动预增增压回流泵P12102A/B备用泵。	响应指南 报警处理
				控制回路故障导致预增增压回流泵T12105顶部压力调节阀PI12104关小或关闭	1.将预增增压回流泵T12105顶部压力调节阀FV12104B改为手动控制，并开大。	
				预增增压回流泵出口控制回路故障导致调节阀LV12108关小或关闭	1.将预增增压回流泵E12101A/冷路液调节阀FV12110改为手动控制，并关小。2.将回流调节阀LV12108改为手动控制，并开大。3.如果调节阀LV12108无法开启，打开调节阀LV12108旁路手阀。	
				控制回路故障导致预增增压回流泵E12101A/冷路液调节阀FV12110开大	1.将预增增压回流泵E12101A/冷路液调节阀FV12110改为手动控制，并关小。	

图 8 报警处置记录

3.4 报警统计分析

每月进行报警统计，对于报警次数最多的前 20 位进行分析，找出频繁报警的原因，消除频繁报警。

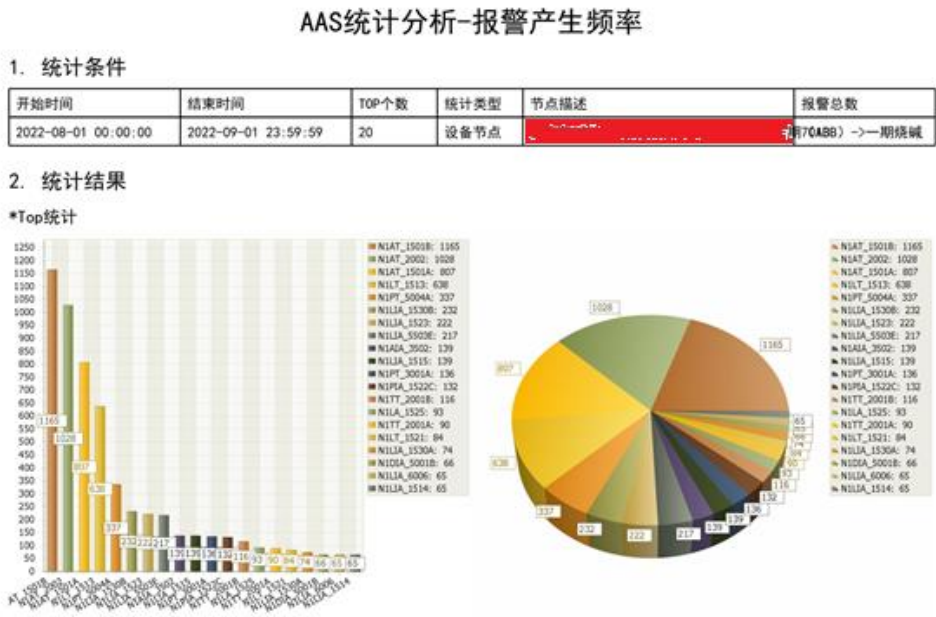


图 9 报警统计

某装置报警汇总						
汇总		开始时间	结束时间	报警总数		
		2022/10/6 0:00	2022/11/5 23:59	29123		
装置报警 频次排序	序号	位号名	报警次数	百分比	报警描述	位置
	1	FICA3065	24709	84.80%	进 3EM3030 淡盐水流量调节	二期氯氢总管
	2	3PICAZ3010	1271	4.40%	3CL3010 脱氯塔压力调节	二期电解脱氯单元
	3	3FICA3042	1006	3.50%	纯水流量比值调节	二期电解单元
	4	FIC0102B	324	1.10%	进尾气吸收塔水量	HCL 吸收
	5	FIC0102A	172	0.60%	进尾气吸收塔水量	HCL 吸收
	6	3PICA5501B	172	0.60%	B 套液化器废气压力	二期氯气液化
	7	PIA1308	145	0.50%	III效蒸气压力	二期蒸发
	8	TIA1304	116	0.40%	蒸汽温度	二期蒸发
	9	FIA2062_1	114	0.40%	酸洗流量	二次盐水精制
	10	FIA2062_2	105	0.40%	碱洗流量	二次盐水精制
	11	FIA1102	95	0.30%	I 效蒸发器进料流量	二期蒸发
	12	3PICA3044	79	0.30%	纯水压力调节	二期电解单元
	13	FIA2061_1	74	0.30%	盐水置换流量	二次盐水精制
	14	LICA7101	64	0.20%	含碱冷凝水槽液位	二期蒸发
	15	DI0101B	47	0.20%	盐酸浓度	HCL 吸收
	15	FIA2062_1	L0	56		
	16	FIA2062_2	LL	52		
	17	FIA2062_2	L0	53		
其它	1、GDS 目前报警在一块不利于识别，建议各装置单独 HMI 画面显示和报警。 2、FIA2061，因装置停工，量降到 0 后，频繁报警,类似问题较多，可以联系 DCS 厂家因设备工艺停用，数值低于报警下限后，只出现一次报警。 3、部分报警回复正常范围识值后，HMI 报警提示和色变还存在，报警混乱，报警死区和回差重新审核统一，便于报警识别					

表 2 报警统计分析表

3.5 报警变更管理

在 DCS 上设置不同的报警修改权限，防止操作人员随意修改报警值等信息，报警的修改要按照变更管理制度进行审批和评估，对报警的变更过程进行有效管理。

3.6 定期报警审查

定期对报警管理情况进行审查，包括：DCS 报警设定与报警清单的一致性、报警处置记录情况、报警统计分析情况、报警变更管理执行情况等。

4 总结

报警管理是过程安全管理 PSM 的一部分，良好的报警管理离不开与 PSM 各要素的相互结合，本文系统介绍了化工企业报警管理全生命周期的各个阶段的主要内容，以及报警管理与 HAZOP 分析的有机结合。企业可以结合标准规范制定管理制度，明确工艺报警的管理要求。

参考文献

- [1] T/CCSAS 0XX—20XX 《化工企业报警管理实施指南》
- [2] 《国家安全监管总局关于加强化工安全仪表系统管理的指导意见》安监总管三[2014]116号
- [3] T/CCSAS 001-2018 《危险与可操作性分析质量控制与审查导则》
- [4] EEMUA-191 《报警系统-设计、管理和采购导则》 - 2013
- [5] ANSI/ISA-18.2 《过程工业报警系统管理》 -2016
- [6] IEC62682 《过程工业报警系统管理》 -2014

基于风险场景的现场处置方案

张雷

(青岛康安保化工安全咨询有限公司 山东青岛 266071)

摘要:

现场处置方案,是指生产经营单位根据不同生产安全事故类型,针对具体场所、装置或者设施所制定的应急处置措施。对于危险性较大的场所、装置或者设施,生产经营单位应当编制现场处置方案。现场处置方案应当规定应急工作职责、应急处置措施和注意事项等内容。

关键词: 事故类型 具体场所 危险性较大 应急工作职责 应急处置措施 注意事项

企业应急预案通常由综合应急预案、专项应急预案与现场处置方案共同组成;现场处置方案作为应急预案体系前期处置的工作指导文件,应具备高效性、安全性、可行性和及时性等特点,只有制定出既符合实际风险场景又符合组织特点的处置方案,才能在实际应用中体现前期处置和有效处置的效果。如何编制有效的现场处置方案,根据康安保公司辅导编制现场处置方案的经验,可以从以下几方面入手:

1、基于危险辨识的风险场景识别

应急管理部 2019 年 2 号令《生产安全事故应急预案管理办法》第十五条规定:对于危险性较大的场所、装置或者设施,生产经营单位应当编制现场处置方案;对于如何界定危险性较大的场所、装置或者设施,通常可以理解为经过风险评估和危险辨识后确定为较大或重大的风险场景和设备设施,这里可以与企业所开展的 HAZID 分析,重大危险源辨识、HAZOP 分析、LOPA 分析、JHA 分析、SCL 分析等危险辨识和风险分析结果相结合;找出可能造成重大事故后果的可信事故场景,结合 GB6441《企业职工伤亡事故类型》所列的各类伤害事故类型,确定企业需编制的现场处置方案场景。



图 1 风险场景识别图

序 号	
01	物体打击
02	车辆伤害
03	机械伤害
04	起重伤害
05	触电
06	淹溺
07	灼烫
08	火灾
09	高处坠落
010	坍塌
011	冒顶片帮
012	透水
013	放炮
014	火药爆炸
015	瓦斯爆炸
016	锅炉爆炸
017	容器爆炸
018	其他爆炸
019	中毒和窒息
020	其他伤害

图 2 事故类型表

2、现场处置方案的内容

应急管理部 2019 年 2 号令《生产安全事故应急预案管理办法》第十五条规定：现场处置方案应当规定应急工作职责、应急处置措施和注意事项等内容；GB/T29639-2020《生产经营单位生产安全事故应急预案编制导则》5.4 规定：现场处置方案重点规范事故风险描述、应急工作职责应急处置措施和注意事项，应体现自救互救、信息报告和先期处置的特点；根据以上两个规范的要求，现场处置方案应至少包括事故风险描述、应急工作职责、处置措施、注意事项四部分内容。

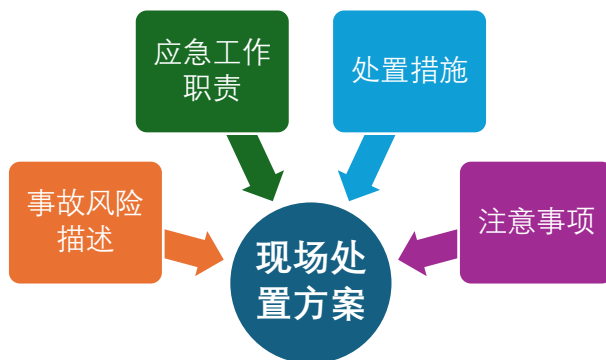


图 3 现场处置方案内容

3、事故风险描述

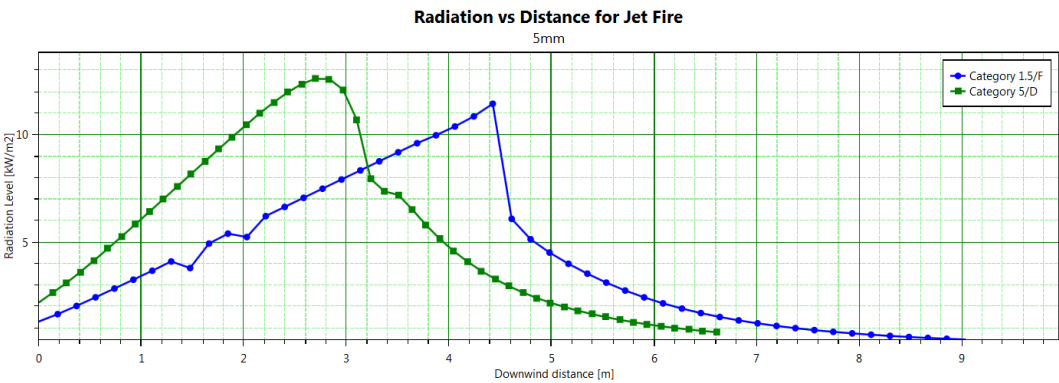
GB/T29639-2020《生产经营单位生产安全事故应急预案编制导则》8.1 简述事故风险评估的结果，根据康安保公司辅导经验，该部分应对事故风险特征做简要描述，包括事故类型，事故发生位置，事故发生的原因，事故发生的征兆（可以看到听到闻

到的异常情形)，可能导致的后果，包括事故发生后可能受影响的范围，因化学品泄漏发生的异常情况和事故，其可能受影响的范围可使用康安保公司 QRA 泄漏模拟软件，将直观的影响范围图作为附件添加到到处置方案中，有利于根据泄漏扩散图及时通知受影响人员以及紧急避险。

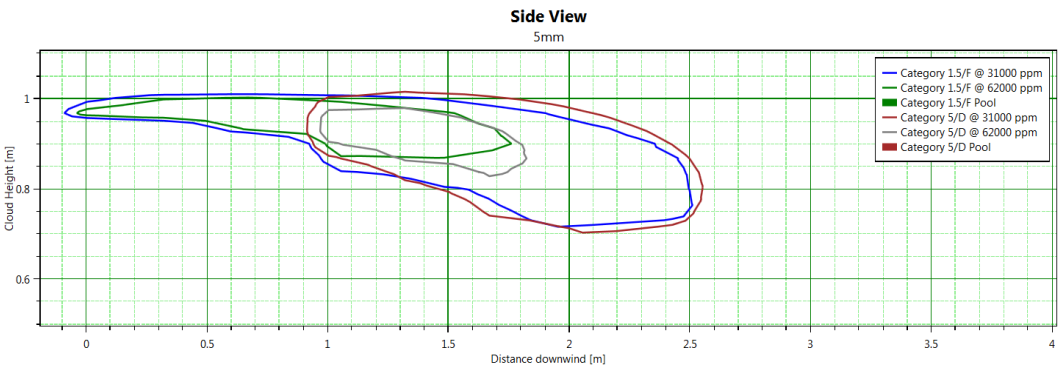
1,2-二氯乙烷

计算结果：

1、泄漏孔径： 5mm@1.5F、5D



结论：物料 5mm 泄漏孔径，在 1.5F/5D 气象条件下形成喷射火，5D 天气下在下风向 2.8m 处达到最大辐射能 12.6kW/m²，1.5F 天气下在下风向 4.4m 处达到最大辐射能 11.4kW/m²。



结论：1,2-二氯乙烷在 1.5F 天气下，31000ppm 1,2-二氯乙烷泄漏最远距离可达 2.5m，在 5D 天气情况下，31000ppm 1,2-二氯乙烷泄漏最远距离可达 2.6m。

图 4 模拟泄漏扩散影响范围图

4、应急工作职责

现场处置方案编制时应体现前期处置和有效处置的特点，应急指挥和处置人员一般应为现场班长和班组操作人员，既可能是现场的第一发现人，同时又是第一波应急处置人员，具体职责分工时可以将事故报告、对内对外报警、工艺操作、警戒隔离、紧急救护、消防灭火、现场处置、救援人员车辆引导等职责根据员工岗位职责和具备的技能进行划分，也可以同时在应急处置步骤后面直接明确责任人。

2、应急组织	
指挥人员	当班班长负责事故判断，启动现场处置方案，对内外汇报报警、组织现场处置、扩大应急、现场恢复
成员 1	副班长：现场处置堵漏、事故控制
成员 2	外操人员：现场处置喷水稀释、消防控制措施
成员 3	外操人员：现场警戒、外来救援人员车辆引导
成员 4	中控人员：根据班长指示关闭进料切断阀或终止反应回收
成员 5/6	运保人员：负责堵漏和泄漏部件的修复

图 5 应急组织及人员职责分工

5、应急处置

GB/T29639-2020《生产经营单位生产安全事故应急预案编制导则》中对应急处置内容做了规定，至少应包括应急处置程序、现场应急处置措施、联系方式和事故报告的内容，根据实际经验为方便现场人员实施，可以将以上内容统一融合为应急处置步骤，方便处置人员按照步骤执行，同时可以将每个步骤的负责人员明确，这种形式的处置程序既简洁明了也职责明确。

处置程序	处置措施	负责人
事故报告	如为中控室报警发现，对讲机汇报当班班长及副班长，汇报内容：报警楼层及具体位置，需安排巡检人员现场确认。 如为现场外操人员巡检发现，对讲机汇报当班班长及副班长，汇报内容：泄漏位置、泄漏物质、泄漏程度及起火或人员受伤情况。	第一发现人
事故判断	班长根据汇报情况，确认出现泄漏启动现场处置方案，组织人员现场应急处置。	当班班长
对内汇报对外报警	运保单位：(电话号码*****) 装置主任：(电话号码*****) 生产部：(电话号码*****) 安环部：(电话号码*****) 火警：119、急救电话：120 报警内容：企业名称、位置、泄漏物质，具体位置，泄漏量，是不是起火，现场是否有人员中毒或者受伤。	当班班长
处置步骤 1	经现场确认出现泄漏情况，对发生泄漏的***设备进行密切监测。	成员 4

6、注意事项部分

安监总厅应急（2009）73号《生产经营单位生产安全事故应急预案评审指南》附

件四 现场处置方案要素评审表对处置方案中需要注意的内容提出了要求，从个人防护器具佩戴、抢险救援器材使用、采取救援对策或措施、现场自救和互救方面、现场应急处置能力确认和人员安全防护、应急结束和恢复等方面关注和进行描述，以防在处置过程中应急人员因防护用具救援器材不会使用，紧急避险方向错误，盲目施救等造成的次生或衍生事故。