

TX04057-2025

中国石油天然气股份有限公司

辽阳石化分公司油化部

危险化学品重大危险源安全评估报告

(备案稿)

大连天籁安全风险管理有限公司

证书编号：APJ-（辽）-011

2026年2月



二维码说明:

在辽宁省开展的法定安全评价项目必须经辽宁省安全评价“互联网+智慧监管”系统取得监管认证二维码,各级应急管理部门可通过扫码下载“辽宁安评APP”,核验项目状态,使用APP扫码后橙色为可评审状态,绿色为可备案状态。

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部

危险化学品重大危险源安全评估报告

(备案稿)

法定代表人: 丛波

技术负责人: 王振欧

评价项目负责人: 段彦斌

2026年2月

前 言

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司（以下简称“辽阳石化公司”）于 1974 年开工建设，1983 年正式投产。经过 40 多年的建设发展，公司历经三次创业历程，现已成为国内全加工俄罗斯原油的炼化一体化企业和中国石油最大的以芳烃为特色的生产企业。

辽阳石化公司现有炼油、芳烃、烯烃、聚酯、尼龙等主要生产线，拥有炼化主体生产装置 79 套，辅助生产装置 52 套。公司现原油加工能力 1000 万吨/年，可年产优质柴油 430 万吨、汽油 260 万吨、航煤 80 万吨；并具有 160 万吨芳烃、30 万吨聚酯、20 万吨乙烯及 14 万吨精己二酸的年生产能力。

辽阳石化公司于 2023 年 11 月组织架构重新划分，公司现下设职能部门 12 个、附属机构 2 个、直属机构 4 个、二级单位 19 个，员工总数 1.1 万人。辽阳石化公司油化部原名为油化运行部，2023 年公司组织架构重组整合后，名称调整为油化部。油化部是辽阳石化公司的主体生产厂之一，2023 年 3 月 2 日，辽阳石化公司油化部完成了危险化学品重大危险源安全评估和分级、登记工作，并取得了辽阳市应急管理局颁发的危险化学品重大危险源备案登记表。

根据《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》第十一条，有下列情形之一的：即“重大危险源安全评估已满三年的，危险化学品单位应当对重大危险源重新进行辨识、安全评估及分级”。目前，辽阳石化公司油化部危险化学品重大危险源安全评估即将满 3 年。为此，辽阳石化公司特委托具有安全评价资质的大连天籁安全风险技术有限公司（以下简称“天籁公司”）对辽阳石化公司油化部厂区内的生产、储存场所进行危险化学品重大危险源进行辨识、安全评估及分级，并编制《中国石油天然气股份有限公司

辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告》。

接到委托后，天籁公司依据国家、省、市安全生产监督管理部门有关重大危险源评估的有关要求，经过核实辽阳石化公司提供的文件资料和现场检查等环节，采用相应的安全评估方法和技术，对重大危险源进行了定性和定量的安全评估，并根据评估结果和该公司重大危险源的实际特点，提出具体、切实可行的安全对策与措施，给出安全评估的建议和结论。

目录

前 言	I
1 总则	1
1.1 评价目的	1
1.2 评价依据的法律法规	1
1.3 评价采用的标准及规范	6
1.4 评价的范围与内容	8
1.5 安全评估程序	9
2 重大危险源基本情况	10
2.1 公司基本情况	10
2.2 周边环境与总平面布置	12
2.3 自然条件	14
2.4 危险化学品生产装置、储存设施及配套公用工程	17
2.5 公用工程	108
2.6 危险化学品重大危险源安全管理情况	116
3 事故发生的可能性及危害程度	129
3.1 危险化学品的危险、危害特性分析	129
3.2 生产过程危险有害因素分析结果	136
3.3 生产过程中危险、有害因素辨识与分析	137
3.4 自然因素的危害分析	223
4 危险化学品重大危险源辨识、分级的符合性分析	225
4.1 辨识依据	225
4.2 辨识过程	227
4.3 分级过程	230
5 可能受事故影响的周边场所、人员情况	237

5.1 周边场所	237
5.2 可能发生事故及可能影响的人员情况	238
6 个人风险和社会风险分析	266
6.1 风险分析标准	266
6.2 个人风险分析	271
6.3 社会风险分析	273
6.4 区域总体外部安全防护距离	274
7 安全管理措施、安全技术和监控措施	276
7.1 安全管理措施	276
7.2 安全技术措施	283
7.3 重大生产安全事故隐患判定	290
7.4 安全监控措施	292
8 事故应急措施	299
8.1 事故应急救援预案的编制情况	299
8.2 事故应急救援组织的建立和人员的配备情况	300
8.3 事故应急救援预案的演练情况	301
8.4 应急器材	301
9 评估结论及建议	307
9.1 评估综述	307
9.2 建议	309
9.3 评估结论	312

1 总则

1.1 评价目的

为全面贯彻《中华人民共和国安全生产法》，坚持“安全第一，预防为主，综合治理”的方针，对企业重大危险源进行辨识、分级以及安全管理进行评估，为企业的安全管理决策提出改进建议，同时为应急管理部门实施监督管理提供科学的依据，以利于提高重大危险源本质安全程度。

1.2 评价依据的法律法规

1. 《中华人民共和国安全生产法》（中华人民共和国主席令〔2002〕第七十号公布、〔2009〕第十八号第一次修改、〔2014〕第十三号第二次修改、〔2021〕第八十八号第三次修改，2021 月 9 月 1 日起施行）

2. 《中华人民共和国职业病防治法》（中华人民共和国主席令〔2011〕第五十二号第一次修改重新公布，〔2016〕第四十八号第二次修改，〔2017〕第八十一号第三次修改，〔2018〕第二十四号第四次修改，自 2018 年 12 月 29 日起施行）

3. 《中华人民共和国劳动法》（中华人民共和国主席令〔1994〕第二十八号公布，〔2009〕第十八号第一次修改，〔2018〕第二十四号第二次修改，自 2018 年 12 月 29 日起施行）

4. 《中华人民共和国特种设备安全法》（中华人民共和国主席令第四号，自 2014 年 1 月 1 日起施行）

5. 《中华人民共和国消防法》（中华人民共和国主席令〔2009〕第六号公布，〔2019〕第二十九号修改，2019 年 4 月 23 日起施行，根据中华人民共和国主席令〔2021〕第八十一号修改，2021 年 4 月 29 日起施行）

6. 《中华人民共和国环境保护法》（中华人民共和国主席令 22 号〔1989〕，

(2014) 第九号修订, 自 2015 年 1 月 1 日起施行)

7. 《中华人民共和国防震减灾法》(中华人民共和国主席令〔1999〕第九十四号公布, 1997 年 12 月 29 日起施行; 主席令〔2009〕第七号修订, 2009 年 5 月 1 日起施行)

8. 《中华人民共和国气象法》(中华人民共和国主席令〔1999〕第二十三号公布, (2016) 第五十七号第三次修改, 2016 年 11 月 7 日施行)

9. 《中华人民共和国突发事件应对法》(中华人民共和国主席令第六十九号, 自 2007 年 11 月 1 日起施行)

10. 《危险化学品安全管理条例》(中华人民共和国国务院令 第 344 号公布, 国务院令 第 591 号、第 645 号修订, 2013 年 12 月 7 日起施行)

11. 《特种设备安全监察条例》(中华人民共和国国务院令 第 373 号公布, 自 2003 年 6 月 1 日起施行, 国务院令 第 549 号修订, 2009 年 5 月 1 日起施行)

12. 《易制毒化学品管理条例》(中华人民共和国国务院令〔2005〕第 445 号公布, (2014) 第 653 号第一次修改, (2016) 第 666 号第二次修改, (2018) 第 703 号第三次修改, 2018 年 9 月 18 日起施行)

13. 《中华人民共和国监控化学品管理条例》(中华人民共和国国务院令 第 190 号公布, 国务院令 第 588 号修订, 2011 年 1 月 8 日起施行)

14. 《生产安全事故应急条例》(国务院令〔2019〕第 708 号, 自 2019 年 4 月 1 日起施行)

15. 《危险化学品目录(2015 年版)》(国家安全生产监督管理部门等十部门公告 2015 年第 5 号)

16. 《建设项目安全设施“三同时”监督管理办法》(2010 年 12 月 14 日

国家安全监管总局令第36号公布,2015年国家安全监管总局令第77号修正,2015年7月1日起施行)

17. 《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》(国家安全生产监督管理总局令第40号,2011年12月1日起施行;2015年安监总局令第79号修正,2015年7月1日起实施)

18. 《危险化学品建设项目安全监督管理办法》(国家安监总局令第45号,2012年4月1日起施行;2015年安监总局令第79号修正,2015年7月1日起实施)

19. 《特种作业人员安全技术培训考核管理规定》(2010年4月26日国家安全监管总局令第30号公布,安监总局令第63号、80号修正,2015年7月1日起施行)

20. 《国家安全监管总局办公厅关于印发危险化学品目录(2015版)施行指南(试行)的通知》(安监总厅管三〔2015〕80号)

21. 《生产经营单位安全培训规定》(2005年12月28日国家安全生产监督管理总局令第3号公布,2013年8月29日国家安全监管总局令第63号修正,2015年2月26日国家安监总局令第80号修订,2015年7月1日起施行)

22. 《安全生产培训管理办法》(2004年12月28日原国家安全生产监督管理总局〈国家煤矿安全监察局〉令第20号公布,2012年1月19日国家安全生产监督管理总局令第44号公布,2015年5月29日国家安全监管总局令第80号修订,2015年7月1日起施行)

23. 《生产安全事故应急预案管理办法》(国家安全生产监督管理总局令第88号,2016年7月1日起施行,应急管理部令第2号第一次修订,2019

年 9 月 1 日施行)

24. 《国务院关于进一步加强对企业安全生产工作的通知》(国发〔2010〕23 号)

25. 《关于危险化学品企业贯彻落实〈国务院关于进一步加强对企业安全生产工作的通知〉的实施意见》(安监总管三〔2010〕186 号)

26. 《国家安全监管总局关于公布〈首批重点监管的危险化学品名录〉的通知》(安监总管三〔2011〕95 号)

27. 《国家安全监管总局办公厅关于印发〈首批重点监管的危险化学品安全措施和应急处置原则〉的通知》(安监总厅管三〔2011〕142 号)

28. 《国家安全监管总局关于公布第二批重点监管危险化学品名录的通知》(安监总管三〔2012〕12 号)

29. 《首批重点监管的危险化工工艺目录》(安监总管三[2009]第 116 号)

30. 《国家安全监管总局关于公布第二批重点监管危险化工工艺目录和调整首批重点监管危险化工工艺中部分典型工艺的通知》(安监总管三〔2013〕3 号)

31. 《易制爆化学品名录(2017 年版)》(中华人民共和国公安部公告, 2017 年 5 月 11 日公布)

32. 《辽宁省企业安全生产主体责任规定》(辽宁省人民政府令第 264 号, 辽宁省人民政府令第 341 号修正, 2021 年 5 月 18 日实施)

33. 《辽宁省安全生产条例》(2017 年 1 月 10 日辽宁省第十二届人民代表大会常务委员会第三十一次会议通过 根据 2020 年 3 月 30 日辽宁省第十三届人民代表大会常务委员会第十七次会议《关于修改〈辽宁省出版管理规定〉等 27 件地方性法规的决定》第一次修正 根据 2022 年 4 月 21 日辽宁

省第十三届人民代表大会常务委员会第三十二次会议《关于修改〈辽宁省食品安全条例〉等 10 件地方性法规的决定》第二次修正 根据 2025 年 5 月 28 日辽宁省第十四届人民代表大会常务委员会第十六次会议《关于修改〈辽宁省建设工程质量条例〉等五件地方性法规的决定》第三次修正)

34. 《辽宁省安全生产监督管理规定》（辽宁省人民政府令[2005]第 178 号公布、[2016]第 305 号第一次修改，[2017]第 311 号第二次修改，2017 年 11 月 29 日起施行）

35. 《关于修改关于加强全省化工企业检维修作业安全管理的指导意见的通知》（辽安监危化〔2017〕22 号）

36. 《辽宁省消防条例》（辽宁省人民代表大会常务委员会公告第 53 号公布，自 2012 年 3 月 1 日起施行，2020 年 3 月 30 日修正）

37. 《辽宁省危险化学品建设项目安全监督管理实施细则》（辽安监管三[2016]24 号）

38. 《国家安全监管总局办公厅关于印发危险化学品重大危险源备案文书的通知》（安监总厅管三〔2012〕44 号）

39. 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)

40. 应急管理部办公厅关于印发《危险化学品企业重大危险源安全包保责任制办法（试行）》的通知（应急厅〔2021〕12 号）

41. 应急管理部办公厅关于印发《危险化学品重大危险源企业专项检查督导工作方案》的通知（应急厅〔2020〕23 号）

42. 《应急管理部办公厅关于印发〈淘汰落后危险化学品安全生产工艺技术设备目录（第一批）〉的通知》（应急厅〔2020〕38 号）

43. 《应急管理部办公厅关于印发〈淘汰落后危险化学品安全生产工艺技术设备目录（第二批）〉的通知》（应急厅〔2024〕86号）

44. 《化工企业生产过程异常工况安全处置准则(试行)》(应急厅〔2024〕17号)

1.3 评价采用的标准及规范

1. 《化工企业总图运输设计规范》GB50489-2009
2. 《石油化工企业设计防火标准(2018年版)》GB50160-2008
3. 《危险化学品企业特殊作业安全规范》GB30871-2022
4. 《企业职工伤亡事故分类》GB6441-2025
5. 《生产过程危险和有害因素分类与代码》GB/T13861-2022
6. 《危险化学品重大危险源辨识》GB18218-2018
7. 《建筑设计防火规范（2018版）》GB50016-2014
8. 《石油化工装置防雷设计规范（2022版）》GB 50650-2011
9. 《石油化工构筑物抗震设计规范》SH 3147-2014
10. 《安全标志及其使用导则》GB2894-2008
11. 《安全阀一般要求》GB12241-2005
12. 《安全色》GB2893-2008
13. 《爆炸危险环境电力装置设计规范》GB50058-2014
14. 《危险化学品仓库储存通则》GB 15603-2022
15. 《低压配电设计规范》GB50054-2011
16. 《电气设备安全设计导则》GB/T25295-2010
17. 《防止静电事故通用要求》GB12158-2024
18. 《供配电系统设计规范》GB50052-2009

19. 《固定式钢梯及平台安全要求（第1部分：钢直梯）》GB4053.1-2009
20. 《固定式钢梯及平台安全要求（第2部分：钢斜梯）》GB4053.2-2009
21. 《固定式钢梯及平台安全要求（第3部分：工业防护栏杆及钢平台）》
GB4053.3-2009
22. 《建筑物电子信息系统防雷技术规范》GB50343-2012
23. 《建筑物灭火器配置设计规范》GB50140-2005
24. 《生产过程安全卫生要求总则》GB/T12801-2025
25. 《生产设备安全卫生设计总则》GB5083-2023
26. 《石油化工可燃气体和有毒气体检测报警设计标准》
GB/T50493-2019
27. 《危险化学品生产装置和储存设施外部安全防护距离确定方法》
GB/T 37243-2019
28. 《危险化学品生产装置和储存设施风险基准》GB36894-2018
29. 《系统接地的型式及安全技术要求》GB14050-2008
30. 《一般压力表》GB/T1226-2010
31. 《用电安全导则》GB/T13869-2017
32. 《生产经营单位生产安全事故应急预案编制导则》GB/T29639-2020
33. 《危险化学品重大危险源安全监控技术规范》GB 17681-2024
34. 《特种设备使用管理规则》TSG 08-2017
35. 《固定式压力容器安全技术监察规程》TSG21-2016
36. 《压力管道安全技术监察规程—工业管道》TSGD0001-2009
37. 《安全评价通则》AQ8001-2007
38. 《危险化学品重大危险源 罐区 现场安全监控装备设置规范》

AQ3036-2010

39. 《危险化学品重大危险源安全监控通用技术规范》AQ3035-2010

40. 《化工企业定量风险评价导则》AQ/T3046-2013

1.4 评价的范围与内容

本次安全评估的对象为中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部（以下简称“辽阳石化公司油化部”）。

评估范围为辽阳石化公司油化部涉及的危险化学品重大危险源的生产装置、公用工程及危险化学品重大危险源安全管理等。

具体评估内容：

240 万吨/年渣油加氢装置、100 万吨/年催化汽油加氢-醚化装置（100 万吨/年催化汽油加氢装置、35 万吨/年轻汽油醚化装置）、220 万吨/年重油催化裂化装置（含烟气脱硫脱硝单元）、40 万吨/年干气及液化气脱硫脱醇装置、40 万吨/年气体分馏装置、6 万吨/年 MTBE 装置、重整装置-抽提装置及 PSA 联合装置（140 万吨/年连续重整装置、60 万吨/年抽提装置、7 万标方/小时 PSA 装置）、烷基化及废酸再生装置（16 万吨/年烷基化装置、1 万吨/年废酸再生装置）以及公用工程循环水场。

本次评估后，因工艺、设备、原材料、安全设施发生变更及周边环境等发生变化导致安全条件发生变化均与本次评估无关，应重新进行评估。

1.5 安全评估程序

大连天籁安全风险管理工作在接受委托，并与其签订技术服务合同后，随即组成安全评价项目组，对相关证照等法律文书等资料进行调查核实，并对辽阳石化公司油化部危险化学品重大危险源进行辨析，明确危险化学品重大危险源等级，对可能出现的主要事故类型和事故等级进行确认，提出安全对策措施，并编制安全评估报告。具体评估程序，见图 1.5-1。

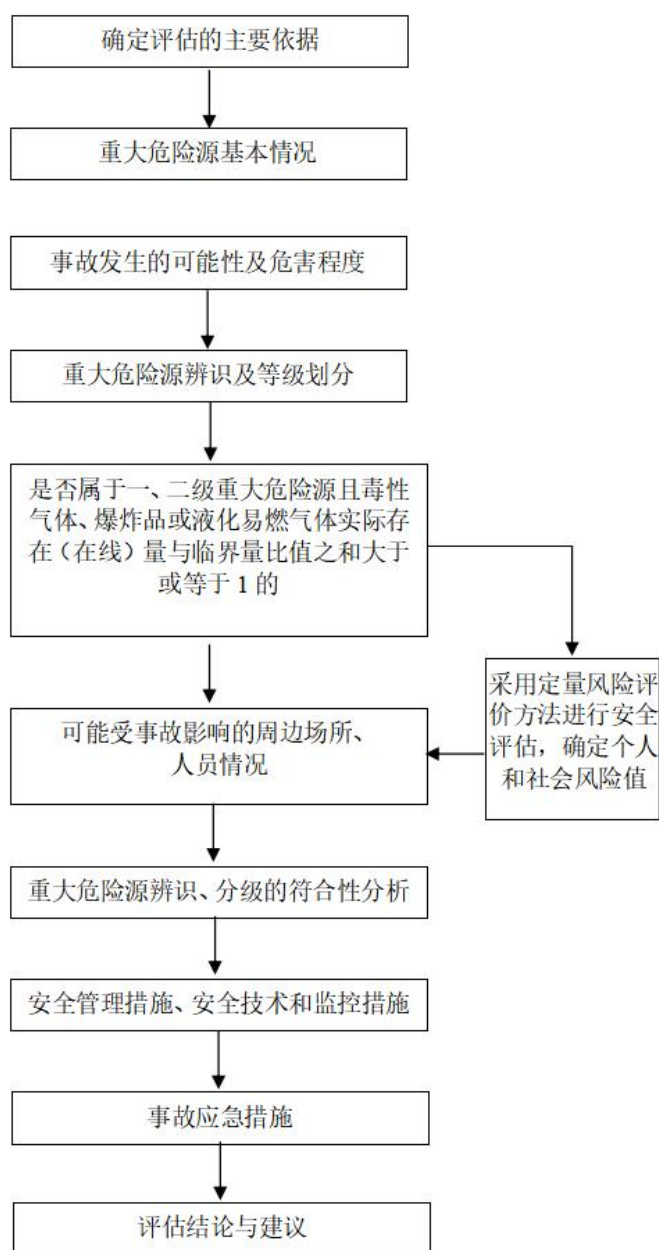


图 1.5-1 危险化学品重大危险源评估分级程序

2 重大危险源基本情况

2.1 公司基本情况

2.1.1 公司简介

辽阳石化公司于 1974 年开工建设，1983 年通过国家验收正式投产。经过 40 多年的建设发展，公司历经三次创业历程，现已成为国内全加工俄罗斯原油的炼化一体化企业和中国石油最大的以芳烃为特色的生产企业。

公司现下设职能部门 12 个、附属机构 2 个、直属机构 4 个、二级单位 19 个，员工总数 1.1 万人。现有炼油、芳烃、烯烃、聚酯、尼龙等主要生产线，拥有炼化主体生产装置 79 套，辅助生产装置 52 套。公司现原油加工能力 1000 万吨/年，可年产优质柴油 430 万吨、汽油 260 万吨、航煤 80 万吨；并具有 160 万吨芳烃、30 万吨聚酯、20 万吨乙烯及 14 万吨精己二酸的年生产能力。

2.1.2 油化部概况

辽阳石化公司油化部是辽阳石化分公司的主体生产厂之一，现有 13 套生产装置：240 万吨/年渣油加氢装置、100 万吨/年催化汽油加氢装置、35 万吨/年轻汽油醚化装置、220 万吨/年重油催化裂化装置、催化裂化烟气脱硫脱硝装置、40 万吨/年干气及液化气脱硫脱醇装置、40 万吨/年气体分馏装置、6 万吨/年 MTBE 装置、140 万吨/年连续重整装置、60 万吨/年抽提装置、7 万标方/小时 PSA 装置、16 万吨/年烷基化装置、1 万吨/年废酸再生装置。

油化部现有在岗从业人员 625 人，专职安全管理人员 18 人，专职安全人员占在岗从业人员总人数的 2.88%。

辽阳石化公司油化部上一周期危险化学品重大危险源安全评估完成于

2023年3月2日，在辽阳市应急管理局备案，备案编号：BA 辽辽市（2023）005。其上一周期重大危险源辨识情况，见表 2.1-1。

表 2.1-1 辽阳石化公司油化部上一轮重大危险源情况表

所属部门	单元	装置名称	是否构成重大危险源	重大危险源等级
辽阳石化公司油化部	生产单元	240 万吨/年渣油加氢装置	是	四级
		100 万吨/年催化汽油加氢-醚化装置	是	四级
		220 万吨/年重油催化裂化装置（含烟气脱硫脱硝单元）	是	四级
		40 万吨/年气体分馏装置	是	三级
		40 万吨/年干气及液化气脱硫装置	是	四级
		6 万吨/年 MTBE 装置	是	四级
		重整装置-抽提装置及 PSA 联合装置	是	四级
		烷基化及废酸再生装置	是	四级

辽阳石化公司油化部原名为油化运行部，2023 年公司组织架构重组整合后，原油化运行部名称调整为油化部，其包括的生产装置、储存设施及配套设施未发生变化。现辽阳石化公司油化部包含的生产装置、储存设施情况，见表 2.1-2。

表 2.1-2 辽阳石化公司油化部生产装置、储存设施情况表

所属部门	单元	装置区	装置名称	规模	备注
辽阳石化公司油化部	生产单元	加氢联合装置区	渣油加氢装置	240 万吨/年	联合装置
			催化汽油加氢装置	100 万吨/年	
			催化轻汽油醚化装置	35 万吨/年	
		催化联合装置区	重油催化裂化装置	220 万吨/年	联合装置
			重油催化裂化烟气脱硫脱硝装置	220 万吨/年	
			气体分馏装置	40 万吨/年	
			干气及液化气脱硫装置	40 万吨/年	
			MTBE 装置	6 万吨/年	
		重整联合装	连续重整装置	140 万吨/年	联合装置

所属部门	单元	装置区	装置名称	规模	备注
		置区	抽提装置	60 万吨/年	
			PSA 装置	7 万标方/小时	
			烷基化装置	16 万吨/年	
			废酸再生装置	1 万吨/年	
	储存单元	油化部无储存单元			

2.1.3 油化部近三年来建设项目安全“三同时”情况

近三年来辽阳石化公司油化部无新、改、扩项目。

2.2 周边环境与总平面布置

辽阳石化公司油化部位于辽阳市宏伟区西环路，位于辽阳石化厂区东南部，该厂东侧为辽阳市宏伟区工业用地；南侧为辽阳国成热电有限公司、辽宁华峰化工有限公司等；西侧为辽阳石化公用工程部污水一车间；北侧为辽阳石化芳烃部。

辽阳石化公司油化部地理位置及周边环境情况，见图 2.2-1；与周边构筑物的距离，见表 2.2-1。



图 2.2-1 油化部地理位置及周边情况卫星图

表 2.2-1 油化部与厂外设施距离表 (m)

方位	周边设施	规范要求 间距 m	实际间 距 m	依据规范	是否 符合	备注
北	辽阳市宏伟区工 业用地	-	-	GB50160-2008 (2018 年版) 第 4.1.9 条	-	-
东	辽阳国成热电物 资供应库	50	164	GB50160-2008 (2018 年版) 第 4.1.9 条	是	渣油加氢装置 至物资供应库
	辽宁华峰化工有 限公司	40	273	GB50160-2008 (2018 年版) 第 4.1.10 条	是	PSA 装置边界 至华峰厂房

2.3 自然条件

2.3.1 地形地貌

油化部所处的辽阳市宏伟区地貌为构造剥蚀折山丘陵地带，东西南三面为低山、丘陵环绕，北面较开阔，与太子河冲积相接，形成簸箕状山间堆积平地。场地构造单元属于胶辽台隆中部、太子河-浑江台陷（西缘）。

2.3.2 工程地质、水文地质

油化部区域所在地地貌为构造剥蚀折山丘陵地带，东西南三面为低山、丘陵环绕，北面较开阔，与太子河冲积相接，形成簸箕状山谷间堆积平地。大地构造为华北型地层，处于中朝准地台的北部，胶辽台隆与华北断坳的交接部位。地质构造简单，地层均匀稳定，工程地质条件好。

场地土的类型为中软场地土，建筑场地类别为II类。属建筑抗震有利地段。

油化部区域地下水由大气降水及油化部区地表水渗透补给，地下水位：7~8m（枯水期）。

2.3.3 气象条件

辽阳市当地气象条件详，见表 2.3-1。

表 2.3-1 当地气象条件一览表

序号	自然、气象因素	数值	备注
1	气温		
1.1	历年平均气温	8.4℃	
	历年年最高气温平均值	34.5℃	
1.2	历年最热月最高气温	24.7℃	
1.3	历年极端最高气温	37.0℃	
1.4	历年最冷月平均最低气温	-16.9℃	
1.5	历年极端最低气温	-36.5℃	

序号	自然、气象因素	数值	备注
2	湿度		
2.1	历年月平均最高相对湿度	85%	
2.2	历年月平均最低相对湿度	39%	
2.3	历年平均相对湿度	63%	
3	风速		
3.1	历年平均风速	2.6 米/秒	
3.2	10 分钟内最大风速	22.0 米/秒	
3.3	34 年间瞬间最大风速	29.7 米/秒	
3.4	历年最大风力	11 级以上	
3.5	冬季（12-2 月）室外风速	2.4 米/秒	
3.6	夏季（6-8 月）室外风速	2.5 米/秒	
3.7	基本风压值	522kPa	
3.8	全年主导风向	北、东南、西南	
3.9	夏季（6-8 月）主导风向	南、东南	
3.10	冬季（12-1 月）主导风向	北	
4	气压		
4.1	历年年平均气压	101.43kPa	
4.2	历年极端最高气压	104.37kPa	
4.3	历年极端最低气压	98.04kPa	
5	降水量		
5.1	历年年平均降水量	737.10mm	
5.2	历年年最大降水量	1000.70mm	
5.3	历年月最大降水量	450.90mm	
5.4	历年日最大降水量	156.90mm	
5.5	历年 1 小时最大降水量	77.10mm	
5.6	历年 5~10 分钟最大降水量	20.10mm	
6	降雪量		
6.1	历年最大积雪深度	330mm	
6.2	历年最大雪荷载	323.6Pa	设计基本雪压值 0.4kN/m ²

序号	自然、气象因素	数值	备注
7	雷电		
7.1	历年年平均雷电日数	28.2 天	
7.2	历年最多雷电日数	44 天	出现在 1994 年
8	雾		
8.1	历年平均最高雾日数	8 天	
8.2	历年 11 月平均最高雾日数	1 天	
9	冻土		
9.1	历年平均冻土深度	90cm	
9.2	历年最大冻土深度	126.0cm	

2.3.4 地震烈度

根据《建筑抗震设计规范》（GB50011-2010，2016 局部修订版）、《中国地震动参数区划图》（GB18306-2015）的相关规定，油化部所在地辽阳市抗震设防烈度为 7 度，设计基本地震加速度值为 0.10g，属设计地震分组第一组。

设备、设施安全状况良好。目前，装置区各装置运行平稳。

2.5 公用工程

2.5.1 催化循环水场

催化循环水场占地面积约 8540 m²，规模为 15000m³/h，年运行时数为 8400h。循环回水进入冷却塔后，在风机对空气的引力和填料对热水的散热作用下与冷空气接触蒸发散热和传质散热，使 42℃热水降温到 32℃。

循环水装置的 32℃、0.45MPa 的循环冷水（CWS）至生产装置（单元），在装置内换热器进行热交换后排出 42℃、0.25MPa 的循环热水（CWR）。循环热水进入本装置后利用余压送入冷却塔进行冷却，冷却后的循环冷水经由暗渠进入吸水池（0401-CL101），通过循环冷水泵（0401-P101A/B/C/D）送至生产装置（单元）再利用。循环水排污排至附近含油污水系统。

为减缓循环冷却水对设备的腐蚀与结垢，向水中投加高效复合型水处理剂，同时还设有旁滤系统，循环水由供水管线进入旁滤系统过滤后返回吸水池，反冲洗水进入含油污水系统。为及时检测循环水管道以及装置内换热器循环水侧的腐蚀、结垢及生物黏泥附着等情况，在循环水场泵房内设置监测换热器，以模拟工艺换热设备的运行情况。将循环冷水引入监测换热器在线模拟工艺装置的冷换设备，在线监测腐蚀及结垢状况。

2.5.2 除氧水站

除氧水站包括除氧水制备系统和凝结水回收系统，占地面积约 1820 m²，年运行时数 8400h，除氧水制备系统设计能力为 350t/h，采用大气式热力除氧器制备除氧水；凝结水回收系统回收蒸汽凝结水能力为 139.8t/h，采用蒸汽加压、降压闪蒸的技术回收凝结水。

油品储运系统加热器和厂区管排伴热系统产生的蒸汽凝结水经凝结水

自动泵加压至除氧水站，各生产装置产生的工艺凝结水靠余压回至除氧水站，分别进入凝结水闪蒸罐（0601-D102、0601-D103）进行闪蒸，闪蒸的0.05MPa蒸汽进入除氧器（0601-D101）加热脱盐水。闪蒸后的凝结水经凝结水泵（0601-P103A/B）加压至0.75MPa进入水-水板式换热器（0601-E101）与脱盐水换热，降温至35°C~55°C，送至电厂西区、公用工程部凝结水处理系统，换热后的69°C的脱盐水进入除氧器。

界区来的50°C汽机凝结水和69°C脱盐水分别进入除氧器，由闪蒸的0.05MPa蒸汽、管网来0.4MPa蒸汽加热，并由管网来的1.0MPa蒸汽补热及保持除氧器压力。除氧器的水加热至104°C后排出氧气，产出的除氧水经加药中和，pH值控制在8.8~9.3。加药处理后的除氧水分别经中压除氧水泵（0601-P101A/B/C/D）升压至6.0MPa、低压除氧水泵（0601-P102A/B）升压至2.0MPa后送至各生产装置。

2.5.3 余热回收站

余热回收站为生产装置提供取热热媒水和用热热媒水，占地面积约770m²，年运行8400h，设计规模为53.3MW、管网设计流量为2200t/h。

来自用热单元来的70°C热媒水进入余热回收站，经自清洗过滤器（0603-S101）去除杂物、除油除铁装置（0603-PK101）旁滤去除水中油污和铁质后，进入热媒水冷却器（0603-E102A/B），采用循环冷却水冷却，保证其温度为70°C，采用氮气经热媒水定压缓冲罐（0603-D101）为循环系统定压、补水，热媒水压力控制在0.3MPa，经热媒水循环泵（0603-P101A/B/C/D）升压至1.15MPa后，送至各取热单元取热，取热后的热媒水温度升至95°C，回至余热回收站内，进入热媒水加热器（0603-E101A/B），采用1.0MPa蒸汽补热，确保其温度为95°C，再送至各用热单元放热降温，降温后的热媒水

再回至回余热回收站循环使用。

2.5.4 仪表风增压站

仪表风增压站在现有仪表风供应管网出现故障情况下可为油化部提供30min的仪表风连续用量，总占地面积约300 m²。

仪表风增压机(0602-K101)将管网来的0.7MPa的仪表风增压至3.1MPa，送入仪表风球罐(0602-TK101)内储存。当仪表风管网压力降低，则启动该仪表风储备系统，经压力调节阀(0602-PV2004)减压后向厂仪表风管网补充0.7MPa仪表风，从而保证全厂仪表风管网压力的稳定。仪表风球罐设置压力高、低报警，根据仪表风球罐压力人工启停增压机，确保罐内仪表风储量。

2.5.5 制冷换热站

制冷换热站包括供暖系统和制冷换热系统，负责建筑物供暖热水及中心控制室空调水供给占地面积约1320 m²。供暖系统设计规模3200kW，冬季运行3552h；制冷换热系统供冷设计规模600kW，年运行2880h；供热设计规模600kW、年运行3552h。

(1) 供暖系统

供暖水供水在各用户散热器散热后返回站内，经过滤器过滤后压力降至0.2MPa，由供暖水循环泵(0604-P201A/B)加压至0.7MPa，进入水-水板式换热器(0604-E201A/B)换热后，进入汽-水管壳换热器(0604-E202)，由蒸汽补充加热后送至厂区各供暖单元。

换热器(0604-E202)采用1.0MPa蒸汽加热，蒸汽量根据室外气温变化自动调节。

供暖系统补水来自补给水箱(0604-CL101，与制冷换热系统共用)，冬

季补给水箱的补水为 50°C 汽机凝结水，夏季补水为生产水。供暖换热系统定压补水采用全自动定压补水装置（0604-PK201）。

（2）制冷换热系统

制冷换热系统冬季采用水-水板式换热机组为空调系统提供空调热水，夏季采用热水型溴化锂制冷机组为空调系统提供空调冷水。

制冷换热系统工艺流程分为两部分：制冷部分和换热部分

①制冷部分

空调冷水自中心控制室空调末端换热为 12°C 后经管网回到制冷换热站，经冷水过滤器（0604-S101）后，进入热水型溴化锂制冷机组（0604-WCH101A/B），进行热交换降温至 7°C，送至空调水管网。

②换热部分

空调热水自中心控制室空调末端换热为 50°C，经管网送回制冷换热站内，经水-水板式换热机组（0604-PK102）加压后送入换热器，在换热器内空调热水与供热热媒水换热，升温至 60°C 后经管网送至中心控制室空调系统。

冷换热系统与供暖系统共用补给水箱，定压补水采用全自动定压补水装置（0604-PK101）。

2.5.6 3#污水提升设施

3#污水提升设施将轻油罐组、重油罐组、循环水场等的含油污水收集和提升送至公用工程部 320#污水处理装置，提升能力为 50m³/h、污水池有效容积为 300m³，占地面积 560 m²。

3#污水提升设施包括 1 座含油污水收集池，2 台含油污水提升泵、1 台浮动式收油器。污水收集池收集油品罐区、循环水场等正常生产排污，由含

油污水提升泵（0413-P101A/B）送至公用工程部 320#污水处理装置处理。含油污水池内设置浮动收油器（0413-M101），收集污油暂存池内，定期采用清污车收集。污水收集池产生的废气经废气处理设施处理合格后排放。

含油污水收集池设置高液位报警，高高液位联锁启含油污水提升泵；低液位报警，低低液位联锁停含油污水提升泵。

2.5.7 事故水提升设施

事故水提升设施将罐区及生产装置等排放的消防废水送至污水处理系统事故池，缓冲池容积为 2000m³，占地面积 110 m²。

事故水提升设施由 1 座事故水缓冲池、1 套切断闸门及 3 台事故水提升泵组成，提升能力 1800m³/h。

发生重大事故，罐区、工艺装置等排放的消防废水在超出第一级、第二级防控系统储存容量时，雨水外排口闸门关闭，事故水缓冲池闸门打开，消防废水经雨排系统进入事故缓冲池，由事故水提升泵（0403-P101A/B/C）送至污水处理系统事故池储存。

当事故水缓冲池液位（LT1001）达到低限时，联锁停泵（0403-P101A/B/C），当液位达到低低限时报警。

2.5.8 公用工程系统主要设备

公用工程系统主要设备总计 66 台，其中静设备 34 台，动设备 32 台，具体见表 2.4.4-1。

表 2.4.4-1 设备种类及数量表

容器	换热设备	压缩机	风机	机泵	其它设备	总计
3	8	1	3	28	23	66

（一）压力容器

公用车间对压力容器进行统一管理，装置区共有压力容器 53 台，所有压力容器安全状况等级均为 1 级，所有压力容器将于 2021 年 5 月进行首次全面检验，压力容器分类情况见表 2.4.4-2。

表 2.4.4-2 公用车间压力容器分类情况汇总表

压力容器类别		
I	II	III
16	34	3

（二）压力管道

公用车间对压力管道进行统一管理，车间共有压力管道 639 条，所有压力管道安全状况等级均为 1 级，均在有效检验期内。

（三）起重设备

催化循环水场泵房内设有 1 台电动单梁桥式起重机，起重设备经辽阳市特种设备监督检验所检验合格，在有效检验期内。

2.5.9 自动控制及仪表

（一）公用工程系统均采用 DCS 控制系统对工艺过程进行集中控制、监测、记录和报警。装置的主要操作参数均引入控制室，由 DCS 进行实时控制，完成数据采集、信息处理、过程控制、安全报警等系统功能，对影响装置正常操作或产品质量的工艺参数在中央控制室内均设置越限报警。

在中心控制室公用储运装置区域，设 6 套双屏操作站，其中储运系统及循环水场区域 2 套；汽油组分罐组区域 2 套；热工单元区域 2 套，每套操作站带 22 寸双屏显示器。在储运区现场机柜室（FAR04），设 1 套工程师站。

在循环水场区域，设置 2 套 DCS 控制器，控制器布置在储运区现场机柜室。热工单元在外操室内设 DCS 监视站，与循环水场共用。热工单元在

一、二联合现场机柜室（FAR01），设 1 套工程师站，并配带 22 寸显示器，热工设施区域设置 1 套 DCS 控制器，I/O 点数 1057 点，控制器布置在一、二联合装置现场机柜室。

DCS 系统设有 OPC 接口，可通过该接口与 MES 系统进行数据上传。

（二）GDS 系统在循环水场现场机柜室采用 1 套 DCS 独立控制器，在中心控制室设 1 套操作站，配带 22 寸双屏显示器，公用储运各装置共用。

（三）公用工程系统主要采用检测回路，部分回路采用单回路定值控制和分程控制，由 DCS 系统完成。

2.5.10 安全设施

（一）安全阀

公用车间对安全阀进行统一管理，车间共有 143 台安全阀，所有安全阀均经辽阳石油化纤工程有限公司校验合格，在有效校验期内。

（二）其它安全设施

公用工程系统安全设施配备情况见表 2.4.4-3~2.4.4-8。

表 2.4.4-3 预防事故设施表（通信及报警设施）

序号	名称	数量	单位	安装位置
1	行政电话	3	台	车间办公室、控制室
2	调度电话	1	台	操作室
3	手动火灾报警按钮	2	台	循环水场西侧
4	火灾报警控制器	1	台	中心控制室 1
5	无线对讲电话系统	12	台	操作室、车间办公室

表 2.4.4-4 控制事故设施表（可燃、有毒气体报警仪）

序号	名称	数量	单位	安装位置
1	固定式可燃气体报警仪	6	台	CI-103 附近、0411-P102B 附近、R2503 罐附近、B2501AN/BN 泵附近、0403-P101A、近、0403-CI-101 南侧等处
2	便携式多种气体检测仪	3	台	车间操作室（各装置公用）

3	固定式有毒气体报警仪	7	台	R2503 罐上部、R2503 罐上部、R2503 罐下部、 B2501AN 泵附近、B2501BN 泵附近、 0413-CI101 含油污水收集池附近、 0413-CI101 含油污水收集池附近等处
---	------------	---	---	---

表 2.4.4-5 减少与消除事故影响设施表（消防设施）

序号	名称	数量	单位	位置
1	室外地上消火栓	8	台	循环水场 2 台，四站 4 台，办公楼前和浴池东各 1 台
2	手提式干粉灭火器	38	具	3#污水提升池 4 具，事故水提升池 4 具，除氧水及制冷换热站 30 具
3	推车式干粉灭火器	2	具	中控一层西北角

表 2.4.4-6 减少与消除事故影响设施表（安全防护设施）

序号	安全防护设施	位置	数量	单位
1	自给式正压空气呼吸器	操作室	8	套
2	过滤式半面罩	操作室	20	个
3	过滤式全面罩	操作室	12	个
4	滤毒盒	操作室	30	个
5	安全警戒带	操作室	20	盒
6	防火服	操作室	2	套
7	吸油毡	操作室	2	包
8	铁锹	操作室	10	把
9	医用担架	操作室	2	副
10	急救箱	操作室	4	套
11	防爆工作灯	操作室	2	台
12	安全淋浴洗眼器	催化循环水场加药间	1	台

2.5.11 装置运行情况

公用工程系统各单元采用的工艺技术成熟，设备质量可靠，设备参数和容量满足工艺要求，自控、报警、联锁、泄压、止逆等安全设施齐全，设备、设施安全状况良好。目前，车间各装置运行平稳。

2.6 危险化学品重大危险源安全管理情况

2.6.1 安全管理机构

辽阳石化公司总经理是公司安全生产第一责任人，对公司安全生产工作全面负责。辽阳石化公司设立质量健康安全环保部为公司安全管理专职部门，安全环保处配备专职安全管理人员，现有人员 38 人，设处长 1 人，副处长 4 人，专职安全管理人员 16 人，负责日常的安全生产（HSE 管理体系运行）的管理。

油化部设立了安全生产委员会（HSE 管理委员会）领导机构。安委会（HSE 委员会）下设办公室。各联合装置区设置安全总监和安全工程师各 1 人，专职负责装置区的日常安全管理、日常安全检查、现场监督等工作。油化部装置安全生产管理机构的设置和专职安全生产管理人员的配备满足《中华人民共和国安全生产法》等法律法规的要求。

油化部的主要负责人（1 人）、分管负责人及专职安全管理人员（11 人）共 12 人，均为具有化工安全生产相关专业学历和实践经验的人员，并经辽宁省应急管理厅组织的安全培训，获得了安全管理资格证书，其安全生产知识和管理能力符合有关法律法规的要求，能够满足企业生产的安全管理和现场处置应急事故的需要。

油化部现有在岗从业人员 625 人，专职安全管理人员 18 人，专职安全人员占在岗从业人员总人数的 2.88%，符合《危险化学品企业重点人员安全资质达标导则（试行）》（应急危化二〔2021〕1 号）中第 2.3 条规定的不低于 2% 的要求；专职安全管理人员的职称和学历满足中共中央办公厅、国务院办公厅印发了《关于全面加强危险化学品安全生产工作的意见》第十一条专职安全管理人员至少要具备中级及以上化工专业技术职称或化工安全

类注册安全工程师资格的要求。专职管理人员中有注册化工安全工程师4人，占专职安全管理人员的比例为36.36%，满足《中华人民共和国安全生产法》第二十七条、《注册安全工程师管理规定》第六条及《危险化学品企业重点人员安全资质达标导则（试行）》（应急危化二〔2021〕1号）中第2.4条中不低于15%的要求。

油化部各区域装置由安全环保组配备安全工程师负责各装置的安全管理工作。

2.6.2 安全生产管理制度及操作规程

（一）安全生产责任制

辽阳石化公司油化部建立了与职务、岗位较为匹配的全员安全生产责任制度。制度规定油化部主任为油化部安全生产第一责任人，对全厂安全生产工作负全责；下设安全总监（生产副主任兼任）对全厂安全生产进行监督，设置安全组作为安全管理的职能部门，具体负责全厂的日常安全管理工作，各区域长为装置区的安全生产负责人，设安全总监或安全监督对装置区生产装置及设施进行日常安全管理。

在现场调研期间，通过与相关岗位人员座谈，并对相关资料进行了核实，发现油化部安全生产责任制明确，落实情况较好。

（二）安全管理制度

辽阳石化公司制定了全面的安全生产管理制度，油化部除了执行中国石油、辽阳石化公司的各项安全管理制度外，根据实际情况建立健全了各种规章制度，对日常的生产和安全实现规范化管理。

辽阳石化公司油化部根据生产实际和安全生产有关规章、法规及标准的要求，不断改进和完善各项制度，能够满足实际生产需要和《中华人民共和

国安全生产法》、《危险化学品生产企业安全生产许可证实施办法》等有关法律法规的要求。

（三）安全操作规程

辽阳石化公司油化部组织各联合装置区生产装置安全管理和技术管理人员编制了各装置操作规程，主要包括《240万吨/年渣油加氢装置操作规程》、《100万吨/年催化汽油加氢-醚化装置操作规程》、《220万吨/年重油催化裂化装置操作规程》、《220万吨/年重油催化裂化装置烟气脱硫脱硝部分操作规程》、《40万吨/年气体分馏装置操作规程》、《40万吨/年干气及液化气脱硫装置操作规程》、《6万吨/年MTBE装置操作规程》、《140万吨/年重整装置操作规程》、《60万吨/年抽提装置操作规程》、《7Nm³/hPSA装置操作规程》、《16万吨/年烷基化装置操作规程》、《1万吨/年废酸再生装置操作规程》、《油品储运操作规程》、《公用工程系统操作规程》等10多项操作规程。操作规程内容包括工艺技术规程、操作指南、开工规程、停工规程、专用设备操作规程、基础操作规程、事故处理预案、操作规定、仪表控制系统操作法、安全生产及环境保护等内容。操作规程内容详细、全面，具有较强的可操作性。

油化部依据中国石油集团公司和辽阳石化公司的相关规定，将定期组织对相关操作规程进行修订完善。

（四）安全生产投入情况

辽阳石化公司油化部按照《企业安全生产费用提取和使用管理办法》的要求提取安全生产费用，并每年均制订安全投资计划。油化部员工参加了工伤保险，辽阳石化公司为油化部员工缴纳了保险费。

2.6.3 事故应急救援预案

辽阳石化公司依据《中华人民共和国安全生产法》、《生产经营单位生产安全事故应急预案编制导则》（GB/T29639-2020），并结合辽阳石化公司各单位生产特点和实际情况编制了《突发事件综合应急预案》、《危险化学品泄漏和中毒事故专项应急预案》、《生产和储存区域爆炸着火事故专项应急预案》，该应急救援预案于2024年9月27日在辽宁省应急管理厅备案，备案编号为211004-2024-00000070，备案证明见附件。

油化部根据《生产经营单位生产安全事故应急预案编制导则》（GB/T29639-2020）编制了《油化部生产安全事故综合应急预案》，强调了油化部的应急职能，规定了油化部应急组织体系和应急预案体系等重要内容，为油化部突发事件应急管理及应急处置提供了指导原则及总体框架。应急预案主要包括总则、应急组织机构及职责、应急响应、后期处置、应急保障、附件。对火灾爆炸、危化品泄漏及中毒窒息、环境污染、生产事故、设备事故等紧急情况和突发事件均有详细的应急响应程序。

油化部各区域根据各装置的实际情况，编制了各装置综合应急预案，编制完成后经油化部评审通过后发布执行，其操作性、实用性较强；并结合各装置的实际，突出重点，编制了相应的应急处置卡。

按照辽阳石化公司应急管理制度要求，油化部定期开展预案演练。根据应急预案演练情况，指导应急预案的修订，使预案更具合理性、适用性和可操作性。演练结束后及时对演练情况进行总结，对发现的不足予以修订和更新，提高事故应急预案的针对性、有效性和可操作性，有效预防事故的发生。演练频次为部级半年演练一次，装置每季度演练一次，班组每月演练一次。

2.6.4 安全生产教育及人员培训情况

辽阳石化公司油化部严格执行安全培训教育制度，压力容器、起重机械等特种从业人员、危险化学品作业人员按照《特种作业人员安全技术培训考核管理规定》的规定持证上岗。

所有员工在上岗前均根据中国石油和辽阳石化公司的规定，进行安全培训和考试，通过现场调查和了解，公司的管理人员和操作人员均具备较强的安全生产意识和安全生产技能，安全生产知识、专业知识、职业卫生防护和应急救援知识较为全面，专业技术过硬，能够熟练掌握职业卫生防护和应急救援知识；每年初制订全年的安全培训计划，年底对培训情况进行讲评。

（一）从业人员工作经验

通过现场座谈和查阅相关资料，工厂的管理人员和操作人员均具备较强的安全生产意识和较丰富的安全生产管理或装置操作经验。

辽阳石化公司油化部主任、部安全总监、部安全副总监、安全组组长以及安全组管理人员均具备国民教育化工专业大专以上学历，且具有3年以上化工企业工作经验。

（二）操作人员化工技能培训

（1）辽阳石化分公司油化部建立了比较完善的安全教育制度，对新入厂员工严格进行三级安全教育和技术培训。

（2）对在职工定期定期进行安全生产教育、培训和考核，建立基层职工安全教育培训档案，实行基层职工先培训后上岗制度，未经安全生产培训考核合格的员工，不得上岗作业。加强安全继续教育，不断提高员工的操作技能和事故防范能力。对新入厂职工的“三级安全教育”和转岗工人的二、三级安全教育，严格按照相关规定进行培训考核，并建立健全安全教育档案。对

外来检查指导工作、参观学习人员以及施工作业人员进行入厂安全教育，并配备相应的防护用品。

(3) 特种作业人员及特种设备管理人员经过政府相关部门组织的安全技术和操作技能的培训和考核，取得相应的操作证并持证上岗，并严格按照国家有关规定，对特种作业人员及特种设备作业人员进行复审、培训。

(4) 辽阳石化公司油化部涉及《重点监管危险化工工艺目录》（2013年完整版）中的危险化工生产工艺的装置有 240 万吨/年渣油加氢装置、100 万吨/年催化汽油加氢装置、220 万吨/年重油催化裂化装置、140 万吨/年连续重整装置、16 万吨/年烷基化装置。上述装置工艺岗位的操作人员均经培训，取得了辽宁省应急管理厅颁发的危险化学品安全作业资格证。其中油化部特种设备安全管理人员 15 人，加氢联合装置区加氢工艺作业 91 人，催化联合装置区裂解（裂化）工艺 62 人、工业锅炉司炉 53 人，重整联合装置区加氢工艺作业 62 人、烷基化工艺作业 49 人、工业锅炉司炉 104 人。

2.6.5 危险化学品企业重大危险源安全包保责任制运行情况

辽阳石化公司制定了《重大危险源安全管理办法》，对公司下属的重大危险源进行管理。油化部依据《应急管理部办公厅关于印发〈危险化学品企业重大危险源安全包保责任制办法（试行）〉的通知》（应急厅〔2021〕12号）的要求任命了各联合装置区各装置的生产单元危险化学品重大危险源的主要负责人、技术负责人和操作负责人，从总体管理、技术管理、操作管理三个层面对各重大危险源实行安全包保。油化部的主要负责人是各个重大危险源的第一责任人，带头查处现场违章行为，并督促技术负责人、操作负责人带动全员执行制度，通过安全观察与沟通、现场抽查、访谈等途径关注制度管理和执行方面的风险，及时采取措施加以管控，组织协调企业相关部门，

落实培训所需人、财、物方面的保障。此外，主要负责人还要组织开展重大危险源包保责任人的专项安全培训，加强重大危险源责任人对法规标准、包保责任的深刻理解，提高安全风险的识别和管控能力，促进包保责任措施落地见效。组织开展综合性隐患排查工作，重点对全员安全生产责任制的落实情况、安全生产管理制度及操作规程的执行情况以及重大危险源包保责任落实情况进行排查。同时督促技术负责人和操作负责人开展专业性排查和日常巡检排查，积极主动整改消除发现的隐患问题，落实闭环管理，对不能及时整改的要落实管控措施降低风险等级。三个层面的责任人分工不同，职责不同，一级对一级负责，层层抓落实，实现对重大危险源全天候、全方位、全员、全过程的安全管理。

2.6.6 双重预防体系建设情况

为坚持“安全第一、预防为主”的方针，落实各级主管部门关于建立双重预防机制的重大决策部署，准确把握安全生产的特点和规律，坚持风险预控、关口前移，把安全风险管控在隐患前，把隐患排查治理挺在事故前，全面推行安全风险分级管控，进一步强化隐患排查治理，油化部成立双重预防体系建设领导小组并明确各自职责，通过传达学习和贯彻关于安全生产风险分级管控与隐患排查体系建设相关的政府文件、精神和要求及公司制度规定、进行安全生产风险分级管控与隐患排查体系建设宣贯和培训、开展全员危害因素辨识、做好风险辨识评价及分级管控工作，开展全员隐患排查、建立隐患项目挂牌督办、整治协调机制等措施，全面负责推进双重预防机制建设和运行工作。

(1) 全面开展风险防控工作

油化部成立领导小组，负责协调和指导各区域风险辨识、评估、分级防

控工作，协调解决推进中的问题。各单位装置成立评价小组，根据具体工作性质、特点、工种、区域位置等划分评价单元，明确评价小组成员及其负责的区域（单元）和责任，在属地内开展全员危害因素辨识，同时以工艺流程、工艺操作、岗位职能、设备单体来划分评价单元，对每个评价单元选用工作前安全分析（JSA）、危险与可操作性分析（HAZOP）、故障模型及影响分析法（FMEA）、安全检查表法、头脑风暴法等方法进行风险辨识、分析，形成工艺流程风险评价表、作业环境风险评价表、设备设施风险评价表、工艺操作风险评价表、检维修作业风险评价表、管理活动风险评价表，对风险评价表中的风险点选用作业条件危险性评价法（LEC）、矩阵法等方法进行评价，根据评价结果制定相应的管控措施，并根据安全风险事件可能造成的后果严重程度，明确各级管理部门、人员管控职责和范围，将风险管控责任落实到各级岗位上，实施分级防控，确保风险管控措施能够得到具体落实，同时根据风险等级和管控级别，形成本装置的区域风险防控“四色图”。

（2）扎实推进隐患排查、治理、管控工作

油化部结合《危险化学品企业安全风险隐患排查治理导则》和公司相关制度，每年度制定相应的《安全隐患排查工作计划》，明确隐患排查的范围、隐患排查方式、隐患排查的频次、隐患排查项目等相关内容。根据职能和岗位的不同，制定相应的部级、区域级、班组级等各层级安全隐患排查清单，结合隐患排查工作计划和安全隐患排查清单开展隐患排查工作。

对排查出的隐患问题，能立即整改的隐患必须立即整改，无法立即整改的，根据“五定”要求，制定相应的隐患治理计划，成立以油化部隐患治理工作组，全面组织、协调、推进、督办隐患，建立了隐患项目挂牌督办、整治协调机制，协调隐患项目治理过程中需要解决的问题，制定下一步的工作

计划，确保隐患项目顺利推进，按期完成。

对无法立即整改的隐患，不需要立项整改的，制定相应的管控措施，并告知岗位操作人员，做好整改前的隐患管控工作；对需要立项整改的安全生产隐患，制定相应的管控方案和应急预案，明确管控机构、管控措施、防范措施和责任落实，避免因隐患失控引发事故事件。

隐患治理完成后，由专人进行验证隐患治理情况，对需要立项整改的隐患项目，成立专门的隐患治理效果验收小组，对隐患治理效果进行评价、验收，确保隐患得到有效治理。

2.6.7 安全管理措施

（一）工艺安全技术措施

油化部重大危险源采用的工艺和技术均为国内主流化工工艺技术，主要生产装置及公用工程采取的生产工艺和技术不存在国家明令淘汰的落后工艺和技术。

辽阳石化公司油化部现有7套装置采用的工艺属于国家安监总局重点监管的危险化工工艺，均构成重大危险源；7套装置均按《重点监管危险化工工艺目录》（2013年完整版）的规定，采取了安全控制措施，对重点工艺参数进行监控。设有报警联锁系统；紧急停车系统；安全泄放系统；可燃和有毒气体检测报警装置等系统。

自控系统运行、工艺设施的安全联锁性良好，对生产过程中可能出现的不正常状态和安全事故能实现有效的监控和及时报警，并可根据实际需要进行阀门快速切换或紧急停车。对信号报警与联锁系统定期维护保养，保证系统的正常运行。

（二）监测监控系统的管理

重大危险源设有 DCS 控制系统、SIS 系统及可燃、有毒气体检测报警系统，负责采集温度、压力、液位、流量、组份以及可燃气体和有毒有害气体泄漏信息，并具备信息远传、连续记录、事故预警、信息存储等功能。

经检查，各装置的安全控制、重点监控参数及采用的控制方式均符合文件的相关规定。

重大危险源现场有明显安全须知和安全标志牌；

重大危险源现场消防通道畅通无阻；

重大危险源现场使用防爆设备设施；

操作人员要严格执行操作规程，严防误操作事故发生；

公司定期对操作人员进行安全培训并考试合格；

危险源周围的消防器材、防护器材要完好备有，并定期检查；

危险源的防雷、防静电设施要完好备用，定期检测并存有档案；

按照规定定期对安全阀、压力容器等设施进行检验并将结果存档；

可燃气体报警装置完好备用，定期检测并将结果存档。

（三）安全检查与事故隐患排查

公司级综合安全、消防、职业卫生检查，每年均不少于四次，每次检查由公司主管安全的经理组织，检查主要内容查思想、查纪律、查制度、查领导，查隐患。

（四）安全培训

对重大危险源的管理和操作岗位人员进行安全操作技能培训，使其了解重大危险源的危险特性，熟悉重大危险源安全管理规章制度和安全操作规程，掌握本岗位的安全操作技能和应急措施。

（五）安全标志

凡容易发生事故危及生命安全的场所和设备，按《安全标志》的规定设置有安全标志或警示牌。

（六）重大危险源告知

安全部门负责制定全年的教育培训计划，人力资源部负责提供培训资源保障，指导督促各基层单位根据本单位的实际情况制定安全教育计划，开展安全教育培训工作，并对培训效果进行评估和改进。

教育内容包括：本单位生产特点，主要设备性能、工艺流程、安全、消防、职业卫生技术规程（操作法）和有关规章制度、事故教训、防火防爆、防尘防毒知识、应急救援及安全注意事项等，并经考试合格，方准上岗。

（七）重大危险源档案管理

公司建立重大危险源档案，定期并及时审核重大危险源台账。

每三年进行一次重大危险源的安全评估工作。评估工作应由有资质的机构进行，《评估报告》按要求进行备案。

每年由公司组织开展定期重大危险源的检查工作，各分管单位不定期自查，对检查中发现的问题，按要求及时整改。

（八）变更管理

企业制定有变更管理制度，制定有变更申请表及变更验收表，若发生变更，按管理制度要求履行变更程序。

本周期内重大危险源未发生重大变更。

（九）检维修作业

通过现场检查企业动火作业票、高处作业、临时用电等作业票，并查看其特殊作业安全管理制度，符合《化学品生产单位特殊作业安全规范》

（GB30871-2022）的具体要求。

2.6.8 特种设备及强制检测设备设施检测情况

2.6.8.1 防雷、防静电检查情况

油化部防雷装置经辽阳市气象服务中心检测，检测结果符合相关标准规范要求，有效期半年。

2.6.8.2 消防设施检测情况

油化部消防设施经辽阳市消防检测中心检验，检验结论合格，有效期一年。

2.6.8.3 防爆电气检测情况

油化部防爆电气经吉林锦华防爆电气安全检测有限公司检测，检验结论合格。

2.6.8.4 可燃气体报警检测仪检测情况

油化部可燃气体报警检测仪均经辽阳石化分公司质量检验中心检定合格，处于有效期内。

2.6.8.5 压力表检测情况

油化部压力表经辽阳石化分公司质量检验中心检定，检定结论合格，有效期半年。

2.6.8.6 安全阀检测情况

油化部安全阀经辽阳石油化纤工程有限公司校验，检验结论合格。有效期一年。

2.6.8.7 工业管道检测情况

油化部工业管道经营口市锅炉压力容器检验研究所检验，检验结论合格。

2.6.8.8 压力容器检测情况

油化部压力容器经营口市锅炉压力容器检验研究所检验，检验结论合格。

2.6.8.9 起重机械检测情况

油化部起重机械经辽阳市特种设备监督检验所检验，检验结论合格。

综上所述，辽阳石化分公司油化部特种设备及强制检测设备设施均已定期检测，检测结果为合格，满足使用需求。

2.6.9 异常工况情况

油化部评价周期内运行正常，不存在异常工况。

2.6.10 HAZOP 情况

辽阳石化分公司已委托北京乐文石油化工研究院对生产装置进行HAZOP分析，计划于2025年至2026年完成此项工作。

3 事故发生的可能性及危害程度

3.1 危险化学品的危险、危害特性分析

3.1.1 危险化学品辨识

根据《危险化学品目录》，辽阳石化公司油化部涉及的主要危险化学品情况，见表 3.1-1：

表 3.1-1 危险化学品的危险特性表

序号	物料名称	危险化学品目录序号	CAS 号	UN 编号	危险性类别	闪点 (°C)	引燃温度 (°C)	爆炸极限 (V%)	火灾危险类别	组别级别	毒性级别
1	汽油	1630	86290-81-5	1203	易燃液体, 类别 2* 生殖细胞致突变性, 类别 1B 致癌性, 类别 2 吸入危害, 类别 1 危害水生环境-急性危害, 类别 2 危害水生环境-长期危害, 类别 2	-46	415~530	1.4~7.6%	甲 B	II AT3	轻度危害
2	石脑油	1964	8030-30-6	1256	易燃液体, 类别 2* 生殖细胞致突变性, 类别 1B 吸入危害, 类别 1 危害水生环境-急性危害, 类别 2 危害水生环境-长期危害, 类别 2	<-18	288	1.1~5.9	甲 B	II AT3	中度危害
3	正戊烷	2796	109-66-0	1265	易燃液体, 类别 2 特异性靶器官毒性-一次接触, 类别 3 (麻醉效应 吸入危害, 类别 1 危害水生环境-急性危害, 类别 2	-40	260	1.7~9.8	甲 B	II AT3	轻度危害
4	苯	49	71-43-2	1114	易燃液体, 类别 2 皮肤腐蚀/刺激, 类别 2	-11	560	1.20~7.80 %	甲 B	II AT1	极度危害

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

序号	物料名称	危险化学品目录序号	CAS号	UN编号	危险性类别	闪点(°C)	引燃温度(°C)	爆炸极限(V%)	火灾危险类别	组别级别	毒性级别
					严重眼损伤/眼刺激, 类别 2 生殖细胞致突变性, 类别 1B 致癌性, 类别 1A 特异性靶器官毒性-反复接触, 类别 1 吸入危害, 类别 1 危害水生环境-急性危害, 类别 2 危害水生环境-长期危害, 类别 3						
5	甲苯	1014	108-88-3	1294	易燃液体, 类别 2 皮肤腐蚀/刺激, 类别 2 生殖毒性, 类别 2 特异性靶器官毒性-一次接触, 类别 3(麻醉效应) 特异性靶器官毒性-反复接触, 类别 2* 吸入危害, 类别 1 危害水生环境-急性危害, 类别 2 危害水生环境-长期危害, 类别 3	4	480	1.10~7.10	甲 B	II AT1	中度危害
6	液化石油气	2548	68476-85-7	1075	易燃气体, 类别 1 加压气体 生殖细胞致突变性, 类别 1B	-	426~537	5~33	甲 A	II AT2	中度危害
7	氨	2	7664-41-7	1005	易燃气体, 类别 2 加压气体 急性毒性-吸入, 类别 3* 皮肤腐蚀/刺激, 类别 1B 严重眼损伤/眼刺激, 类别 1 危害水生环境-急性危害, 类别 1	-	630	15~28	乙	II AT1	中度危害
8	异丁烷	2707	75-28-5	1969	易燃气体, 类别 1 加压气体	-82.8	460	1.4~8.5	甲	II AT1	轻度危害

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

序号	物料名称	危险化学品目录序号	CAS号	UN编号	危险性类别	闪点(°C)	引燃温度(°C)	爆炸极限(V%)	火灾危险类别	组别级别	毒性级别
9	正丁烷	2778	106-97-8	1011	易燃气体, 类别 1 加压气体	-60	405	1.9~8.5	甲	IIAT2	轻度危害
10	氮气[压缩]	172	7727-37-9	1066	加压气体	—	—	—	戊	—	轻度危害
11	氢	1648	1333-74-0	1049	易燃气体, 类别 1 加压气体	—	500	4.1~74.1%	甲	IICT1	轻度危害
12	甲烷(燃料气)	1188	74-82-8	1971	易燃气体, 类别 1 加压气体	—	537	5~15	甲	IIAT1	轻度危害
13	硫化氢	1289	2148878	1053	易燃气体, 类别 1 加压气体 急性毒性-吸入, 类别 2× 危害水生环境-急性危害, 类别 1	-60	260	4~46	甲	II BT3	高度危害
14	氢氧化钠	1669	1310-73-2	1823	皮肤腐蚀/刺激, 类别 1A 严重眼损伤/眼刺激, 类别 1	—	—	—	丁	—	轻度危害
15	二甲基二硫(DMDS)	492	624-92-0	2381	易燃液体, 类别 2 急性毒性-经口, 类别 3 急性毒性-吸入, 类别 3 皮肤腐蚀/刺激, 类别 2 严重眼损伤/眼刺激, 类别 2B 生殖毒性, 类别 2 特异性靶器官毒性-反复接触, 类别 1 危害水生环境-急性危害, 类别 2 危害水生环境-长期危害, 类别 2	24	—	1.1~16%	甲 B	II BT3	中度危害
16	四氯乙烯	2064	127-18-4	1897	致癌性, 类别 1B 危害水生环境-急性危害, 类别 2 危害水生环境-长期危害, 类别 2	—	413	—	丙 B	—	轻度危害

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

序号	物料名称	危险化学品目录序号	CAS号	UN编号	危险性类别	闪点(°C)	引燃温度(°C)	爆炸极限(V%)	火灾危险类别	组别级别	毒性级别
17	甲醇	1022	67-56-1	1230	易燃液体, 类别 2 急性毒性-经口, 类别 3* 急性毒性-经皮, 类别 3* 急性毒性-吸入, 类别 3* 特异性靶器官毒性-一次接触, 类别 1	11	464	6~36.5	甲 B	II AT2	轻度危害
18	环丁砜	-	126-33-0	-	-	166	-	-	丙 B	-	轻度危害

注：1、物质的火灾危险性按《石油化工企业设计防火标准》（GB 50160-2008，2018 年版）和《建筑设计防火规范》（GB 50016-2014，2018 年版）划分。

2、物质危险性类别按《危险化学品目录（2022）》划分；

3、物质的毒性分级按《职业性接触毒物危害程度分级》划分；

4、物质是否列入重点监管危险化学品按《国家安全监管总局关于公布首批重点监管的危险化学品名录的通知》及《国家安全监管总局关于公布第二批重点监管的危险化学品名录的通知》辨识；

5、物质是否属于易制毒化学品按《易制毒化学品管理条例》进行辨识；

6、物质的闪点、爆炸极限、防爆组别按《爆炸危险环境电力装置设计规范》；

7、是否列入特别管控危险化学品按《特别管控危险化学品目录（第一版）》辨识；

8、易制爆化学品按《易制爆危险化学品名录（2017 年版）》辨识。

3.1.2 化学品识别

3.1.2.1 易制毒化学品

依据《易制毒化学品管理条例》（国务院令 445 号，2005 年 11 月 1 日实施，国务院令 653 号〔2014〕第一次修订，国务院令 666 号〔2016〕第二次修订，国务院令 703 号〔2018〕第三次修订）、《国务院办公厅关于同意将 a-苯乙酰乙酸甲酯等 6 种物质列入易制毒化学品品种目录的函》（国办函〔2021〕58 号）、《公安部、商务部、国家卫生健康委员会、应急管理部、海关总署、国家药品监督管理局关于将 4-（N-苯基氨基）哌啶、1-叔丁氧羰基-4-（N-苯基氨基）哌啶、N-苯基-N-（4-哌啶基）丙酰胺、大麻二酚、2-甲基-3-苯基缩水甘油酸及其酯类、3-氧-2-苯基丁酸及其酯类、2-甲基-3-[3,4-（亚甲二氧基）苯基]缩水甘油酸酯类列入易制毒化学品管理的公告》（2024 年 8 月 2 日公布，2024 年 9 月 1 日实施）和《公安部、商务部、国家卫生健康委员会、应急管理部、海关总署、国家药品监督管理局关于将 4-哌啶酮和 1-叔丁氧羰基-4-哌啶酮列为易制毒化学品管理的公告》（2025 年 6 月 20 日公布，2025 年 7 月 20 日实施）辨识，油化部涉及的甲苯、硫酸属于易制毒化学品。

3.1.2.2 剧毒化学品

根据《危险化学品目录》（2015 版，2022 调整），油化部所涉及的危险化学品中不存在剧毒化学品。

3.1.2.3 高毒物品

根据《高毒物品目录》（2003 年版），油化部各装置所涉及的危险化学品中氨、苯、硫化氢、一氧化碳为高毒物品。

3.1.2.4 易制爆危险化学品

根据《易制爆危险化学品名录》（2017 年版），油化部不涉及易制爆危险化学品。

3.1.2.5 监控化学品

根据《中华人民共和国监控化学品管理条例》（国务院令第 190 号，根据国务院令第 588 号修订）、《〈中华人民共和国监控化学品管理条例〉实施细则》（中华人民共和国工业和信息化部令第 48 号）、《各类监控化学品名录》（中华人民共和国工业和信息化部令第 52 号）及《列入第三类监控化学品的新增品种清单》（国家石油和化学工业局令〔1998〕第 1 号）规定，油化部不涉及第一至第三类 监控化学品物质

根据《部分第四类监控化学品名录（2019 版）》，油化部涉及的二 甲基二硫、甲醇、MTBE、四氯乙烯、苯、甲苯、二甲苯、戊烷、异丁烷、正丁烷属于第四类监控化学品。

3.1.2.6 重点监管的危险化学品

根据《重点监管的危险化学品名录》（2013 年完整版）的规定，油化部各装置涉及的氢气、石脑油、硫化氢、汽油、 甲醇、液化石油气、一氧化碳、氨、二氧化硫、丙烯、乙烷、MTBE 甲基 叔丁基醚、苯、甲苯、甲烷属于重点监管的危险化学品。

3.1.2.7 特别管控危险化学品

根据《特别管控危险化学品目录（第一版）》（应急管理部、工业和信息化部、公安部、交通运输部公告，2020 年第 1 号附件）的规定，油化部各装置涉及的氨、液化石油气、汽油、甲醇属于特别管控危险化学品。

3.1.3 重点监管的危险化工工艺

根据国家安全监管总局《关于公布首批重点监管的危险化工工艺目录的通知》（安监总管三[2009]116 号）、《关于公布第二批重点监管的危险化工工艺目录和调整首批重点监管危险化工工艺中部分典型工艺的通知》（安监总管三[2013]3 号），油化部本次评价范围内的 5 套生产装置生产工艺属于重点监管的危险化工工艺，具体如下：

序号	装置名称	重点监管的危险化工工艺
1	240 万吨/年渣油加氢装置	加氢工艺
2	100 万吨/年催化汽油加氢装置	加氢工艺
3	140 万吨/年连续重整装置	加氢工艺
4	220 万吨/年重油催化裂化装置	裂解（裂化）工艺
5	16 万吨/年烷基化装置	烷基化工艺

各装置根据各生产工艺技术的特点，确定了重点监控的工艺参数，装备和完善自动控制系统，设置了 DCS 控制系统、安全仪表系统 SIS 以及紧急停车系统 ESD，实现装置的安全联锁和紧急停车。

3.2 生产过程危险有害因素分析结果

根据分析，油化部的主要危险、有害因素是火灾、爆炸、中毒、窒息和腐蚀灼烫，同时还存在机械伤害、高处坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘危害、车辆伤害、起重伤害、低温危害等危险、有害因素。油化部各区域装置的重点危险区域（岗位）的主要危险、有害因素见下表。

表 3.2-1 主要危险、有害因素

装置区	装置名称	主要危险有害因素
加氢联合装置区	240 万吨/年渣油加氢装置	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害
	100 万吨/年汽油加氢-醚化装置汽油加氢部分	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害
	100 万吨/年汽油加氢-醚化装置醚化部分	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害
催化联合装置区	220 万吨/年重油催化裂化装置催化裂化部分	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害、低温、起重伤害
	220 万吨/年重油催化裂化装置烟气脱硫脱硝部分	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害
	40 万吨/年干气及液化气脱硫装置	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害、低温
	40 万吨/年气体分馏装置	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害、低温
	6 万吨/年 MTBE 装置	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害
重整联合装置区	140 万吨/年重整装置	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害、低温、敷设、起重伤害
	60 万吨/年抽提装置	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害
	7 万标方/小时 PSA 装置	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害
	16 万吨/年烷基化装置	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害、低温、起重伤害
	1 万吨/年废酸再生装置	火灾、爆炸、中毒、窒息、机械伤害、高处、坠落、物体打击、触电、噪声、粉尘、腐蚀、灼烫、车辆伤害

3.3 生产过程中危险、有害因素辨识与分析

3.3.1 主要装置工艺过程危险性分析

3.3.1.1 240 万吨/年渣油加氢装置工艺过程危险有害因素分析

渣油加氢装置涉及的主要危险、有害物质包括：柴油、减压渣油、蜡油、石脑油、氢气、硫化氢、干气、燃料气等。

渣油加氢装置处理减压渣油、催化重循环油的混合进料，经过加氢反应生产加氢渣油为催化装置提供合格的原料，同时副产部分石脑油和柴油。装置的火灾危险性类别为甲类。装置采用的工艺属于《重点监管危险化工工艺目录》（2013年完整版）中列入的加氢工艺，发生火灾爆炸的危险性较大。

（1）反应部分

①加氢属于重点监管的危险化工工艺，加氢为放热反应过程，在高温、高压、催化条件下进行，如反应过程温度、压力控制不当可能引发火灾爆炸事故。第一加氢反应器反应温度靠进料温度控制，第二至第四加氢反应器温度的控制主要在于冷氢的注入，如冷氢流程故障、反应进料温度控制故障可能造成反应器温升，严重时飞温造成催化剂、设备的损坏，处理不当引发火灾、爆炸事故。原料含杂质过多，催化剂中毒造成副反应增多可能引发反应温度、压力异常升高，处理不当造成火灾爆炸事故。

②渣油加氢装置反应温度超过渣油的自燃点，高温物料的管线、阀门、换热设备、泵等的密封处泄漏就可能造成泄漏物自燃，少量渗漏一般表现为渗漏处冒烟，如泄漏量大或处置不当可能造成火灾引发火灾爆炸事故。

③加氢反应器为高温、高压操作设备（例如第一反应器操作压力达18.2MPa，413℃），是该装置最重要的设备之一，一旦出现问题直接导致装置的停工。该套装置加氢反应器间的物料管线上注入急冷氢。反应器的操作

条件为高温高压、临氢，操作条件苛刻，加氢反应为强放热反应，为了严格控制反应温度的平稳，必须将反应剩余热量导出系统，控制反应温度的方法除了控制其进料温度外，主要是通过急冷氢的注入来控制。如果氢气系统出现故障，会导致反应温度失控、床层飞温，导致反应器超温、烧坏催化剂，并可能导致器壁发生热蠕变，刚度、强度迅速下降，严重时导致设备破裂着火，甚至发生爆炸。

在加氢反应过程中，原料中的硫、氮、氧等化合物转化为硫化氢、氨和水，其可进一步生成的铵盐（硫酸铵、碳酸氢铵等），当反应产物温度降低后会结晶出来，从而堵塞管线或冷却器，加速管线和冷却器的垢下腐蚀而引起穿孔泄漏，给系统安全生产带来危险。

如果原料油含杂质过多，自动反冲洗过滤器系统能力不够，杂质将随原料油进入反应器，将堵塞反应器的催化剂床层，引起床层压降迅速增大，缩短装置的运转周期，也易导致事故发生。

催化剂装卸作业过程中主要风险有硫化亚铁自燃、物体打击、人员窒息等。催化剂在卸剂过程中反应器内需要充氮气保护，卸剂过程的作业环境处于无氧状态，人员进入作业氮气窒息的风险较高。若反应器催化剂装填质量不良造成床层催化剂堆积，局部密度大，易造成化学反应热带不稳，局部超温，结焦。

④开车前，催化剂需硫化，硫化剂选用二硫化二甲基，其闪点为 24℃，为甲 B 类火灾危险性物质；其爆炸极限为 1.1~16%（V），其蒸气与空气可形成爆炸混合物，遇明火、高热能引起燃烧爆炸；与氧化剂能发生强烈反应；其蒸气比空气重，能在较低处扩散到相当远的地方，遇明火会引着回燃；若遇高热，容器内压增大，有开裂和爆炸的危险。

(2) 分馏部分

①分馏塔的塔顶、馏入线、馏出线和冷凝冷却系统容易发生腐蚀穿孔，造成泄漏起火，分馏塔顶部、塔顶回流罐是腐蚀的重点部位。如塔的压力控制不稳，可能造成塔盘雾沫夹带，引起操作波动，除影响产品质量外还可能因操作调节不当造成事故发生。塔器内呈现气-液共存状态，如果发生泄漏，会与空气形成爆炸性气体混合物，遇点火源会发生火灾爆炸事故。塔内物质大多为电介质，在装置内系统内流动，尤其是压力下输送时易产生静电火花，引起火灾爆炸。

②热高分、冷高压分离器都是反应产物的分离设备，冷高分内进行油、气、水三相分离，如液面控制不好，液面过高，会造成循环氢带液而损坏循环氢压缩机；液面过低，容易发生高压系统窜入低压系统而发生爆炸事故。其玻璃液面计、压力表、安全阀、调节阀，任何一个部件失灵都可能导致重大事故的发生。

循环氢脱硫塔液位失控，会引起高压物料窜至低压系统，造成设备超压破裂而发生爆炸事故。也会造成循环氢大量带液，排液不及时造成压缩机损坏，系统停车。MDEA 发泡会造成循环氢脱硫效果不良，影响长周期生产，也易造成循环氢带液，损坏压缩机。

酸性水有很强的腐蚀性，容易对设备和管线造成腐蚀，一旦发生泄漏，导致火灾、爆炸的危险。

③高、低压设备并存引发窜压事故的风险，热高压分离器操作压力 5.8MPa，热低压分离器操作压力 2.9MPa；冷高压分离器操作压力 15.6MPa，冷低压分离器操作压力 2.8MPa，如热高压分离器、冷高压分离器液位控制故障或阀门故障可能造成高压窜低压，引发火灾、爆炸事故；冷高压分离器

液位过低，失去油水界面情况，高压物料可能窜至酸性水系统，引发火灾、爆炸事故。高压注水泵（高压洗油泵）故障、高压注水（洗油）管线未设单向止回阀，可能使高压反应物料窜至除盐水（低分）系统，引发火灾、爆炸事故。在两组反应器切换、开停工的吹扫、置换或流程切换过程中，如不严格按照规程操作，或操作中失误，可能造成高压管线物料窜到低压系统，引发爆炸及火灾爆炸事故。

（3）加热炉

①加热炉是该装置的重要设备，用来为反应提供热量，如炉管壁温超高，会缩短炉管寿命；当超温严重、炉管强度降低到某一极限时，可能导致炉管爆裂，造成恶性爆炸事故。加热炉所用燃料发生泄漏，如果漏到外面与空气形成爆炸性气体，加热炉又有明火存在将会发生爆燃，对人身安全威胁极大。加热炉点火时，未进行吹扫置换，炉膛内有可能发生爆炸。

②加热炉进料组分较重，炉出口温度高，如果各路进料量不均匀，炉管内易结焦，造成局部过热，严重时还会在炉管内形成焦块，堵塞加热炉的管线，部分炉管受热不均，造成炉管烧穿发生漏油起火。

③如果由于断电或引风机机械故障而使引风机突然停转，则炉膛内很快变成正压，会从窥视孔或烧嘴等处向外喷火，严重时会引起炉膛爆炸。

④如果燃料系统大幅度波动，燃料气压力过低，可能造成加热炉烧嘴回火，使烧嘴烧坏，甚至会引起爆炸。

⑤炉用燃料瓦斯漏到外面与空气形成爆炸性气体，遇加热炉明火将会发生爆燃。加热炉如果发生熄火，重新点火前若炉膛内吹扫置换不合格，炉膛内有残存的瓦斯，点火时易发生炉膛爆炸。

东北某炼油厂曾发生因瓦斯阀门未关，炉膛内漏进大量瓦斯，点火时发

生爆炸，造成人员伤亡、加热炉严重损坏的恶性事故。该装置未设火焰监测器，一旦发生熄火时，不能及时发现，若大量进入炉膛存在炉膛炸膛的危险性。

⑥瓦斯冬季凝液多，易带液造成加热炉底着火。

(4) 压缩机区

①该装置设 3 台离心式循环氢压缩机，2 台往复式新氢压缩机。

②循环氢压缩机选用离心式压缩机，如果操作中流量达到最低流量时（一般为额定流量 50~70%），将发生喘振（或飞动），即机体产生周期性强烈振动，并伴有单向阀周期性开、关撞击现象，压缩机出入口流量大幅周期性波动，出口压力不稳定，轴承振动和轴位移超标，易损坏密封、轴瓦，严重时造成停机和装置停工。

循环氢压缩机用汽轮机拖动，汽轮机在开机时若暖机升速不当，也会导致设备的损坏，严重时会影响装置的安全生产，蒸汽带液时会冲击叶片，使机组的振动增大，严重时损坏机组的零部件。另外当汽轮机的调速系统发生故障（如危急遮断器、危急保安器失灵或误动作、调节汽阀或二次油压调节失控等）存在停机、超速等事故。

③新氢压缩机是往复式压缩机，由于活塞的往复运动易引起管线、设备同步振动增加了设备疲劳损坏故障，如焊缝开裂、管壁减薄处断裂等可造成介质泄漏。氢气泄漏十分危险，氢气爆炸极限范围宽，泄漏在空气中遇明火发生爆炸的概率很高。氢的点火能量要求很低，仅为 0.019MJ，除了明火之外，防爆等级不够的电气火花、通讯设施火花，以及高压氢气泄漏时产生的静电都会诱发火灾爆炸事故。氢气泄漏不严重时 would 很快因静电火花而燃烧，其火焰为蓝色，白天不易发现，从而增加了致使事故进一步扩大的危险。

若压缩机入口分液罐液位过高，压缩机吸入液体将使压缩机平衡遭到破坏，产生振动，严重时损坏设备，造成介质泄漏，导致燃爆。

④新氢压缩机和循环氢压缩机操作压力高达 19MPa，介质分别为 H₂ 及 H₂+H₂S，气体经过压缩产生高温高压可能造成压缩机缸体、转动部件、轴密封（填料密封或干气密封）、管线、阀门等处发生泄漏或损坏，泄漏出的 H₂ 或 H₂+H₂S 容易发生火灾爆炸事故。

（5）机泵区

装置内的机泵布置设备相对集中、操作频繁，是最容易泄漏和散发油气的，如果泵区电气设备不符合防爆要求、设备安装质量差、设备材质有缺陷及设备老化、设备受振动、腐蚀、预热过快，机泵运转时间过长以及违章作业、违章动火等原因均可引发火灾爆炸事故。泵类设备的主要危险部位有：泵端面密封、压力表接头、法兰、阀门及管线弯头等处。如果泵和管道内形成气塞，管道因液体冲击使压力上升而发生破裂；系统中吸入空气，或者在开车前没有全部排出系统中的空气等，以上情况均可能导致火灾、爆炸事故的发生。

泵区管线、阀门密集，是装置内密封点较多的部位，也是泄漏的物料容易积聚的部位。

反应进料泵是将原料由低压加压输送到反应系统，属关键设备，一旦出现故障也必将造成部分或全部停工。

（6）冷换设备

①换热器是冷热物料进行热量交换的主要设备，换热器的连接密封部位的结构都用垫片螺栓紧固，其紧固作用力必须平衡，否则极易产生泄漏。

②进出换热器的介质温度不同，同台换热器的进出口压力也相差较大，

在生产过程中由于处理量的变化，机泵运行的波动，换热器的温度和压力也会随之波动，换热器本身头盖及与其连接的管线和阀门的垫片可发生松动，这就决定了换热器具有容易泄漏的特点，同时各换热器之间间距较小，大多为重叠布置。装置区部分换热器换热介质温度均已超过其自燃点，一旦因设备压力、温度波动或密封失效、腐蚀等导致物料发生泄漏并与空气接触，将立即引起自燃，导致火灾事故的发生。

国内换热器区发生火灾、烧坏换热器框架的事故曾在多个炼油厂发生过。例如，2004年12月，东北地区某炼油厂常减压二车间空冷E-42/3管束残油喷溅到高温管线上，致使管线保温燃烧，随即引燃地沟残油，引发火灾事故。

（7）管带区

装置的管带区在输送物料过程中，可能会因管线、阀门质量问题、焊缝腐蚀开裂、管线无静电跨接或危险介质的管道选材压力等级不符合要求等原因导致介质泄漏，特别是与氢气压缩机相连的氢气管线可能会因工艺波动、操作条件异常等因素造成管线振动，从而带来危险。

通常情况下，管带区较常见的危险是管线、阀门及连接处的薄弱环节因腐蚀而出现泄漏，是导致管带区火灾、爆炸事故的主要危险点。

（8）设备腐蚀

①反应器、换热器处于高温高压临氢环境下操作，氢腐蚀、氢脆、蠕变脆化、回火脆化等时效损伤是装置运转中的共同问题，如临氢设备的抗氢腐蚀性能、抗氢脆性能以及抗回火脆性等达不到设备的使用条件，在生产过程中可能突发设备故障引发火灾、爆炸事故。

②装置的工艺过程的目的是除去烃类中的S、N、O等非理想组分元素，

因此伴随有 H₂S、NH₄Cl 等化合物的形成，而 H₂S、Cl⁻等对设备的腐蚀危害极大。例如，山东某炼油厂柴油加氢装置加工含硫阿曼油后，硫腐蚀对装置的威胁增大，腐蚀速度加快，不能保证设备的安全运行，甚至造成装置停工，在运行的 1 年时间内，发现空冷器的腐蚀泄漏；换热器的腐蚀内漏；高压分离器管束腐蚀减薄；压缩机吸气阀阀体上结有微黄色固体硬块，同时阀片有不同程度的坑点，有些部位还有断裂现象；加热炉燃烧器喷嘴易堵塞，同时集结了淡黄色固体硬块；分馏塔顶封头厚度减薄严重等，造成非计划停工 7 次。

由于有氢和硫化氢等腐蚀性物质的存在，因此该装置的设备 and 管道存在氢腐蚀、高温硫化氢腐蚀和湿硫化氢应力腐蚀等问题。例如，当温度 $\geq 250^{\circ}\text{C}$ 并满足一定压力条件下，容器和管道内就存在氢腐蚀、高温 H₂S-H₂ 腐蚀。在高压分离器、低压分离器中，由于有液相水，故存在湿硫化氢应力腐蚀。

根据有关资料，操作温度 320~450 $^{\circ}\text{C}$ ，操作压力在 3.92~7.85MPa 下，物料中含有氢及硫化氢介质的加氢精制装置中，其高温临氢设备，如加热炉、反应器及反应产物换热器等的不同部位存在腐蚀，如氢损伤（主要为表面脱碳和氢腐蚀）；高温 H₂+H₂S 的腐蚀；热壁反应器铬钼钢的回火脆性和不锈钢堆焊层的剥离以及奥氏体不锈钢设备在停工期间的连续硫酸应力腐蚀开裂。

而在低于 250 $^{\circ}\text{C}$ 设备（如高压分离器、反应产物冷凝冷却系统、汽提塔等）的不同部位则存在以下腐蚀形态：氢损伤（主要为氢鼓泡及氢脆）；低温部位 H₂S+H₂O 造成的硫化物应力腐蚀开裂；奥氏体不锈钢冷换设备的氯化物应力腐蚀开裂以及冷换设备的氢硫酸（NH₄HS）及氯化铵（NH₄Cl）的腐蚀。

生产中若防腐措施实施或管理不严，则存在硫腐蚀隐患，设备或管线如果由于腐蚀发生泄漏，再加上生产介质多为易燃易爆物质，则导致火灾、爆炸的危险性很大；同时，腐蚀泄漏导致大量高温介质等危险物料的外泄，则可能导致高温烫伤等其它危害后果。

设备腐蚀产生的氧化铁、硫化亚铁等杂质易积集在塔板上，若在装置检修中清扫不彻底，塔板或降液管往往容易堵塞。而且硫腐蚀产生的硫化亚铁在检修等过程中暴露于空气中易自燃。在炼油化工装置典型事故的统计中，硫化亚铁自燃的事故危害较大，要加强此方面的防范工作。

3.3.1.2 110 万吨/年催化汽油加氢装置工艺过程危险有害因素分析

催化汽油加氢装置生产过程中涉及的主要危险、有害物料包括催化汽油、氢气、轻汽油、加氢精制重汽油、燃料气、硫化氢等。

催化汽油全馏分经过预加氢反应器后进入分馏塔，轻重汽油切割后，重汽油去加氢脱硫，轻汽油去醚化装置。汽油加氢脱硫装置采用的工艺属于《重点监管危险化工工艺目录》（2013 年完整版）中列入的加氢工艺，发生火灾爆炸的危险性较大。

（1）预加氢单元

预加氢单元的主要任务是在预加氢反应器中，在催化剂作用下，将混氢原料中的二烯烃转化为单烯烃、轻质硫醇转化为重的硫化物，并从分馏塔中分离出轻汽油和重汽油。

该单元的主要设备为预加氢反应器和产品分馏塔，预加氢反应器主要操作物料为易燃易爆的氢气和汽油，操作温度 185℃，操作压力达 2.4MPa，且系统临氢。汽油分馏塔操作压力为 0.9MPa，操作温度达 254℃，操作物料为氢气、汽油和轻烃，其设备、管线和控制系统如发生泄漏，与空气混合达到

爆炸极限，遇明火或静电火花极易发生火灾、爆炸事故。

因加氢反应过程为放热反应，若反应过程中的温度失控，会因超温而使反应器超压，易使薄弱部位发生泄漏，氢气和汽油泄漏，遇明火或高热会引起火灾、爆炸事故。严重超压时若安全阀失灵存在超压爆炸的危险，因反应过程中有硫化物产生，会对设备产生腐蚀，尤其是在产品分馏塔顶空冷气液相变处，若因腐蚀泄漏穿孔，也会使可燃物料泄漏，存在引发火灾、爆炸事故的危险。另外，若产品分馏塔操作不当，如温度、液位大幅度波动、冲塔、淹塔等均可能导致设备损坏，导致可燃物料泄漏而发生火灾、爆炸事故。

(2) 加氢脱硫单元

加氢脱硫单元的主要任务是将来自选择性加氢部分的重汽油与氢气混合后送入加氢脱硫反应器，混氢原料在催化剂作用下，进行加氢脱硫、烯烃饱和等精制反应，反应产物经换热后最终进入稳定塔，在稳定塔中，将重汽油中的轻烃和溶解的 H₂S 汽提出去，得到合格的汽油产品。

该单元的主要设备为汽油加氢脱硫反应器、加氢后处理反应器、塔稳定塔等。主要操作介质为汽油、氢气、MDEA 溶液等。反应过程温度、压力较高且在临氢环境中进行。反应设备中充满 H₂、H₂S 及油气，物料易燃、易爆；由于整个生产过程是临氢反应系统，如果物料流动受到影响或循环氢压缩机发生故障时，系统热平衡将被破坏，反应生成热大量积聚使反应温度升高，加速加氢反应，同时使催化剂床层温差异常增大，可造成催化剂严重结焦，并加速钢材的 H₂S-H₂ 腐蚀，使钢材强度降低，增加设备发生物理性爆炸次生火灾的可能性。因此，如果系统操作失误，反应器超温、超压，则会导致设备及其附件破裂，引起大量物料泄漏，造成恶性火灾、爆炸事故。因此，加氢过程中发生火灾、爆炸的危险性大，后果较严重。

反应过程中生成的 H₂S、NH₃、HCl，在一定温度下会生成 NH₄Cl 和 NH₄HS 结晶，沉积在低温换热器和空冷器管束中，引起系统压降增大。为防止反应生成的铵盐在低温下结晶堵塞管道和反应产物空冷器管束，在加氢反应产物空冷器（A-201A~H）前注入除氧水以洗去铵盐若注水设备故障造成注水量减少，可造成铵盐堵塞管道和空冷器，造成设备憋压、泄漏，发生火灾或爆炸事故。

稳定塔操作介质为汽油、硫化氢等，压力不高，但操作温度在 226℃ 左右，如果加热介质流量控制不稳，或者空冷、冷回流泵出现故障，造成稳定塔超压，安全阀启跳，大量汽油进入低压管网，将影响低压管网的正常排放。如果安全阀故障拒动，塔的某些薄弱环节如塔的界面计、压力表管嘴等处有可能发生泄漏，有发生火灾爆炸的危险。稳定塔及其回流罐存在硫化氢介质，其硫化氢腐蚀也要重视。

预加氢及加氢脱硫部分的汽油与高压氢气的混合处易发生氢油互窜事故。无论是汽油窜入氢气系统还是氢气窜入汽油系统都可能引发安全事故。例如，国内某炼厂加氢裂化装置由于高压原料油泵发生故障，在故障处理过程中，氢气经高压原料油泵窜入泵房内，发生了特大氢气大爆炸事故，造成多人伤亡，损失惨重。

该装置所涉脱硫反应分离器是将反应后的加氢精制反应流出物进行油、气、水三相分离，如液面控制不好，液面过高，会造成循环氢带液而损坏循环氢压缩机；液面过低，容易发生高压系统窜入低压系统而发生爆炸事故。其玻璃液面计、压力表、安全阀、调节阀，任何一个部件失灵都可能导致重大事故的发生。

综上所述，由于物料本身所具有的危险特性和临氢反应的工艺条件，生

产过程中，若因操作不当、控制失灵造成设备超温超压。或工艺设备及管道受腐蚀等因素造成易燃易爆物料泄漏，都会给装置的安全带来极大危险，并对人身造成严重伤害。

(3) 压缩机单元

催化汽油加氢装置设有 2 台新氢压缩机，2 台循环氢压缩机，均为往复式压缩机。

循环氢压缩机是加氢装置的核心，压缩机故障停机，造成氢气突然中断，反应器中的反应热无法及时带走，系统热量得不到平衡，反应温度就会急剧上升，容易造成反应器超温，严重时烧坏催化剂及损坏设备，必须采取紧急措施，如停油、降温等。汽油加氢装置的循环氢压缩机 1 用 1 备，减小了因供氢中断造成装置被迫停工的危险，但必须严格执行设备维护保养制度，对备机进行维护保养和定期试运，使备机始终处于良好的备用状态。

由于气体经过压缩后产生高温、高压，所以压缩机缸体、部件、轴密封、管线、阀门及仪表等处容易发生泄漏和损坏，泄漏的氢气遇明火或静电火花容易发生火灾、爆炸事故。

如果氢气压缩机出入口管线材质和焊接存在质量问题，在压缩机高速运转过程中，存在裂纹或因阀门、法兰垫片老化而发生氢气泄漏的危险，由于氢气爆炸极限很宽，遇火源极易发生氢气压缩机厂房爆炸事故。

往复式压缩机的往复运行产生的冲击力和气流的脉动，对机体和管线造成振动，严重时振裂机体，造成氢气泄漏。压缩机均设有入口分液罐，若液位失控，凝液有可能进入压缩机缸体，导致“撞缸”事故发生，如果缸体破裂，或密封垫片破损，会有大量氢气喷出，因静电火花或遇点火源会发生爆炸事故。

氢气经压缩机压缩后压力较高，高压氢与钢材长期接触后会使钢材强度降低出现裂纹（氢脆），导致物理性爆炸，发生火灾事故。

（4）加热炉单元

催化汽油加氢装置设有 1 台分馏塔低重沸炉，1 台加氢脱硫反应产物加热炉。加热炉是装置的关键设备，加热炉的负荷直接影响整个装置的处理能力。加热炉在异常操作时，可能出现炉管表面热强度过高、炉管受热不均、局部过热等现象。炉管表面热强度过高将使靠近管壁处的油品因过热而裂解结焦，附在管壁上，结果增加了管壁传热阻力，传热阻力的增大又使管壁温度进一步增加，从而使结焦不断增厚，形成恶性循环，严重时烧坏炉管，导致火灾、爆炸事故。

加热炉在点火过程中如果燃料气系统置换不彻底，炉膛吹扫置换不合格，初始点火时烟道挡板调节不当以及点火操作不当等原因，都可能导致火灾、爆炸事故。燃料气系统压力波动可能导致加热炉发生熄火等危险事故。

加热炉燃烧系统阀门不严、阻火器故障、出现点火误操作等原因也会酿成重大事故。

另外，加热炉使用燃料气作为燃料，为避免燃料气带液需排凝液，在炉子附近，冬季要注意燃料气中凝液泄漏着火的危险。

（5）机泵单元

反应进料泵是将原料由低压加压输送到反应系统，属关键设备，一旦出现故障也必将造成部分或全部停工。泵区管线、阀门密集，是装置内密封点较多的部位，也是泄漏的物料容易积聚的部位。泵类设备的主要危险部位有：泵端面密封、压力表接头、法兰、阀门及管线弯头等处。如果泵和管道内形成气塞，管道因液体冲击使压力上升而发生破裂；系统中吸入空气，或者在

开车前没有全部排出系统中的空气等，以上情况均可能导致火灾、爆炸事故的发生。

(6) 冷换单元

换热器易出现泄漏，引发火灾、爆炸事故。各类换热器、冷却器、冷凝器等因腐蚀、安装质量差、热力作用等原因，冷换设备封头盖大法兰、进出口阀门、法兰等处常发生泄漏或内漏，进而引起火灾爆炸事故。另外，换热器、冷却器、冷凝器等内部发生泄漏，可燃物料由于压差原因可能进入到循环水系统中，当水系统中的危险物料达到一定浓度时，也可能引起火灾爆炸事故。

(7) 管带区

催化汽油加氢装置的管带在输送物料过程中，可能会因管线、阀门质量问题、焊缝腐蚀开裂、管线无静电跨接或危险介质的管道选材压力等级不符合要求等原因导致介质泄漏，特别是与氢气压缩机相连的氢气管线可能会因工艺波动、操作条件异常等因素造成管线振动，从而带来危险。

管带区较常见的危险是管线、阀门及连接处的薄弱环节因腐蚀而出现泄漏，是导致管带区火灾、爆炸事故的主要危险点。

3.3.1.3 110 万吨/年催化汽油醚化装置工艺过程危险有害因素分析

催化轻汽油醚化装置涉及的主要危险、有害物质包括：催化轻汽油、甲醇、醚化汽油等，催化轻汽油醚化就是将催化轻汽油和甲醇混合，在阳离子交换树脂催化剂的作用下，使催化轻汽油中 C5~C6 活性烯烃与甲醇发生亲电加成反应，生成与之相对应的醚类化合物；在醚化产物分馏单元，将醚化产品分离成醚类化合物、甲醇和碳五；在甲醇萃取、回收单元，甲醇被回收利用，剩余碳五出装置后送入罐区。

催化轻汽油醚化装置采用的工艺不属于《重点监管危险化工工艺目录》（2013年完整版）中列入的危险化工工艺。

（1）醚化反应单元

醚化反应单元的主要设备为轻汽油进料缓冲罐（D-301）、甲醇缓冲罐（D-302）、甲醇净化器（R-304A/B）、第一醚化反应器（R-301）、第二醚化反应器（R-302）、第三醚化反应器（R-303）等。操作介质为易燃易爆的轻汽油、甲醇和醚化产品，尤其是甲醇，其沸点只有65℃，且爆炸极限很宽，更增加了装置发生火灾、爆炸的危险性。

醚化反应器是装置的关键设备，其内主要反应介质为汽油、甲醇和醚类产品的混合物，若因操作失误或显示仪表失灵导致反应器出现超温、超压，将可能导致设备及其附件开裂损坏，引起物料大量泄漏，造成恶性火灾、爆炸事故。因此，反应器的火灾、爆炸事故是装置防范的重点。

甲醇净化器内部装填有酸性净化剂，设备长期在酸性环境中工作，若设备材质存在缺陷或设备未及时检测、维修，因腐蚀减薄造成设备穿孔，甲醇泄漏后挥发，其蒸气与空气形成爆炸性混合物，达到爆炸极限，遇明火或静电火花可引发火灾、爆炸事故。

由于醚化反应为放热反应，如果不能对反应温度进行较好地控制，可能会导致反应温度升高过快，甚至发生反应器超温。反应热使部分反应物气化以限制温度升高，保持反应器内醇烯比平衡至关重要，当遇突然停电、停风、停气、自动系统故障、仪表失灵等情况，有发生超温损坏催化剂的危险。

（2）醚化产物分馏单元

醚化产品分离单元是利用未反应的碳五和甲醇形成的共沸物与醚化产品挥发度的不同，利用精馏原理进行分离。醚化反应结束后的混合物在醚化

蒸馏塔内受热形成混合蒸气，该蒸气自塔底向塔顶逐层传递，在塔顶得到气相物质，经冷凝后，作为冷物料进入塔顶，从而在醚化分馏塔内形成热冷物料的逆向接触，使得混合物料进行多次汽化和多次冷凝，达到物料传质传热的目的，最终在塔底得到高含量的醚类化合物，在塔顶得到醚类化合物较少的甲醇、碳五混合物。该单元为物理过程，工艺过程中的压力温度等参数不高，其火灾、爆炸危险性主要来自操作物料。尤其是甲醇，生产过程中，如果设备因腐蚀过度或其它原因导致介质泄漏，与空气混合形成爆炸性混合物，达到爆炸极限，遇火源或高温极易发生爆炸事故。所以要特别做好防止物料泄漏措施，在生产过程中应严格控制装置界区的点火源，做好防雷防静电接地定期检测工作。

(3) 甲醇萃取、回收单元

甲醇萃取是利用甲醇和碳五在水中溶解度的差异，将其进行分离。甲醇能够无限溶解于水中，而未反应的剩余碳五难溶于水，根据这一特性，以除盐水为萃取剂，将甲醇和剩余碳五的混合物与除盐水在甲醇萃取塔内逆向接触，使甲醇溶解于水中，存在于塔底，剩余碳五密度小、不溶于水而存在于塔顶，最终自甲醇萃取塔馏出。塔底形成的甲醇水溶液被抽出进入甲醇回收塔。

甲醇回收的原理是利用甲醇和水挥发度的不同，使甲醇和水的混合物，在加热的情况下形成混合蒸汽，该蒸汽在甲醇回收塔内自塔底向塔顶逐层传递，在塔顶得到气相物质经冷凝后，作为冷物料进入塔顶，从而在甲醇回收塔内形成冷热物料逆向接触，使混合物料多次汽化和多次冷却，达到物料传质传热的目的，最终在塔顶得到高纯度的低沸点物质甲醇，在塔底得到用做萃取剂的除盐水，返回甲醇萃取塔循环使用。甲醇萃取、回收单元工艺过程

也为纯物理过程，且操作条件平缓，其火灾、爆炸危险性主要来自甲醇、碳五等易燃易爆物料。生产过程中，如果设备因腐蚀过度或其它原因导致介质泄漏，将可能导致火灾事故，泄漏的物料与空气混合形成爆炸性混合物，达到爆炸极限，遇火源或高温会发生爆炸事故。

该过程中甲醇萃取塔的界面控制十分重要，若界面满会将甲醇水溶液带至未反应的 C5 管线，最后进入罐区。若界面过低，则未反应的 C5 进入甲醇回收塔，可能会造成甲醇回收塔及其回流罐等设备超压。

（4）换热器和管带

催化轻汽油醚化置换热设备操作介质多为轻汽油、甲醇、醚化产品等易燃易爆物质，且系统管线接点较多，发生泄漏的几率大，是发生火灾、爆炸事故比较集中的地方。

换热器内管子与管板连接接头处承受高温物料的反复热冲击、热腐蚀作用，工作环境较为苛刻，容易发生损坏。

在生产过程中，换热器常会因腐蚀、安装缺陷、热力作用等原因致使冷换浮头盖大法兰、进出口阀门、法兰等处发生物料泄漏，一旦物料发生泄漏并与空气接触，遇明火或静电火花可导致火灾、爆炸事故。

汽油管线、油气管线、甲醇管线等因腐蚀减薄穿孔、法兰密封失效、阀门故障等造成泄漏，可引发火灾、爆炸或人员中毒事故。

管带发生轻质油泄漏后若积聚在地沟等低洼处没有及时清理，遇明火即闪爆着火。

（5）空冷器

装置设有 10 台空冷器，操作物料为油气或甲醇，若空冷管束因腐蚀或冬季冻凝破裂，泄漏物料蒸气与空气混合，遇明火、高热或静电火花，可引

起火灾、爆炸事故。

（6）泵区

装置共有 17 台机泵，输送介质为汽油、甲醇、醚化产品等易燃易爆物料，且机泵布置相对集中、连续运转、动密封点多，存在可燃液体泄漏引发火灾的可能，泵区为易泄漏和散发油气的地方。若设备安装质量差，因长期运行，电气设备防爆性能降低、设备材质有缺陷及设备老化、设备受振动、腐蚀、预热过快，机泵长时间运转未及时维修保养以及违章作业、违章动火等危险因素均可引发火灾、爆炸事故。

若轻汽油进料泵、甲醇进料泵、醚化蒸馏塔顶回流泵、醚化蒸馏塔底泵、甲醇回收塔顶回流泵冷却水中断、长时间抽空、封油中断、故障造成机泵机封、法兰等部位发生泄漏着火，火势蔓延，存在烧毁周围设备、设施及烧伤人员的危险。

停仪表风或仪表风线断裂、执行机构故障等，造成机泵进、出口阀门气动执行机构故障，阀门不能及时关闭，若机泵、管线、密封等发生介质泄漏，将会造成泄漏量增大，可能发生火灾、爆炸事故。

机泵发生轻质油泄漏后若积聚在低洼处未及时清理，遇明火可能发生火灾甚至闪爆；油气积聚过多，与空气混合达到爆炸极限后，遇明火易发生火灾、爆炸事故。

（7）其它设备设施

装置内设备、管线的盲肠死角、倒淋等部位由于腐蚀、冲刷、冻破等发生介质泄漏；冬季由于防冻措施不到位，造成设备、管线冻凝、冻破，介质发生泄漏，可引发火灾、爆炸事故。

3.3.1.4 220 万吨/年重油催化裂化装置及烟气脱硫脱硝装置工艺过程危险有害因素分析

重油催化裂化装置生产过程中涉及的主要危险有害物料包括：汽油加氢酸气、渣油加氢汽提塔顶液、渣油加氢柴油加氢脱硫渣油、加氢尾油、干气、液化石油气、汽油、轻柴油、重柴油、油浆、焦炭、硫化氢等。

烟气脱硫脱硝装置生产过程中涉及的主要危险有害物质包括氨、二氧化硫、碱液（25%）等。

重油催化裂化装置采用的工艺属于国家安监总局公布的重点监管的危险化工工艺中的裂解（裂化）工艺，装置火灾危险类别为甲类，该装置危险性主要是火灾、爆炸、中毒。

（1）反应再生系统

①反应-再生系统是催化裂化车间的关键部位，主要设备是提升管反应器、沉降器、再生器。催化剂在再生器中烧焦，再生器内有空气，而反应部分沉降器中有反应油气，反应-再生系统的催化剂应保持一种正常的循环状态。如果两器的压力平衡被打破或者维持催化剂循环的再、待生滑阀出现故障，催化剂的正常循环不能保持，严重时将发生催化剂倒流。如果发生再生催化剂倒流的现象，提升管内油气进入再生器，可引发火灾爆炸事故。当沉降器内催化剂料封不足或沉降器压力高时，沉降器中的反应油气将大量进入再生器，再生器中存在有空气，油气与空气混合轻则造成再生器温度大幅增加，严重时将会发生爆炸；若再生器压力高时，再生器内的主风窜入沉降器，会发生爆炸事故。上世纪 70 年代，东北某炼厂催化装置在开工中，由于分馏塔液面有问题，油从分馏塔窜入反应器，又窜入再生器，使再生器严重超温不能控制，紧急停工，再生器内构件全部烧毁。

②原料在提升管反应段底部与高温再生催化剂接触后，立即反应进入沉降器，提升管内为龟甲网衬里，易被冲刷脱落，造成内壁过热严重时，会导致催化剂与油气喷出发生火灾；进料喷嘴在 500℃左右高温进油，其阀门及焊缝易泄漏冒烟、着火；提升管顶部到沉降器旋风分离器、集气室及油气管线易结焦，影响正常操作，严重时会造成紧急停工。

中原某炼厂在 2002 年就发生因沉降器内大量的焦块脱落，堵塞了防焦大格栅而停工的事故。反应提升管上的原料、回炼油、油浆、粗汽油的喷嘴很多，喷嘴及管线发生泄漏可引发火灾事故。上世纪 80 年代华北某厂，催化正常开工时，由于刷漆工将架板放在压力表管上刷漆，导致压力表管测点根部断裂，发生一场大火。

③两器系统内部凡有衬里的设备，均可能发生衬里脱落，使器壁温度升高到接近器内操作温度，即出现“热点”现象。发生这种现象后，可导致热点处钢板的机械强度大大下降，并加速金属的氧化腐蚀。长期高温就可能因金属石墨化出现金属疲劳而破裂，严重时会导致火灾爆炸事故的发生。

④由于反应-再生部分催化剂的线速很高，对设备磨损比较严重，尤其是两器上的仪表一次测量元件，如各温度、压力、差压及流量的一次测点等。催化剂磨损容易造成内部导压管及测温热电偶被磨断的现象发生，造成假指示，影响判断与正常操作，为事故的发生埋下隐患。

⑤再生器内旋风分离器及料腿在近 700℃高温及催化剂的高速冲刷下易发生设备磨穿，造成催化剂跑损，或致使催化剂流化不好，影响烧焦，或造成再生器器壁龟甲网脱落，使设备局部过热受损；再生器顶部及后部大烟道可能会因助燃剂加入量不足而造成 CO 二次燃烧，出现高温，使再生器上部设备及烟道因过热受损；当两器压差控制不好，可使油气窜入再生器，发生

急剧燃烧，烧坏设备。

⑥双动滑阀是反再系统压力控制的重要手段，开关失灵会使再生压力失控，打乱操作，发生事故。再生滑阀若出现全关或卡死不动等故障将严重威胁正常生产，甚至导致紧急停工处理。

⑦再生器多余热量由外取热器取走，平衡烧焦所产生的多余热量。外取热器内高温催化剂的温度高达 690℃，外取热汽包的操作压力为 3.9MPa，操作温度高达 700℃左右（壳程）。若因操作失误或仪表失灵导致液面控制失灵、汽包干锅，则会发生爆炸事故；若液面过高会造成蒸汽带水，发生设备和管线水击事故。取热系统要保持安全稳定运行，就必须预防取热管不被烧坏，外取热管线及阀门法兰不泄漏。国内催化装置因再生器内外取热管泄漏或运行不良导致装置降量，严重时停工处理的案例也曾多次发生。因此，取热器的设计、取热管选材、阀门法兰垫片的选取及安装和检修的质量非常重要。余热锅炉也存在着和外取热相似的危险性。

⑧两器在开工烘衬里过程中，若操作失误或燃料油带水等原因造成炉火熄灭，重新点火时操作不当或管理不善会引起火灾事故。如东北某石化公司催化车间 1998 年 6 月在两器烘衬里过程中，燃料油带水造成炉火熄灭，当班操作工擅离职守，没能及时关闭燃料油阀门，造成燃料油进入再生器系统，重新点火后超温将再生器主风分布管烧坏。

（2）分馏系统

①分馏系统存在原料油、轻柴油、油浆、汽油、干气和回炼油等物料，其中油浆、回炼油属于丙类火灾危险性物质，但是他们操作温度高于自燃点，一旦发生介质泄漏，就会自燃并引起火灾。汽油、液化石油气、干气等甲类火灾危险性物质在分馏塔顶系统、吸收稳定和气压机区大量的存在，它们的

爆炸极限较低、爆炸极限范围较宽、点火能量很低，发生泄漏，可在空气中形成爆炸性气体混合物，引发火灾爆炸事故。

②分馏系统的主要设备有分馏塔、分馏塔顶油气分离器和柴油汽提塔。系统温度较高，含有催化剂粉末的重油及汽油在高速流动下，可冲蚀管线设备，造成设备管线腐蚀泄漏，引发火灾事故。生产过程中，当分馏塔顶油气分离器液面超高时，会造成富气带液，损坏气压机，严重时会引起压缩机爆炸，并引发次生火灾；当分馏塔底液面高至油气线入口时，会造成反应器憋压，若处理不当，会导致油气、催化剂倒流而造成恶性火灾爆炸事故。在开、停工，拆（装）反应器至分馏塔油气管线的盲板时，往往因有关岗位配合不佳，蒸汽量调节不当，而使空气串入分馏塔或反应器，都会造成火灾爆炸事故。

分馏塔顶部和底部是火灾爆炸易发部位。顶部有气体和粗汽油，其中的H₂S浓度较高，有腐蚀泄漏的危险；此外塔顶温度若控制不好，塔顶回流罐粗汽油液面猛涨，油品温度也高，易造成粗汽油泵抽空，粗汽油如果大量进入气压机，则会造成气压机叶片损坏，后果非常严重，粗汽油无去处，紧急状态将会排入含油污水系统，从而导致含油污水中有大量汽油存在，这将存在严重的火灾爆炸危险。分馏塔底油浆中含有催化剂固体颗粒，会对设备、管线产生磨蚀，如果设备或管线被磨穿，高温油浆泄漏出来会自燃引发火灾，国内同类装置因为油浆泵或管线泄漏着火停工的事故案例很多。

（3）吸收稳定系统

①吸收稳定系统的主要设备包括吸收塔、再吸收塔、解吸塔、稳定塔。操作介质有汽油、干气、液化气等，均有易燃易爆性，另外，生产过程中H₂S-H₂O或H₂S-HCl-H₂O等易造成设备腐蚀泄漏，遇火源极易引起火灾爆

炸事故。

②解吸塔和稳定塔的压力控制尤为重要，当解吸塔底温度过低时，塔内的干气组分解吸不完全，带入稳定塔会使稳定塔的压力超高，处理不及时会使安全阀启跳；当稳定塔底重沸器的温度过高时，会使塔内的气相负荷增加而使塔内的压力超高，处理不及时会造成安全阀启跳，严重超压在安全防护措施失效时存在爆炸的危险性。

此外开工或故障状态稳定塔底热源不足，造成稳定汽油携带液化气，造成罐区爆炸着火也应引起重视。

③由于设备超压，管线、阀门、法兰泄漏，或测点、引压管腐蚀或出现穿孔、砂眼等导致油气泄漏，易引发火灾爆炸事故。设备故障或操作不当也会发生火灾事故。如浙江某炼化总厂催化装置液态烃泵端面密封发生泄漏，未及时更换备用泵，带病运行的液态烃泵又发生了抱轴产生火花引发一场大火，烧坏了许多设备和管线。干气和液化气中的 H₂S 泄漏易发生 H₂S 中毒事故。另外液化气泄漏容易造成冻伤事故。

（4）余热回收系统

装置内有外取热器、油浆蒸汽发生器及余热锅炉。汽包液位计失灵会发生缺水或满水事故，严重缺水造成烧干锅容易发生爆炸，这在炼厂中发生过。另外锅炉满水会使蒸汽中带水，发生水击，严重时破坏蒸汽管线发生蒸汽泄漏伤人事故。

（5）气压机组

①气压机内介质是富气，富气是易燃易爆烃类物质，当压缩机在运转时因振动或腐蚀等原因造成设备、出入口管线或附件泄漏，泄漏出的富气遇空气混合达到爆炸极限时遇明火即可发生燃爆。

②压缩机入口进气带液会冲蚀压缩机的叶轮，使压缩机振动增加，造成轴瓦、密封的破坏，严重时可能造成机毁人亡的恶性事故。

③压缩机运行过程中因安装、检修不好或操作失误会出现振动、串轴事故，润滑油不洁或加油不及时存在发生烧坏轴瓦的危险。

④气压机机组在喘振工况下工作对机组的各零部件损害也很大。另外润滑油系统若出现故障，也存在机组停机烧毁轴瓦等事故。

⑤汽轮机在开机时若暖机升速不当，也会导致设备的损坏，严重时会影响装置的安全生产，蒸汽带液时会冲击叶片，使机组的振动增大，严重时损坏机组的零部件。另外当汽轮机的调速系统发生故障（如危急遮断器、危急保安器失灵或误动作、调节汽阀或二次油压调节失控等）存在停机、超速等事故。

（6）主风机组

①主风机是反-再系统的核心，负责给再生器送风，如果风压变化会影响两器平稳运行。北京某炼油厂曾发生过催化剂倒入主风机出口管线，只好紧急停工，清除主风管线的催化剂。要加强主风机组的特护，发现异常要及时果断处理。烟机入口烟气的催化剂含量及颗粒大小应严格控制，若超标则烟机叶片磨损严重，影响烟机的正常运行。大连某炼油厂催化车间四机组2003年4月4日因烟机控制系统故障导致烟机飞车破损事故。

②主风机组须连续运转，向再生器底部供风，使催化剂处于流化状态，从而保持反-再系统的压力平衡和催化剂的正常循环，使催化裂化反应连续进行。这也是催化裂化装置正常安全生产的必要前提，该设备停止运转，催化裂化装置也就停止生产。一旦发生主风机喘振会使主风流量大幅波动，使两器差压无法控制，影响正常安全生产，机组本身也会因振动超标而使机械

密封、轴瓦受到破坏、烟机的动叶磨损等，严重时存在发生机毁事故。1985年河南某炼油厂 2#主风机发现有振动，前轴封处有摩擦声和火花。风机入口端轴瓦温度上升，正启动 1#机时，2#机一声巨响，壳体破裂，碎块飞出将 1#机组联轴节罩打坏，引起润滑油着火，轻伤 2 人，2#机报废。

③机组的润滑油系统也是关键系统，若因油冷器内漏较大时，使润滑油大量进入循环水中，使油跑损，使油箱液位低于泵入口管线，造成泵的出口压力低，使机组的各轴承供油不足，当低油压联锁故障时，会造成烧瓦事故。

④在烟机开车过程中，因暖机升温升速不当时，也会致使烟机的零部件损坏，严重时影响装置的安全生产。正常生产时若烟机的轮盘温度显示失灵，冷却蒸汽量失控，存在叶片与机壳发生刮、蹭的危险性，严重时发生毁机事故。烟机的轮盘冷却蒸汽若温度低带水，则会使催化剂在叶片上发生结焦影响机组的动平衡，脱落时则存在磨损叶片的危险性，严重时导致停机。

（7）冷换设备

装置的换热设备较多，若因操作不当，如热油换热设备先进热路，而后进冷路，会因热胀冷缩而发生泄漏，若油浆泄漏或回炼油等热油泄漏存在自燃引发火灾的危险性；重沸器也存在因温度控制不好而发生较大的温差变化，导致管束变形或垫片泄漏；空冷器因腐蚀介质的存在可能会使管束穿孔，泄漏出可燃物料，遇火源也会引起火灾爆炸事故。水冷器也会因循环水的腐蚀性而导致管束内漏等事故。有些换热器内漏会造成油料互窜，轻则引起产品质量不合格，重则可造成低侧超压，油品急聚气化造成换热器、管线或阀门等处大量泄漏可燃物料，存在着火爆炸的危险性。

（8）机泵

机泵布置相对集中、操作频繁，且为转动设备，机泵区是容易泄漏和散

发油气的地方，若存在设备检维修安装质量差、设备材质有缺陷及设备老化、振动、腐蚀、预热过快、机泵抽空及违章作业等危险因素，极易发生火灾爆炸事故。

油浆泵内的介质为油浆，其温度高且含有催化剂的颗粒，对泵的叶轮、泵壳等有冲蚀磨损性。一旦因泵的机械密封刺漏、管线穿孔（尤其是管线的弯头）、阀门、法兰、压力表导管等泄漏，或人员操作失误（如误放空阀）等因素均可引起油浆泄漏，造成自燃着火、人员烫伤或设备损坏等事故。

（9）烟气脱硫、脱硝装置

烟气脱硫脱硝装置主要目的为降低外排烟气中二氧化硫、氮氧化物、颗粒物的含量，满足直排标准。

该系统的主要任务是洗涤脱除烟气中的 SOX 和 NOX，生产过程中涉及的危险物料包括 SO₂、SO₃、NOX、N₂O₅、氢氧化钠溶液、絮凝剂、臭氧等。废液处理系统主要存在亚硫酸盐、硫酸盐、含盐污水等，该系统火灾、爆炸的危险性较低，但烟气脱硫设施周边设备设施内运行大量易燃易爆介质，高温催化烟气在输送过程中若泄漏接触到易燃物可能引发火灾、爆炸事故。

另外，烟气脱硝单元使用氨，烟气脱硫单元使用碱液。氨和碱液均具有较强的腐蚀性，氨泄漏后与空气混合形成爆炸性混合物，达到爆炸极限，遇明火或静电火花可引发火灾爆炸事故。

（10）设备腐蚀

①烟气腐蚀

催化剂再生过程中烧焦时所产生的高温烟气，会对再生器至放空烟囱之间的与烟气接触的设备 and 构件造成腐蚀。在再生烟气条件下，钢不仅会产生

氧化，而且会产生脱碳反应。

②催化剂磨蚀和冲蚀

反应油气和再生烟气流动中的催化剂，不断冲刷构件的表面，使构件减薄，甚至穿孔。而且随着催化剂耐高温强度的提高及流速的加快，催化剂的冲蚀会更加剧烈。催化剂的磨蚀部位主要在提升管预提升蒸汽喷嘴、原料油喷嘴及再生器主风分布管、提升管出口快速分离设施、旋风分离器，此外，烟气和油气管道上的弯头也易发生催化剂磨蚀。

由于提升管预提升蒸汽喷嘴处介质的喷出速度很高，在喷嘴处形成一个负压区，产生涡流，催化剂将被吸进负压区，对负压区内的金属产生严重的磨蚀。原料油在提升管内气化，体积增大，所以在提升管出口处，油气流速很高，催化剂的密度也很高，因此与高速催化剂流所接触的构件均有被冲蚀和腐蚀的危险，而且离出口越近，其被冲蚀和腐蚀的危险越大。在烟气和油气的管道上，特别是流速较高的管道，当介质改变流向时，由于惯性力的作用，弯头外侧内壁将受到冲蚀。

③硫化物腐蚀

由于原料中含硫，硫化物高温分解粘附在待生催化剂上进入再生器，使烟气中的 SO_2 、 SO_3 含量增加，遇水生成硫酸或亚硫酸，引起材料腐蚀，装置停工温度降到 SO_2 、 SO_3 露点时，局部积水易造成露点腐蚀。吸收稳定系统的解析塔顶部、气压机出口富气后冷器、分液罐等由于有硫化氢存在，容易产生应力腐蚀开裂。

设备腐蚀产生的氧化铁、硫化亚铁等杂质易积集在塔板上，若在装置检修中清扫不彻底，塔板或降液管往往容易堵塞。而且硫腐蚀产生的硫化亚铁在检修等过程中暴露于空气中易自燃。在炼油化工装置典型事故的统计中，

硫化亚铁自燃的事故案例较多，危害较大。

④热应力腐蚀

由于构件本身各部分之间的温差（如再生器主风分布管）、具有不同膨胀系数的异种钢焊接和结构因素引起的膨胀不协调等因素还会引起热应力腐蚀。

⑤碱液腐蚀、氨腐蚀

烟气脱硫过程使用的碱液（25wt%），烟气脱硝过程使用的氨均为具有强烈腐蚀性的物料，在长期运行过程中会对设备设施造成强烈的腐蚀。

3.3.1.5 40 万吨/年气体分馏装置工艺过程危险有害因素分析

气体分馏装置生产过程涉及的主要危险、有害物质包括：液化石油气、丙烷、丙烯、混合碳四、燃料气等。

装置采用三塔工艺流程，分别为脱丙烷塔、脱乙烷塔、丙烯塔，其中，丙烯塔分为两个塔串联操作。装置加工原料为催化裂化装置生产并经过干气液化气脱硫装置脱除硫化氢和硫醇后的液化气为原料，装置主要产品为精丙烯、丙烷和混合碳四馏分，副产品为燃料气。装置涉及的原料及产品均为易燃、易爆、有毒气体或液体，从原料的输入，到装置加工，直至产品的输出，均有发生火灾、爆炸、中毒的危险。

（1）脱丙烷单元

①该部分主要设备为脱丙烷塔，操作物料为液化气。塔底操作温度为109℃，操作压力为2.0MPa，一旦发生泄漏，达到爆炸极限，极易引起火灾、爆炸事故。

②脱丙烷塔重沸器的热源为催化顶循油，如果温度控制不好，塔超压易引起安全阀起跳，大量液化气如果进入了低压管网，将影响低压管网的正常

排放。如果安全阀不起作用，脱丙烷塔的某些薄弱环节如塔的界面计、压力表管嘴等处有可能发生泄漏，存在发生火灾爆炸的危险；该单元同时设置脱丙烷塔重沸器 II（E112），以蒸汽为热源，当催化顶循油热量不足时，以蒸汽补足，若因设备故障、控制失灵等原因造成大量液化气进入蒸汽系统，蒸汽系统与全厂蒸汽管网相连，将会导致多个用汽单元进入液化气，若事故处理不当，存在引起火灾、爆炸事故的风险。

③若重沸器内漏，液化气大量窜入催化装置的顶循油中，会造成催化分馏塔超压，造成安全阀起跳，若安全阀失灵，会造成重沸器的薄弱环节泄漏甚至破裂爆炸。

④另外，在脱丙烷的过程中，若原料带水，主要聚集在脱丙烷塔回流罐内，如果脱水不及时，水很容易进入系统影响平稳操作。

（2）脱乙烷单元

①该部分主要设备为脱乙烷塔，最高操作压力 2.8MPa，操作温度 50℃。主要操作物料为碳二、碳三，为易燃、易爆物质。塔顶回流罐中的不凝气经压控阀送至催化裂化装置重新回收丙烯，或至燃料气管网，若压力控制不当或控制阀泄漏，易引发火灾、爆炸事故。

②脱乙烷塔重沸器热源为供热热媒水，如果重沸器出现内漏，液化气将窜入热水系统，并从热水罐冒出，遇明火即发生爆炸。

（3）丙丙分离单元

①该部分主要设备为丙烯精馏塔，为两塔串联操作，最高操作压力达 2.0MPa。生产过程中涉及到的主要物料有丙烷、丙烯和混合 C4，均为易燃、易爆物质。

②丙烯精馏塔分离精度高，塔盘数多，又为两塔串联操作，因此塔身很

高。丙烯精馏塔中间泵和回流泵的功率和负荷很大，在操作过程中如果调节幅度过大，容易导致设备泄漏，泄漏物质与空气混合能形成爆炸性混合物，遇明火、高热引起火灾、爆炸事故。特别是丙烯精馏塔回流泵端面密封易泄漏引发大量丙烯泄出，遇明火引起爆炸燃烧；大量丙烯泄漏挥发会形成白雾状气体，使环境操作人员发生窒息中毒事故。

③在丙烯塔的精馏过程中，塔内有气、液两相进行传质、传热，有气相介质冷凝后再打入塔内的液相回流，必须严格控制塔底温度，保证回流比；如控制不当，将会产生塔内上升的蒸汽量大形成夹带现象，导致塔内压力和塔顶温度升高，冷却效果下降，严重时会造成冷却器超负荷而物料泄漏，遇明火引起爆炸、燃烧事故。

④丙烯精馏塔重沸器热源采用供热热媒水，其危险性与脱乙烷塔相同。

（4）机泵单元

该装置的液态烃泵（例如脱丙烷塔进料泵、脱丙烷塔顶回流泵、脱乙烷塔进料泵、脱乙烷塔顶回流泵、丙烯塔中间泵、丙烯塔顶回流泵等）操作物料为液态烃、碳二、碳三、碳四等。在长期运行过程中，由于腐蚀、操作参数波动等原因可能造成动密封泄漏，以及泵密封垫片损坏，也会造成液态烃外泄，引发火灾事故。

（5）冷换单元

气体分馏装置设有换热器、空冷器等共 24 台。其中大部分换热器及空冷器操作物料均为液化气、碳二、混合碳三、混合碳四等易燃易爆介质，由于腐蚀、冲刷、操作压力或温度波动等原因，可能会造成管束、管箱及头盖密封等部位泄漏，使液态烃等泄漏而引发重大事故。

（6）管带

装置各工艺设备均用管线连接成工艺系统，设备及其连接管线上使用了大量的控制阀、调压阀、安全阀等。管线、阀门与系统设备一样承受热应力和热腐蚀，本体会出现穿孔、裂纹、砂眼、焊口开裂等。阀门、密封件易损坏，也会出现泄漏；故阀门是系统安全的薄弱环节。而作为安全手段的安全阀、调节阀等应作为防范阀门类事故的重点。

3.3.1.6 40 万吨/年干气及液化气脱硫装置工艺过程危险有害因素分析

干气及液化气脱硫装置生产过程涉及的主要危险、有害物质包括：干气、液化石油气、硫化氢、凝缩油、MDEA、碱液等。

(1) 干气及液化气脱硫单元

干气液化气脱硫采用胺法脱硫工艺，脱硫溶剂采用复合型甲基二乙醇胺（MDEA）溶剂。该工艺基于在吸收塔内被处理介质以逆流方式与溶剂接触，干气、液化气中的硫化氢和二氧化碳与高效脱硫剂发生吸收反应，从而将干气、液化气的硫化氢、二氧化碳脱除，达到脱硫的目的。

该单元主要设备为干气脱硫塔、液化气脱硫塔，操作物料为易燃易爆的干气、液化气、胺液等。操作温度 40℃ 左右，干气脱硫塔操作压力为 0.95MPa，液化气脱硫塔操作压力达 1.65MPa。

在装置运行中，如果设备、管线、阀门、法兰、填料因制造、安装质量不良发生介质泄漏，可导致人员中毒窒息，遇明火可引起火灾爆炸事故发生。由于硫化氢对金属腐蚀很严重，容易发生设备管线腐蚀减薄穿孔，导致油品泄漏。如果操作失误，发生淹塔也易引发事故发生。

(2) 液化气脱硫醇单元

该单元采用国内外广泛使用的纤维膜脱硫醇工艺。抽提反应器内的纤维液膜在碱液环境下对液化气中的硫醇分离吸附，经过两级反应器，完成抽提

吸附过程。反应后的碱液经氧化处理再生后循环使用。

脱硫醇单元包括的设备较多，整个过程操作温度不高，压力属中压，该单元的主要危险是由于设备的选材、制造过程存在隐患，导致液化气的泄漏。另外碱液存在在本单元整个过程，在低点排凝、采样、维修时，若操作人员违章操作，防护措施不当等原因，有可能意外接触碱液，对皮肤和眼睛造成灼伤。

（3）碱液再生及配置单元

该单元涉及的主要危险物料为氢氧化钠溶液（最高浓度为 25%wt）。在碱液再生及配置过程中，若设备或管道发生泄漏，造成碱液喷溅到周边作业人员，或造成严重的腐蚀、灼伤危害。

（4）机泵单元

该装置设有 30 多台机泵，操作物料为液化气、碱液、富胺液、凝缩油等。机泵布置相对集中、操作频繁，且为转动设备，机泵区是容易泄漏和散发油气的地方，若存在设备检维修安装质量差、设备材质有缺陷及设备老化、振动、腐蚀、预热过快、机泵抽空及违章作业等危险因素，极易发生火灾爆炸、灼伤等事故。

（5）冷换单元

该装置换热器操作物料干气、碱液、贫胺液等。由于进出换热器的介质温度不同，同台换热器的进出口压力也相差较大，在生产过程中由于处理量的变化，机泵运行的波动，换热器的温度和压力也会随之波动，换热器本身头盖及与其连接的管线和阀门的垫片可发生松动，这就决定了换热器具有容易泄漏的特点，一旦物料发生泄漏，可引发火灾爆炸、人员灼伤事故。

3.3.1.7 6 万吨/年 MTBE 装置工艺过程危险有害因素分析

MTBE 装置生产过程涉及的主要危险、有害物质包括碳四、甲醇、MTBE 等。

MTBE 装置的原料为混合碳四和甲醇，通过催化剂的作用，使混合碳四中的异丁烯和甲醇反应生成 MTBE。并通过蒸馏分离出甲醇循环使用。

(1) 醚化反应单元

原料 C4 馏分中的异丁烯和工业甲醇混合后通过催化剂床层，并反应合成 MTBE。该部分的主要设备是醚化反应器。醚化反应为弱放热反应，反应温度、压力较低，但是反应原料甲醇、混合 C4 以及产品 MTBE 具有易燃、易爆的特性，物料的危险性较高，如果系统发生泄漏与空气形成爆炸性混合物，遇火源或高温存在发生爆炸的危险。

控制好醇烯比（1.0~1.25）是保证醚化反应正常进行的一大关键。醇烯比过低，造成醚化反应器发生副反应，使床层飞温，这样副产品增多；甲醇过量，会给甲醇的萃取、回收系统的操作带来困难，严重时会引起分离及甲醇回收部分操作恶化。若混合原料中异丁烯含量过高，则会自聚生成低聚物（DIB），且放热量增大，操作不稳，使异丁烯转化率降低，影响产品质量。因此，合理正确控制醇烯比是 MTBE 装置生产操作中的一大关键。

(2) 催化蒸馏部分

催化蒸馏是将反应后的物料进一步加强反应，并且在共沸塔中进行蒸馏。催化蒸馏塔塔底重沸器以低压蒸汽作为加热介质，为催化蒸馏塔提供热源。加热温度过高存在塔内超温、超压和出现冲塔的危险，处理不当或不及时，将会使塔及附件发生损坏，导致物料泄漏而引起火灾、爆炸事故。

(3) 甲醇萃取、回收部分

催化蒸馏塔顶出来的甲醇和未反应碳四进入甲醇萃取塔下部，自下而上与上部下来的萃取水逆向接触，由于甲醇在水和碳四馏分中的溶解度差别很大，故可使碳四中的甲醇为水所萃取；萃取甲醇后的萃取液，采用常规精馏的方法在甲醇回收塔内实现甲醇和水的分离。

甲醇萃取、回收单元工艺过程也为纯物理过程，且操作条件平缓，其火灾、爆炸危险性主要来自甲醇、碳四等易燃易爆物料。生产过程中，如果设备因腐蚀过度或其它原因导致介质泄漏，将可能导致火灾事故，泄漏的物料与空气混合形成爆炸性混合物，达到爆炸极限，遇火源或高温会发生爆炸事故。

该过程中甲醇萃取塔的界面控制十分重要，若界面满会将甲醇水溶液带至下游装置或罐区。若界面过低，则未反应的 C4 进入甲醇回收塔回流罐和甲醇回收塔，可能会造成甲醇回收塔及其回流罐等设备超压。

（4）MTBE 脱硫部分

该单元主要任务是脱除 MTBE 中的硫化物。主要设备为吸附蒸馏塔，操作物料为 MTBE，操作压力和操作温度均不高（塔底压力 0.1MPa，温度 102℃）。但 MTBE 属于易燃易爆物料，一旦因设备质量缺陷或操作失误造成物料泄漏，极易引发火灾爆炸事故。

（5）机泵区

MTBE 装置共有 30 台泵类，输送介质为碳四、甲醇、MTBE 等易燃、易爆物料，且机泵布置相对集中、连续运转、动密封点多，存在可燃液体泄漏引发火灾的可能，泵区为易泄漏和散发油气的地方。若设备安装质量差，因长期运行，电气设备防爆性能降低、设备材质有缺陷及设备老化、设备受振动、腐蚀、预热过快，机泵长时间运转未及时维修保养以及违章作业、违

章动火等危险因素均可引发火灾、爆炸事故。

若 C4 原料泵、甲醇原料泵、催化蒸馏塔回流泵、醚后 C4 出料泵、MTBE 回流泵等冷却水中断、长时间抽空、封油中断、故障造成机泵机封、法兰等部位发生泄漏着火，火势蔓延，存在烧毁周围设备、设施及烧伤人员的危险。

停仪表风或仪表风线断裂、执行机构故障等，造成机泵进、出口阀门气动执行机构故障，阀门不能及时关闭，若机泵、管线、密封等发生介质泄漏，将会造成泄漏量增大，可能发生火灾、爆炸事故。

机泵发生甲醇、MTBE 泄漏后若积聚在低洼处未及时清理，遇明火可能发生火灾甚至闪爆；油气积聚过多，与空气混合达到爆炸极限后，遇明火易发生火灾、爆炸事故。

若机泵漏电且没有良好的接地，可能会引起操作人员触电或在有可燃物料泄漏的状态下引起火灾、爆炸事故。

（6）换热器及管带

MTBE 装置共有 14 台换热设备。操作介质多为碳四、甲醇、MTBE 等易燃易爆物质，且系统管线接点较多，发生泄漏的几率大，且部分换热设备（例如甲醇回收塔进料-萃取水换热器、催化蒸馏塔重沸器、甲醇回收塔重沸器等）由于操作温度相对较高，是发生火灾、爆炸事故比较集中的地方。

换热器内管子与管板连接接头处承受高温物料的反复热冲击、热腐蚀作用，工作环境较为苛刻，容易发生损坏。

在生产过程中，换热器常会因腐蚀、安装缺陷、热力作用等原因致使冷换浮头盖大法兰、进出口阀门、法兰等处发生物料泄漏，一旦物料发生泄漏并与空气接触，遇明火或静电火花可导致火灾、爆炸事故。

MTBE 管线、甲醇管线等因腐蚀减薄穿孔、法兰密封失效、阀门故障等

造成泄漏，可引发火灾、爆炸或人员中毒事故。

管带发生轻质油泄漏后若积聚在地沟等低洼处没有及时清理，遇明火即闪爆着火。

（7）设备腐蚀

甲醇净化剂和醚化反应催化剂均为强酸性物质，设备长期在酸性环境中工作，若设备材质存在缺陷或设备未及时检测、维修，因腐蚀减薄造成设备穿孔，反应器内物料泄漏后挥发，其蒸气与空气形成爆炸性混合物，达到爆炸极限，遇明火或静电火花可引发火灾、爆炸事故。

3.3.1.8 140 万吨/年连续重整装置工艺过程危险有害因素分析

连续重整装置涉及的主要危险、有害物质包括：石脑油、汽油、混二甲苯、氢气、液化石油气、戊烷油、燃料气等。

连续重整装置的火灾危险性类别为甲类。装置预加氢部分采用的工艺属于《重点监管危险化工工艺目录》（2013 年完整版）中列入的加氢工艺，发生火灾爆炸的危险性较大。

（1）原料预处理系统

原料预处理部分的任务是为重整反应部分制备馏分和杂质含量都满足要求的原料，包括预加氢反应及预加氢产物分离等过程。

①预加氢反应过程

预加氢反应部分主要设备为预加氢反应器和脱氯反应器，反应介质为石脑油和氢气的混合物，操作温度和压力较高，且为临氢系统，若反应器超温、超压，会导致反应器及其附件烧坏开裂，引起物料泄漏，造成恶性爆炸事故。高压氢与钢材长期接触后会使钢材强度降低出现裂纹（氢脆），导致物理性爆炸，发生火灾事故。另外，由于原料中的氮、硫转化成氨、硫化氢以及硫

酸铵、碳酸氢铵等，当产物温度降低后，铵盐以及其它水合物会结晶析出，从而堵塞管线或冷却器，加速管线和冷却器的垢后腐蚀而引起穿孔泄漏，甚至会导致火灾、爆炸事故。

加氢反应为轻微放热反应，系统依靠物料流动和氢气循环带出热量而维持热量平衡。若压缩机、原料泵等设备出现故障，油气长时间停留在反应系统易造成催化剂结焦；反应系统温度剧烈变化易引起泄漏，有自燃着火的风险；油气泄漏因静电着火的可能性也很大。

另外，预加氢采用的是循环氢工艺，所以需要补充的新氢较少，为此在临氢系统 H₂S 被浓缩，尤其是汽提塔顶排放瓦斯中的 H₂S 浓度较高，H₂S 的腐蚀危害加剧。

②预加氢产物分离过程

预加氢产物分离部分主要设备为预加氢反应产物分离罐。预加氢反应产物在预加氢反应产物分离罐进行油、气、水三相分离，氢气返回预加氢压缩机循环使用，系统临氢，操作压力高。若分离罐液面过高，会造成循环氢带液而损坏循环氢压缩机，使循环氢泄漏；液面过低容易出现高压串低压的事故。发生泄漏而导致火灾、爆炸的危险性非常高。

(2) 重整反应及分馏部分

重整反应部分的目的是通过重整反应和再接触等过程生产高辛烷值汽油组份和高纯度的含氢气体，同时，通过重整生成油的分馏得到合格的抽提进料和液化气组份。

①重整反应部分

该部分主要包括 4 台重整反应器，系临氢系统，操作介质为石脑油和氢气的混合物，反应器操作温度超过操作介质自燃点，一旦发生泄漏，不需要

外界点火源即可发生火灾。

重整反应器开口多，密封点多，对密封结构的密封性能要求高，如果检修维护不当，可能引起密封处泄漏，一旦泄漏就会自燃着火。

操作条件控制不良会造成反应器内部结焦，结焦不仅会造成设备内件损坏，焦块还可能堵塞催化剂输送管，造成催化剂输送困难，使设备无法正常运行。例如辽宁省某石化公司催化重整装置曾因反应器结焦严重而造成一、二、三反的扇形筒严重破坏，催化剂输送管线堵塞，影响再生器的操作，造成较大的损失。

催化剂还原段容器与第一、二反应器垂直重叠布置，缓冲段容器与第三、四反应器垂直重叠布置，内件结构复杂，若设备的同心度和垂直度的精度达不到要求，也会给安全生产带来不利影响。

此外重整反应器和再生器之间有催化剂的流动，反应器中有易燃易爆的氢气和油气组份，而再生器需用空气对待生催化剂进行烧焦，所以反应器与再生器之间的介质不能互串，否则将发生严重的超温和爆炸事故。反应器下部待生剂管线上的氮封和再生器下部的氮气置换以及闭锁料斗的氮封是反-再系统安全的关键，必须保证再生后的催化剂不带 O₂ 至反应器，否则会造成反应器超温和爆炸。待生剂要尽量少带工艺物料至再生器，以保证再生器的烧焦正常。

如果需要更换催化剂，开反应器大盖需要在氮气环境下，床层温度降至 60℃ 以下，否则容易发生硫化亚铁自燃，烧毁反应器。

②重整产物分离部分

重整产物分离过程为物理过程，本区介质为氢气、汽油等产品，其主要危险是高温物料发生泄漏自燃着火和温度低于 200℃ 以下的物料泄漏，低温

泄漏虽不自燃，但如果遇明火或泄漏物料喷出时产生静电火花，会发生着火爆炸。

原料与氢气的混合点，要防止由于两种不同介质的互窜带来的危险。

（3）催化剂再生部分

催化剂再生部分的目的是在装置正常操作的条件下，将重整反应器中的催化剂进行连续再生，使失活的催化剂恢复其活性后再返回反应系统，从而使重整反应能在高苛刻度条件下连续、正常的进行。

重整催化剂再生区主要包括分离料斗、再生器、闭锁料斗等。催化剂再生是通过烧焦、氯化、干燥和还原等过程将经过重整反应后结焦积炭活性降低的催化剂重新恢复活性。一旦氮封罐出现故障可造成 H₂-O₂ 环境互窜，有引发爆炸事故的危险。

（4）丙烷制冷部分

该部分主要物料为低温丙烷，主要设备为丙烷压缩机。压缩机为螺杆式压缩机，出口压力达 1.398MPa。压缩机在运行过程中一旦因异常振动等原因造成连接管线破裂，造成恒丙烷气泄漏，与空气混合形成爆炸性混合物，达到爆炸极限，遇明火或静电火花易引发火灾、爆炸事故。

（5）压缩机区

压缩机区包括重整循环氢压缩机、重整氢增压机、预加氢循环压缩机。其中重整循环氢压缩机、重整氢增压机为离心式压缩机，预加氢循环压缩机为往复式压缩机。该区为临氢系统，操作压力高，且所有压缩机均集中设置在同一厂房内，其中预加氢压缩机排气压力较高，泄漏后发生火灾、爆炸的危险性较高，且所有压缩机均集中设置在同一厂房内，其中预加氢压缩机排气压力较高，泄漏后发生火灾、爆炸的危险性较高。

氢压缩机是重整装置的核心，若重整循环氢压缩机故障停机，系统含氢气体不再流动，重整催化剂将迅速结焦，催化剂活性和寿命就要下降，必须采取紧急措施，如停油、降温、停炉、停止注氯等。

新氢带液，或者循环氢切水不好带液，进入往复式氢压缩机气缸内，会造成撞缸而损坏机件，严重时会导致大量跑氢，引起爆燃。此外，由于气体经过压缩后产生高温、高压，所以压缩机缸体、部件、轴密封、管线、阀门及仪表等处容易发生泄漏和损坏，泄漏的氢气容易发生火灾、爆炸事故。

离心式压缩机在喘振工况下工作对机组的各零部件损害也很大。另外，润滑油系统若出现故障，存在烧毁机组轴瓦的危险。

离心式压缩机均用汽轮机拖动。汽轮机在开机时若暖机升速不当，会导致设备损坏，如果蒸汽带液时会冲击叶片，使机组的振动增大，严重时损坏机组的零部件。另外当汽轮机的调速系统发生故障（如危急遮断器、危急保安器失灵或误动作、调节汽阀或二次油压调节失控等）会引起停机、“飞车”等事故。

（6）加热炉区

加热炉燃烧介质为燃料气，操作介质为石脑油和氢气的混合物，预加氢进料加热炉和重整进料加热炉的出口操作温度超过了物料的自然点，一旦泄漏即可能发生火灾、爆炸事故。

加热炉在异常操作时，可能出现炉管表面热强度过高、炉管受热不均、局部过热等现象。炉管表面热强度过高将使靠近管壁处的油品因过热而裂解结焦，附在管壁上，结果增加了管壁传热阻力，传热阻力的增大又使管壁温度进一步增加，从而使结焦不断增厚，形成恶性循环，严重时烧坏炉管，导致火灾、爆炸事故。而炉管受热不均、局部过热会使炉管强度降低，增大

加热炉发生事故的可能性。

加热炉在点火过程中如果燃料气系统置换不合格，炉膛吹扫置换不彻底，初始点火时烟道挡板调节不当以及点火操作不当等原因，都可能导致火灾、爆炸事故。燃料气系统压力波动、燃料气带液等也可能导致加热炉发生危险事故。

余热锅炉汽包水位是余热锅炉控制的关键参数，汽包满水会造成蒸汽带水，影响蒸汽品质，同时可造成水击事故，汽包缺水可造成汽包“干锅”，若处理不当，紧急上水，可造成瞬间汽化超压引起爆炸事故。

（7）机泵区

装置机泵输送介质绝大部分属于易燃易爆物质，而且设备布署相对比较集中，操作频繁，存在可燃气体或液体泄漏引发火灾的可能。

机泵发生轻质油泄漏后若积聚在低洼处没有及时清理，遇明火即闪爆着火。通风不良，油气积聚过多，与空气混合达到爆炸极限后，遇明火易发生爆炸事故。

若机泵漏电且没有良好的接地，可能会引起操作人员触电或在有可燃物料泄漏的状态下引起火灾、爆炸事故。

（8）换热器及管带

换热系统由于操作温度较高，介质多为易燃易爆物质，系统管线接点较多，发生泄漏的几率大，是发生火灾爆炸事故比较集中的地方。

生产过程中，换热器常会因腐蚀、安装质量缺陷、热力作用等原因致使冷换浮头盖大法兰、进出口阀门、法兰等处发生物料泄漏，从而引发火灾。

换热器内管子与管板连接接头处承受高温物料的反复热冲击、热腐蚀作用，工作环境较为苛刻，容易发生损坏。

管带发生轻质油泄漏后若积聚在地沟等低洼处没有及时清理，遇明火即闪爆着火。

(9) 设备腐蚀

①硫化氢腐蚀

预处理及重整反应过程高温、临氢，并伴有 H_2S 产生，高温 H_2+H_2S 介质与钢生成 FeS ，造成预处理加氢以及加热炉等设备和管道发生高温 H_2+H_2S 腐蚀，在停工检修打开设备时处理不当， FeS 会产生自燃。

硫化氢在潮湿或有冷凝液的情况下，可发生湿 H_2S 酸性腐蚀，严重时可导致材质开裂、物料泄漏，甚至引起火灾爆炸事故。在气液分离罐、汽提塔回流罐及其冷凝系统等部位存在湿 H_2S 腐蚀。

② $H_2S-HCl-H_2O$ 的腐蚀

预处理过程中原料油中的有机氯化物与氢反应生成 HCl ，在预处理的低温部位形成 $H_2S-HCl-H_2O$ 的腐蚀环境。

重整催化剂的酸性功能靠氯提供，重整原料中的水和含氧化合物加氢后所生成的水与催化剂中的氯反应生成 HCl ，在低温部位形成 $H_2S-HCl-H_2O$ 的腐蚀环境。

③氢腐蚀

预加氢及重整反应过程中均在高温高压、临氢的条件下进行，会发生氢脆、氢鼓泡等腐蚀。

在高温、高压和临氢条件下，氢原子渗入钢材后，使钢材晶粒中的原子结合力降低。热壁加氢反应器的铬钼钢母体和奥氏体不锈钢堆焊层之间将产生一种剥离现象，实际也是一种氢脆现象，氢气压力和温度越高，越易剥离，剥离不是发生在反应器操作过程中，而是发生在停工降温之后，且反应器冷

却速度越快，越容易剥离。

④低温露点腐蚀

加热炉的空气预热器以及对流段的炉管在运行中可能会由于烟气温度的下降出现低温露点腐蚀现象（一般在温度低于 120℃时发生低温露点腐蚀）。

3.3.1.9 60 万吨/年抽提装置工艺过程危险有害因素分析

抽提装置涉及的主要危险、有害物质包括：C6/C7 组分油、苯、甲苯、二甲苯、抽余油、环丁砜等。

（1）抽提蒸馏单元

该单元包括抽提蒸馏塔进料缓冲罐、换热器、抽提蒸馏塔等，其中，抽提塔为液-液操作，如果操作控制不好，塔易超压安全阀起跳，大量可燃物质如果进入了低压管网，将影响低压管网的正常排放，如果带油进入火炬则影响更大。如果安全阀不起作用，抽提塔的某些薄弱环节如塔的界面计、压力表管嘴等处有可能发生大量泄漏，有发生火灾爆炸的危险。

抽提蒸馏塔采用 2.2MPa 蒸汽作加热热源，若液面大幅度波动，浮头冷热不均最易泄漏着火。

（2）溶剂回收单元

该单元主要设备为溶剂回收塔，该塔在减压下操作，塔顶残压由压力控制器控制回收塔真空泵的抽气量及氮气补充量调节。经过减压蒸馏，苯以蒸汽形式从塔顶蒸出一旦发生苯泄漏，在空气中达到爆炸极限，极易引起火灾、爆炸事故，所以应作好设备维护，防止泄漏。

溶剂回收塔塔底设有一个为插入式再沸器，采用 2.2MPa 蒸汽作为热源。溶剂再生罐底设有内插式加热器，采用 2.2MPa 蒸汽做加热热源，加热量由

蒸汽凝水流量进行调节。若液面大幅度波动，浮头冷热不均最易泄漏着火。

在抽提过程中，环丁砜存在着劣化的问题。环丁砜溶剂本身是一种化学稳定性较好的极性有机物（在低于 220℃ 的情况下），但当温度高于 220℃ 时，就会发生缓慢分解，而生成二氧化硫和不饱和烃，接触空气时，分解速度加快。因此在系统中，由于升温后分解和氧化分解，遇水后生成苯磺酸类，并形成沉积物（磺酸铁盐、磺酸单乙醇胺盐），对设备造成严重的腐蚀，特别在溶剂回收塔、蒸馏塔和溶剂再生系统的管线设备。

苯的凝固点 5.51℃，环丁砜的凝固点为 27.4~27.8℃，其输送管线、仪表引压管线容易冻堵而影响安全生产。

（3）苯-甲苯分离单元

在该单元中，来自环丁砜抽提蒸馏单元回收塔顶的芳烃（抽出油）在苯-甲苯分离单元分离出苯和甲苯。苯经过白土塔进行白土精制，一旦发生苯泄漏，在空气中达到爆炸极限，极易引起火灾、爆炸事故，而且该塔操作温度相对较高，加大了其危险程度。

（4）机泵区

装置多数泵类输送介质为抽余油、苯、甲苯及芳烃等易燃易爆且具有毒性的物料，且机泵布置相对集中、连续运转、动密封点多，存在可燃液体泄漏引发火灾的可能，泵区为易泄漏和散发油气的地方。若设备安装质量差，因长期运行，电气设备防爆性能降低、设备材质有缺陷及设备老化、设备受振动、腐蚀、预热过快，机泵长时间运转未及时维修保养以及违章作业、违章动火等危险因素均可引发火灾、爆炸事故。

若抽提蒸馏塔顶泵、溶剂回收塔顶泵、苯塔底泵、甲苯塔顶泵、甲苯塔底泵冷却水中断、长时间抽空、封油中断、故障造成机泵机封、法兰等部位

发生泄漏着火，火势蔓延，存在烧毁周围设备、设施及烧伤人员的危险。

停仪表风或仪表风线断裂、执行机构故障等，造成机泵进、出口阀门气动执行机构故障，阀门不能及时关闭，若机泵、管线、密封等发生介质泄漏，将会造成泄漏量增大，可能发生火灾、爆炸事故。

(5) 换热器区

装置换热设备操作介质多为芳烃、抽余油等易燃易爆物质，且系统管线接点较多，发生泄漏的几率大。换热器内管子与管板连接接头处承受高温物料的反复热冲击、热腐蚀作用，工作环境较为苛刻，容易发生损坏。

在生产过程中，换热器常会因腐蚀、安装缺陷、热力作用等原因致使冷换浮头盖大法兰、进出口阀门、法兰等处发生物料泄漏，一旦物料发生泄漏并与空气接触，遇明火或静电火花可导致火灾、爆炸事故。

原料油管线、抽余油管线等因腐蚀减薄穿孔、法兰密封失效、阀门故障等造成泄漏，可引发火灾、爆炸或人员中毒事故。

管带发生轻质油泄漏后若积聚在地沟等低洼处没有及时清理，遇明火即闪爆着火。

(6) 设备腐蚀

环丁砜的腐蚀性较大，在溶剂回收系统塔下部易造成腐蚀泄漏。抽提溶剂与系统中存在的少量空气接触，会逐渐氧化变质，生成有机含氧化合物。溶剂经长期运转，且温度较高并在酸性条件下，氧化速度加快，生成含氧有机酸，对设备会产生一定的腐蚀。

3.3.1.10 7 万标方/小时 PSA 装置工艺过程危险有害因素分析

装置涉及的主要危险、有害物质包括：加三脱硫混合干气、芳烃部 PSA 解吸气、汽油加氢装置分馏塔顶气、渣油加氢装置汽提塔顶气、渣油加氢低

分气、重整氢、氢气等。

(1) 膜分离单元

该单元原料为加三脱硫混干气、汽油加氢分馏塔顶气、渣油加氢汽提塔顶气、PSA 解吸尾气、芳烃部 PSA 解吸尾气，产品为氢气和燃料气，反应产生的少量一氧化碳。这些物质均属易燃、易爆物质，尤其是氢气爆炸浓度范围较宽，与空气混合物的爆炸极限为 4.1~74.1% (V)，它引燃能量相对较低，最小引燃能量为 0.02MJ，增加了火灾爆炸危险。制氢装置中的大部分设备是在一定压力下进行操作，部分设备临氢操作，存在氢脆腐蚀。如发生物料泄漏，遇点火源就会发生火灾爆炸事故。装置中绝大多数设备及管线中的物料都属于易燃易爆品，如果发生物料泄漏，遇点火源可能发生火灾甚至爆炸事故。

(2) 变压吸附单元

①该单元的原料和产品均为易爆气体，一旦泄漏，危险气体将布满整个空间，发生爆炸的危险性很高。我国东北地区某炼油厂曾经发生过氢气泄漏而引起车间大爆炸，人员伤亡惨重。

②生产过程中，变压吸附过程由高压至低压频繁变化，吸附塔负荷始终处于交替变化状态，易产生交变应力，吸附塔可能因疲劳而损坏，造成吸附塔爆炸。压力交变也易引起管线、设备周期震荡，使管线及安全附件在焊缝、接头等处发生破坏泄漏。

③PSA 的吸附过程靠程控阀来控制。程控阀是 PSA 制氢装置的关键设备，阀门出现内漏会降低 PSA 装置的氢气回收率，阀门外漏会造成火灾、爆炸。PSA 装置的特点决定了程控阀数量多且动作频繁，一只程控阀每年动作达到 10 万次，阀门还要受到气流来回的强烈冲刷。所以程控阀的可靠性

成为决定 PSA 安全平稳运行的关键。

(3) 压缩机区

干气压缩机、混合解吸气压缩机、氢气压缩机均为往复式压缩机，若干气、混合解吸气、氢气等带液，进入往复式氢压缩机气缸内，会造成撞缸而损坏机件，严重时会导致大量跑氢，引起爆燃。此外，由于气体经过压缩后产生高压，所以压缩机缸体、部件、轴密封、管线、阀门及仪表等处容易发生泄漏和损坏，泄漏的氢气容易发生火灾、爆炸事故。

PSA 解吸气压缩机为离心式压缩机，如果操作中流量达到最低流量时（一般为额定流量 50~70%），将发生喘振（或飞动），即机体产生周期性强烈振动，并伴有单向阀周期性开、关撞击现象，压缩机出入口流量大幅周期性波动，出口压力不稳定，轴承振动和轴位移超标，易损坏密封、轴瓦，严重时造成停机和装置停工。

(4) 换热器及管带

装置设有 16 台换热器，操作物料均为易燃易爆气体，且换热系统管线接点较多，发生泄漏的几率大，且部分换热设备（例如膜前预热器、PSA 原料气预热器等）由于操作温度相对较高，是发生火灾、爆炸事故比较集中的地方。

换热器内管子与管板连接接头处承受高温物料的反复热冲击、热腐蚀作用，工作环境较为苛刻，容易发生损坏。

在生产过程中，换热器常会因腐蚀、安装缺陷、热力作用等原因致使冷换浮头盖大法兰、进出口阀门、法兰等处发生物料泄漏，一旦物料发生泄漏并与空气接触，遇明火或静电火花可导致火灾、爆炸事故。

原料气管线、氢气管线、解吸气管线等因腐蚀减薄穿孔、法兰密封失效、

阀门故障等造成泄漏，可引发火灾、爆炸或人员中毒事故。

3.3.1.11 16 万吨/年烷基化和 1 万吨/年废酸再生联合装置工艺过程危险有害因素分析

装置涉及的主要危险、有害物质包括：氢气、碳四、液化石油气、丙烷、异丁烷、浓硫酸、烷基化油、丁烷、碱液（12%）等。

（1）选择性加氢与脱轻单元

该单元设 1 台加氢反应器，加氢反应器操作温度 80℃，压力为 2.27MPa。若反应器或附属管道发生泄漏，氢气极易被点火进而引发火灾、爆炸恶性事故。因此，原料预处理过程中存在火灾、爆炸的危险。

原料脱轻烃塔及其附属设备是操作介质主要为混合 C4 原料，若生产过程中发生满塔、回流罐满罐、泵抽空等异常情况，易燃混合物料可能会从设备中泄漏，遇明火或电火花等发生火灾、爆炸事故。

作为该单元主要反应物料之一的氢气，为无色无臭气体，其与空气混合物的爆炸极限为 4.0%~74.1%（V%），爆炸浓度范围较宽，最小易燃能量为 0.02MJ，易燃能量相对较低。临氢设备中存在高压的氢气将意味着设备可能会产生氢腐蚀，如设备产生氢鼓泡或氢脆现象。因此本单元发生火灾爆炸的危险性较大。

（2）烷基化反应单元

烷基化反应器是该单元的关键设备，也是整个装置的关键设备，如发生泄漏，可能导致火灾、爆炸事故。

烷基化反应器内的反应原料为烃类（混合 C4、异丁烷）、烷基化油、催化剂硫酸，反应产物主要为烷基化油，副产不凝气和烷基化剩余 C4。原料产品均具有易燃易爆性质，若发生泄漏，气体或液体挥发的蒸汽与空气混

合达到爆炸极限，遇火源即可能引起火灾爆炸事故。另外，混合 C4、烷基化油等物料在流速过快、喷射、冲击等情况下易产生和聚集静电，从而增大了发生火灾、爆炸危险事故的可能性，物料泄漏后因接地不良、静电积聚而导致的着火事故，国内外都曾发生过。

烷基化反应中参与反应的物料以及反应生成物均为易燃易爆物质，若密封系统被损坏或密封材料性能不能满足工艺要求，导致混合 C4、烷基化油泄漏，极易形成爆炸性混合物，遇火源将发生火灾、爆炸；进、出反应器、冷凝器的管线中，反应物及反应产物多以气液混合或液态存在，且具有一定的压力，如发生泄漏，遇火源将发生火灾爆炸事故。

反应器在物料生产过程中因操作不当引起的泄漏，如处置不当，遇火源将引发火灾、爆炸事故。

在烷基化反应器中以硫酸作为催化剂，发生烯烃与异丁烷之间的烷基化反应，由于烷基化反应为放热反应，若烯烃与异丁烷配比不当、压力、温度调节器/指示仪表和联锁系统发生故障或指示失准等情况下可能出现超温、超压现象，当温度或压力过高而安全泄放系统未及时动作，可导致容器及相关法兰、短节、管线等附件破裂或物理爆炸，导致容器内物料泄漏，可引发火灾、爆炸事故。

（3）反应产物精制单元

反应流出物中含有少量的硫酸和烯烃反应生成的中性硫酸酯。这些酯类如果不加以脱除，在脱异丁烷塔的高温条件下会分解释放出 SO₂，遇水生成稀硫酸会造成塔顶系统的严重腐蚀，此外，酸酯还可能导致脱异丁烷塔底重沸器结垢；反应流出物夹带的少量硫酸也会造成装置的严重腐蚀。流出物精制主要包括酸洗和碱洗两个环节。在此处理过程中，不仅有腐蚀性浓硫酸并

且有腐蚀性碱的存在，所以轻烃泄漏的可能性也是有的，不过由于它们的流量相对较小，所以发生火灾爆炸的危险性相对于前面所述的单元要小一些。一旦泄漏将迅速气化蔓延，在点火源的存在下，就可引发爆炸、火灾事故。因此本单元发生火灾爆炸事故的危险性较大。

(4) 反应产物分馏单元

流出物水洗罐顶部分离出的流出物经烷基化油-脱异丁烷塔进料换热器换热后进入脱异丁烷塔，脱异丁烷塔底流出物自压送至脱正丁烷塔。经分馏后得到符合规格烷基化油、正丁烷和异丁烷。进入脱异丁烷塔的碱洗流出物若携带较多的饱和水会造成脱异丁烷塔、正丁烷塔腐蚀，由于塔内主要成分为易燃易爆物料，一旦泄漏将迅速气化蔓延，在点火源的存在下，就可引发爆炸、火灾事故。因此本单元发生火灾爆炸事故的危险性比较大。

(5) 废液收集系统

废酸排放部分主要包括酸性气分液罐、废酸缓冲罐、废酸罐等设备，具有火灾、爆炸性质的介质是最终排至火炬分液罐的不凝气。若设备因制造缺陷、酸碱腐蚀、操作失误等因素引起物料泄漏，可能发生火灾、爆炸事故。

(6) 机泵区

泵输送物质为液化烃、烷基化油等，泵输送的介质大多为易燃易爆或可燃物质，且设备相对集中、作业频繁，增大了火灾、爆炸的危险性。机泵属于动设备，其密封不严是炼油和化工装置内最易发生油品泄漏的原因之一；易燃易爆液体泵发生火灾、爆炸事故的原因还有盘根安装过紧致使盘根过热冒烟，引燃油气；油泵空转造成泵壳高热，引燃油气；爆炸场所使用非防爆电机及电气设备；静电接地不合格引起静电火花放电；违章作业、动火、安装质量差、材质缺陷以及振动、腐蚀等也会造成介质泄漏而引发火灾、爆炸。

(7) 冷换设备

装置有多台换热设备，大部分为管壳式汽/液冷换热器，少部分为空冷换热器。冷换设备中介质多为易燃、易爆介质，故存在火灾、爆炸隐患。

换热设备结构比较复杂，焊缝接头部位较多，加之介质的腐蚀作用，很容易造成泄漏；另外，换热器具有一定的工作压力，若换热设备设计、制造缺陷、安全附件失灵、违章作业、设备结垢堵塞等都可能造成换热设备超压引发物理爆炸事故，造成物料的泄漏。若换热设备中的高温易燃易爆泄漏后，遇火源可能会发生火灾、爆炸事故。

装置换热设备换热平台多为多层布置，最上层布置空冷器，下层布置换热器，若没有采取防止可燃液体从上层渗漏至下层的措施，则很可能发生上层油品泄漏渗漏至下层平台高温设备表面引发火灾事故。

(8) 可燃气体压缩机

制冷压缩机为离心式压缩机，操作介质为轻烃气体，在压缩机运行过程中，压缩机的动密封面并不能保证完全密封良好，若出现泄漏情况易使泄漏出的轻烃气体与空气形成爆炸性混合物，遇点火源即发生爆炸。压缩机内部的轻烃等在压缩过程中温度和压力升高，使其爆炸下限降低，使其爆炸危险性增大。同时，温度和压力的变化，易引发泄漏。处于高温、高压物料一旦泄漏，体积会迅速膨胀与空气形成爆炸性混合气体，加上泄漏点气体的流速很高，极易在喷射口产生静电火花而导致火灾爆炸事故。

另外压缩机在运行过程中均会引起与之相连的管线不同程度的振动，从而使管线易产生应力拉伸及疲劳老化而导致管线破裂，使易燃易爆气体泄漏引起火灾爆炸，而且压缩机在运行过程中的振动会增加其各部件的疲劳损坏，缩短压缩机的使用寿命，导致压缩机故障的频发，从而进一步引起火灾、

爆炸事故的发生。

如果压缩机流量低于最低流量时，会发生喘振（又称飞动），即机体产生周期性强烈振动，并伴有单向阀周期性开、关撞击现象，压缩机出入口流量大幅周期性波动，出口压力不稳定，轴承振动和轴位移超标，易损坏密封、轴瓦，严重时会造成停机和装置停工。

（9）废酸再生装置

该装置的原料包括烷基化装置提供的废酸和酸性水汽提装置产生的H₂S。硫酸为高腐蚀性物质，有强烈的腐蚀性和吸水性，对管线、设备造成腐蚀，尤其是设备的仪表引源短管，是容易发生腐蚀泄漏的部位。酸性水处理的进装置酸性水管线焊缝应力腐蚀开裂现象也十分普遍。若设备因腐蚀发生硫化氢气体泄漏，其爆炸范围相当宽，遇点火源，极易发生火灾、爆炸事故。

硫酸为强腐蚀性物质，而且本工艺过程涉及硫化氢、二氧化硫、三氧化硫等毒性物质，因此操作人员必须经过专门培训，严格遵守操作规程。建议操作人员佩戴自吸过滤式防毒面具（全面罩），穿橡胶耐酸碱服，戴橡胶耐酸碱手套。

烷基化废酸是通过喷嘴注入焚烧炉内，然后被分解成二氧化硫、氧气和水蒸气，焚烧炉出口气体氧含量低会导致元素硫和碳的形成，可能引起下游设备的堵塞，造成下游设备超压，若安全阀不能回座或手阀关闭不及时，可能导致危险物质泄漏出来发生事故。

3.3.2 重点危险场所危险性分析

3.3.2.1 管廊火灾爆炸危险性分析

油化部各装置内外的管廊上较集中的布置了输送各种易燃易爆危险物

料的管线，如果管廊的管架、支柱以及基础等不够牢固，管廊有倒塌的可能，可导致管线失去支撑而断裂，大量物料裂漏，若易燃易爆的物料大量泄出，遇明火或火花及静电火花，会引发火灾爆炸事故。

如钢质的柱、梁等未按规定涂耐火材料，在发生火灾时，其受高温影响，强度会降低，同样会导致上述情况发生，甚至有使已发生的事故扩大化的可能。

管廊如果设置高度过低，位置不合理等，不仅影响正常的交通及消防交通，还增加了遭受失控及事故车辆撞击的危险，如遭受车辆撞击，管廊坍塌，管线断裂，有引发火灾爆炸事故的危险。

布置在管廊上的管线如未合理的采取支撑、固定及消除伸缩应力的措施，也增加了管线断裂的可能，容易导致物料泄漏，发生火灾爆炸事故。

热物料管道应布置在其他物质管道的上方，否则可以使易燃液体发生膨胀而超压，导致管道和法兰裂开。

管廊布置不合理，防火间距不够而引起火灾爆炸事故。

3.3.2.2 泵房（区）火灾爆炸危险性分析

泵房（区）内的泵所输送的介质绝大部分属于易燃、易爆的液体，而且泵房（区）内设备比较集中，操作频繁，是最容易泄漏和散发气体的地方。如果泵房（区）通风不良，电气设备不符合防爆要求，防静电措施不符合要求、失灵而不能将油品或液化烃流动过程中产生的静电及时导出，设备安装质量差，设备材质有缺陷及设备老化，设备受振动、腐蚀，泵的出口压力超压导致泵盖或管件等崩开而喷料，泵密封失效或其他故障等均可能造成物料泄漏，泄漏的易燃、易爆的液体介质等迅速气化或挥发形成爆炸混合气体；在泵房出现静电火花、违章作业、违章动火等危险因素的情况下，大量泄漏

的可燃物料遇到点火源，从而引发火灾爆炸事故。热油泵房火灾管线和泵内都是高温高压易燃易爆介质，若泵、阀门、法兰连接处由于连接不可靠或密封失效，高温高压易燃易爆物料会喷出并自燃，导致火灾事故的发生。

3.3.2.3 压缩机房火灾爆炸危险性分析

在各个生产装置中压缩机很多，输送的介质为液化气和氢气等易燃易爆介质，如果压缩机因为安装质量差、材质有缺陷、设备老化、振动、腐蚀以及密封损坏等引起这些易燃易爆介质泄漏，如通风不良，这些介质积聚在压缩机房内达到爆炸极限，在电气设备不符合防爆要求，以及违章作业、违章动火等情况下，遇明火或火花，极易发生火灾爆炸事故。

3.3.3 重点设备危险、有害因素分析

3.3.3.1 工艺设备的危险、有害因素分析

1) 塔及反应器

塔及反应器是实现净化、吸收、反应、萃取和分离的化工单元操作以及贮运介质的静设备。因其操作条件比较苛刻，即承受高温高压，而且压力和温度是经常变化的，同时参与工艺过程的介质绝大多数是易燃易爆、有腐蚀性和有毒的，因此，如有操作失误、违章动火，或因密封装置失效、设备与管道腐蚀，或因受设备、管道、阀门制造缺陷的影响等，将会引起泄漏，形成爆炸性混合物，造成爆炸事故。

从以往事故案例可以看出，由于操作失误、维护不周和违章作业等原因导致塔及反应器爆炸的占全部爆炸事故的一半以上。其次，由于设备本身缺陷、制造质量低劣和设备腐蚀等酿成的设备爆炸事故也为数不少。

反应器中的介质为易燃易爆物质，如果反应温度过高，易造成炉管结焦，在高温高压下使炉管爆裂，如果操作失误、仪表失灵、物料泄漏等，都会引

起火灾、爆炸事故。另外，生产过程中，原料、物料的波动，蒸气串料也会使反应迅速变化，因此，要严格控制生产过程中原料的醇烯比及反应温度。

塔及反应器发生爆炸事故的主要原因如下：

（1）设计缺陷

①工艺不成熟，如未经物料、热量的衡算，盲目将小试数据用于大生产装置，致使设备强度不够，发生爆炸。

②违反压力容器的有关规定，错误地将方形容器焊在夹套上，而且安装位置偏高，在高温高压下因强度不够而爆炸。

③设备按常压设计，操作时其压力超过设计压力，因强度不够而爆炸。

（2）制造缺陷

①自制或自制改装的设备，材质不符合要求，没有按有关规定和技术要求进行加工。

②焊接质量太差，如设备焊接处有明显的与母材未熔合、连续点状夹渣、气孔或细小裂纹等现象，或外壁采用单面焊、未开坡口、焊肉厚薄不均、焊缝内夹垫圆钢等金属。

③设备没有严格按图纸加工，给设备事故留有隐患。

④选用旧设备或代用设备，因材料性能不明或自身的缺陷，如设备陈旧，阀门、封头长期打不开，止逆阀安装位置错误，不能阻止流体倒流等，或常压设备加压使用而发生爆炸。

（3）腐蚀

①物质腐蚀

在生产过程中，富集于原料中的硫化物、氮化物发生分解，产生大量的 H_2S 、 NH_3 及 HCN ，这些介质将对生产系统产生各种形态的腐蚀。在生产过

程中使用强酸、强碱物质，这些介质将对生产系统产生各种形态的腐蚀，引起设备泄漏而发生火灾爆炸及中毒等安全事故。

a.HCl—H₂S—H₂O 腐蚀

在蒸馏过程中，原油中的盐类受热水解，生成具有强烈腐蚀性的 HCl，HCl 与 H₂S 在蒸馏过程中随原油的轻馏分和水分一起挥发和冷凝，在塔顶部和冷凝系统易形成低温 HCl—H₂S—H₂O 型腐蚀介质，使塔顶及塔顶油气馏出线上的冷凝冷却系统壁厚变薄，降低设备壳体的使用强度，威胁安全生产。原油中的硫化物（参与腐蚀的主要是 H₂S、元素硫和硫醇等活性硫极易分解为 H₂S 的硫化物）在温度小于 120℃ 且有水存在时，也形成低温 HCl—H₂S—H₂O 型腐蚀介质。

b.环烷酸的腐蚀

220℃ 以上，原油中的环烷酸的腐蚀性随着温度的升高而加强，到 270~280℃ 时腐蚀性最强。温度再升高，环烷酸气化，液相中环烷酸浓度降低，腐蚀性下降。温度升至 350℃ 时，环烷酸气化增加，气相速度增加，腐蚀加剧。温度升至 425℃ 时，环烷酸完全气化，不产生高温腐蚀。

c.高温硫腐蚀

H₂S 及分解产物的活性硫在高温下具有很强的腐蚀性，对钢铁产生腐蚀，腐蚀产物硫化亚铁的附着力很强且致密，对进一步的腐蚀反应有一定的阻滞作用，所以开始时的腐蚀速率很高，而一定时间后腐蚀有所减轻。但这种保护膜遭到破坏时（如高速流体的冲刷），腐蚀将继续进行下去。

d.低温部位的腐蚀

冷却系统温度较低，当温度低于露点时水蒸气冷凝成水，油气中的 H₂S、HCN 溶解其中，形成 H₂S—HCN—H₂O 的电化学腐蚀体系，HCN 的存在会

破坏硫化铁保护膜，加速腐蚀。碳钢会产生不均匀减薄，局部还会发生氢致开裂、氢鼓泡及硫化物的应力腐蚀。

e. 氢损伤

加氢装置的临氢设备都是在高温高压下操作的，在此条件下氢气可引起设备的氢损伤。根据各石化公司加氢装置以往的运行记录和统计资料，装置设备中的氢损伤危害较大。

加氢装置临氢设备都在高温高压下操作，在此条件下氢气可分解为氢原子，氢原子的存在可引起设备的氢损伤。氢损伤主要表现为氢鼓泡、氢脆、钢材表面脱碳以及氢腐蚀（内部脱碳）。

氢脆是可逆的，也称一次脆化，是由氢本身引起的钢材脆化现象，是氢原子渗入钢材后，使钢材晶粒中的原子结合力降低，若将钢材中的氢气释放出去，钢材的机械性能仍可恢复。热壁加氢反应器的铬钼钢母体和奥氏体不锈钢堆焊层之间产生的一种剥离现象实际也是一种氢脆现象，氢气压力和温度越高，越易剥离，剥离不是发生在反应器操作过程中，而是发生在停工降温之后，且反应器冷却速度越快，越容易剥离。

氢腐蚀是非可逆的，是永久性脆化，含量高于 2.25%Cr 及 0.5~1%Mo 的合金钢一般不会出现内部脱碳，但可出现表面脱碳。钢材的内部脱碳（氢腐蚀）不是突然发生的，要经过一段孕育期，在此期间内钢材的机械性能并无明显变化，孕育期的长短与钢材的化学成分、操作温度、氢分压及冷变形程度有关。

f. 高温 H_2S-H_2 腐蚀

在加氢反应器、反应流出物/混合进料换热器等临氢设备及其管线中，由于高温 H_2S 、 H_2 的存在，易形成高温 H_2S-H_2 腐蚀，其腐蚀反应式为： Fe

$+H_2S \rightleftharpoons FeS + H_2$ 。

原料油中所含硫化物的高温腐蚀,实质上是以硫化氢为主的活性硫的腐蚀。在实际的腐蚀过程中,首先是有机硫化物转化为硫化氢和元素硫,接着才是它们与碳钢表面直接作用产生腐蚀。在 $375\sim 425^\circ\text{C}$ 的高温环境中,按 $Fe + H_2S \rightarrow FeS + H_2$ 的形式产生腐蚀,在 $350\sim 400^\circ\text{C}$ 硫化氢能分解生成 S、 H_2 , 分解出来的元素 S 比 H_2S 的腐蚀还激烈,直接以 $Fe + S \rightarrow FeS$ 的形式产生腐蚀。而一般情况下, H_2S 高温 $H_2 + H_2S$ 的腐蚀要比单独 H_2 或 H_2S 的腐蚀剧烈。影响高温 $H_2 + H_2S$ 腐蚀性的因素主要是由以下几方面决定的: (a) 浓度,当 H_2S 浓度在 1% (体) 以下时,随着硫化氢浓度的增加,腐蚀率急骤增大,而在此浓度下,当高温时,则由于 H_2S 使铁变为 FeS ,而 H_2 又使 FeS 还原为铁,当 $H_2:H_2S$ 为一定比值时,达到热动力平衡,两种反应均不发生,因此又没有腐蚀; (b) 温度,当温度在 $315\sim 480^\circ\text{C}$ 时,则温度的高低是影响腐蚀的主要因素。随着温度的提高,腐蚀率将急骤增加,此时温度每增加 55°C ,腐蚀率大约增加 2 倍。在 $340\sim 425^\circ\text{C}$ 的温度区域内,高温硫腐蚀最严重(如加氢裂化系统中的加氢精制反应器、加氢裂化反应器的操作温度皆为 400°C 等,对这些设备要加强高温硫腐蚀的防范措施); (c) 时间, H_2S 腐蚀速度随着时间的增长而逐渐下降; (d) 压力,在高温 $H_2 + H_2S$ 腐蚀中,总压力对腐蚀速度没有影响。

g. 强酸、强碱腐蚀

生产或化验中使用的强酸、强碱对设备及人体具有强酸、碱性腐蚀作用,设备受到长期的强酸、碱性腐蚀,易导致管、器壁减薄,影响强度和使用寿命;人体接触到强酸、碱性溶液,易发生化学灼伤。

② 应力腐蚀

生产装置中的设备有应力腐蚀的存在。由于设备冷加工、焊接、热处理的残余应力存在及设备操作运行过程中的工作压力和压力频繁变化产生交变应力，对设备金属材料的破坏，可导致设备耐压强度降低而发生破裂或爆炸，并导致危险物料泄漏；从而引发火灾、爆炸、中毒等事故，影响生产安全。

（4）热应力危害

热应力危害的产生主要是由于构件本身各部分之间的温差、具有不同膨胀系数的异种钢焊接和结构因素引起的膨胀不协调三种情况引起的。如果在焊缝附近存在较大温差（或焊接有缺陷）；钢接管或内构件与设备壳体处隔热衬里质量差；结构设计不合理使构件受热后膨胀受到限制或补偿量太小，或相连的两构件之间不协调等，都可能导致设备设施严重变形或破裂，造成物料泄漏。再加上该项目的生产介质多为易燃易爆有毒物质，导致火灾、爆炸和中毒的危险性很大。

（5）违章作业

- ①带压紧固设备的阀门和法兰的螺栓。
- ②盲目追求产量，超压、超负荷运行。
- ③擅自放低贮槽液位，使水封不起作用或因岗位间没有很好配合，造成设备、泵抽负，使空气进入设备形成爆炸性混合物。
- ④设备运行中离岗，没有及时发现设备内工艺参数的变化，致使系统过氧爆炸。

（6）操作失误

- ①设备置换清扫时，置换顺序错误。
- ②操作中错开阀门，或开关阀门不及时，或开关阀门顺序错误，致使设

备憋压或气体倒流超压，引起物理爆炸。

③投料过快或加料不均匀引起温度剧增，或使设备内母液凝固。

④未及时排放冷凝水或操作不当，使设备操作带水超压。

⑤由操作原因引起的压缩机、泵抽负，使空气进入设备，形成爆炸性混合物。

⑥过早地停泵停水，造成设备局部过热、烧熔、穿孔。

⑦投错物料，使其在回收工序中受热分解爆炸。

⑧错开油罐出口阀，导致冒顶外溢，遇明火爆炸。

(7) 维护不周

①设备运行中，因仪表接管漏气、阀门密封不严等引起可燃性气体泄漏。

②未及时清理沉积物，使管道堵塞，造成设备真空度上升，使空气进入设备，设备内形成爆炸性混合物，或高温下引起积炭自燃爆炸。

③不凝性气体没有排出或排尽，导致超压爆炸。

④用环氧树脂作防腐剂，涂在设备上引起着火。

⑤存在点火源，主要指焊火、机动车尾气火花、静电消除装置失灵发生静电放电、雷击起火和其他点火源，如铁器相互碰撞、钉子鞋与路面摩擦产生的火星等。

2) 加热炉

由于燃料气的主要成分有甲烷、一氧化碳和少量的硫化氢等，这些气体不仅极易燃烧、爆炸，有的还具有腐蚀性、毒性，而且加热炉在高温条件下运行，其操作条件恶劣，如果稍有不慎或违反操作规程等都有可能导致加热炉爆炸事故。

加热炉在生产中如果各路进料不均匀，会造成局部过热而结焦。加热炉

的出口轴线因高温油气内含硫等杂质，油气线速又高，易被腐蚀冲刷，导致炉体减薄穿孔引起火灾。加热炉烧嘴如果长时间不清理就会发生结焦堵塞情况，导致火苗小，物料温度达不到工艺要求。烧嘴装偏；或因烧嘴材质不符合要求，均可造成烧嘴变形，严重时使炉管受热不均匀而变形，甚至可烧穿炉管，造成火灾、爆炸事故或设备事故；轻则可能造成炉内物料温度失控，会给物料系统操作带来困难。如果燃料干气系统压力低，在操作不当时可能会出现燃气系统回火事故。在加热炉点火时如果操作不当，炉膛内存在大量燃料气，可能会发生炉膛着火爆炸事故。

3) 换热器

生产中物料换热较为频繁，换热器管程或壳程介质为易燃易爆物质，操作压力高，且操作温度大部分在介质闪点或自然点以上，如因腐蚀、安装质量差、热力作用、超压等原因，换热器管箱、封头、进出口阀门和法兰等连接处发生泄漏或内漏，易发生火灾爆炸事故。

据统计资料表明，热交换器的事故类型主要有燃烧爆炸、严重泄漏和管束失控三种。其中设计不合理、制造缺陷、材料选择不当、腐蚀严重、违章作业、操作失误和维护管理不善是导致换热器发生事故的主要原因。

4) 压缩机设备

(1) 氢气压缩机

装置中包括新氢压缩机（往复式）、循环氢压缩机（离心式）。氢气压缩机是该装置的“心脏”，关系到整个加氢反应过程的氢气循环和氢气补充。它既是反应氢的供应源，又是反应器催化剂床层温差控制所需冷氢的供应源，一旦因故障停机，将使供氢中断，反应器内热量无法带走，从而使反应器出现超温、超压而导致事故。另外，新氢压缩机与循环氢压缩机出口压力均较

高，如果循环氢因切水不好出现带液或新氢带液，则当它们进入压缩机气缸时，会造成撞缸或撞杆等机件损坏事故，严重时会造成氢气泄漏，引起燃爆。此外，循环氢中还含有易燃易爆易腐蚀设备的 H₂S 气体，也是引起设备，尤其是压缩机进出口管线发生 H₂ 泄漏，甚至出现火灾、爆炸事故的潜在危险因素之一。

压缩机轴封及大盖密封面易泄漏气体，进出口管线法兰、阀门密封点因垫片和盘根老化也会泄漏气体，遇明火或高温有发生火灾、爆炸的危险。压缩机入口进气带液是极其危险的，气体带液可造成压缩机缸裂爆破，并导致大量气体喷出的重大事故，因此，压缩机入口管线进机前要先去分液罐除去气体中的凝液。压缩机运行过程中因安装、检修、质量不好或操作失误也会出现震动、串轴等事故发生，润滑油不洁或加油不及时也会发生烧坏轴瓦的设备事故，供气不足也会造成压缩机喘振，轻者会造成管道抽瘪，重者从管道进口不严密处将空气抽入系统，影响变换和精制操作，甚至导致爆炸事故发生。因此，要选择技术成熟可靠的压缩机产品，精心安装维护，配备和完善压缩自保连锁设施和气体检测仪表。

常见的重大压缩机事故包括燃烧爆炸和机械事故两大类。根据 1979~1988 年 224 起重大压缩机事故原因统计，事故发生的原因主要有以下几个方面。

①因设计不合理、制造缺陷而发生的事故 79 起，占全部压缩机事故的 35%。

②因操作（误操作、违章操作）、维护管理不善而发生的事故 90 起，占全部压缩机事故的 40%。

③因检修不良而发生的事故 27 起，占全部压缩机事故的 12%。

④因其他原因（包括电器事故、自然灾害等）而发生的事故，占全部压缩机事故的 13%。

（2）膨胀机

膨胀机油压过低，冷却水量不足轴温过高引起燃爆事故；汽缸润滑油控制不当，膨胀空气过滤器质量不好，过量机油带入空分引起燃爆；膨胀机前未设置过滤器，机械杂质进入损坏叶轮；轴密封气压未调至规定值，油雾窜入空分引起爆燃。

5) 回流罐

回流罐在生产过程中盛装易燃易爆的烃类物质，回流量大，如果液面控制失灵易造成满罐溢出。罐底切水量大，稍不注意会使水中带油或跑油，造成生产事故。

6) 泵

（1）装置工艺泵

该装置中的各类输转泵若发生事故，不仅严重影响安全稳定生产，而且还会损坏机器和造成人员伤亡。泵装置重大事故主要指泵轴弯曲、泵轴扭断、烧坏断裂，轴承、轴瓦严重磨损或烧坏，轴封严重泄漏，其他零部件损坏（如靠背轮断、密封环损伤、机身断裂、叶片折断和出口止逆阀断裂等）和机泵电机烧坏等原因引起停产和由此而引起的燃烧爆炸。

导致石油化工用泵事故的原因很多，但大量的的是由于操作管理不善、违章作业和维护不周引起的，约占全部事故的 61%。

（2）液化气体泵

液化气体泵属于带压设备，如果压力超过设计承受压力，可能会发生物理爆炸事故，导致人员伤亡或设备损坏，同时导致大量液化气体泄漏，致使

人员冻伤。

3.3.3.2 压力容器危险辨识

在各装置内的压力容器很多，主要包括储存容器、塔器、反应器等，因存储物料为易燃易爆的物质，遇明火、高温或容器内压力超压，有爆炸、开裂的危险，容易发生跑料、串料事故，因此发生火灾、爆炸危险度高。超压导致易燃易爆物质泄漏也能够造成火灾爆炸事故。因为高压能使设备变形、脱碳，如果设备久受腐蚀、疏于维修或材料不良，高压设备可能爆裂。高压还可能扩大可燃气体的爆炸极限，处于高压的可燃气体如从设备系统缝隙中冲出，就会因剧烈摩擦产生高热和静电引起燃爆。压力容器安全附件是压力容器泄压的可靠保证，一般最常用的安全附件就是安全阀，一旦安全附件出现故障，系统压力升高而无法排出，即可造成系统的超压爆炸事故。压力管道因物料腐蚀、流体腐蚀、应力腐蚀、高温氧化腐蚀、强度不足、振动破坏、异常高压破坏、选材不合理等原因，可能造成物料泄漏，引起火灾、爆炸事故。

3.3.3.3 管网的危险、有害因素分析

石油化工装置采用的管道主要用于输送、分离、混合、排放、计量和控制或制止流体的流动。由于生产的连续性，生产过程除常温常压外，许多是在高温高压、低温高真空条件下进行的，而且许多工作介质还具有易燃易爆、有腐蚀、有毒性的特点，因此对管道安全运行带来一定的威胁，加之炼油企业管道与其他工业相比，数量多，尺寸、形式多种多样，而且错综复杂，这就加剧了发生事故的可能性和危险性。

通过大量事故统计分析，管道设计不合理，材质与制造质量低劣，安装、检修、维护不当，操作失误，外界条件恶劣，液体冲击、化学腐蚀和高温下

积炭自燃等均有可能导致管道破裂、爆炸事故。发生管道破裂爆炸事故，不仅会影响管道的正常运行，而且还会使整个系统发生连锁反应，使事故迅速蔓延和扩大，毁坏设备、厂房建筑物，特别是当管内介质有毒时，对人的生命威胁更大。

3.3.3.4 电气设备危险、有害因素辨识

1) 供配电系统

供配电系统危险、危害因素分为两类：一类是自然灾害如雷击；另一类是电气设备本身和运行过程中不安全因素导致的危险、危害，主要有触电、火灾、爆炸、断电等，分析如下：

(1) 触电危险

供配电设备、设施在生产运行中由于产品质量不佳，绝缘性能不好；现场环境恶劣（高温、潮湿、腐蚀、振动）、运行不当、机械损伤、维修不善导致绝缘老化破损；设计不合理、安装工艺不规范、各种电气设施安全净距离不够；安全措施和安全技术措施不完备、违章操作、保护失灵等原因，若人体不慎触及带电体或过分靠近带电部分，都有可能发生电击、电灼伤的触电危险。特别是高压设备和线路，因其电压值高，电场强度大，触电的潜在危险更大。

(2) 火灾、爆炸危险

各种高低压配电装置、电气设备、电器、照明设施、电缆、电气线路等，如果安装不当、外部火源移近、运行中正常的闭合与分断、不正常运行的过负荷、短路、过电压、接地故障、接触不良等，均可产生电气火花、电弧或者过热，若防护不当，可能发生电气火灾或引燃周围的可燃物质，造成火灾事故；在有过载电流流过时，还可能使导线（含母线、开

关) 过热, 金属迅速气化而引起爆炸; 充油电气设备(油浸电力变压器、电压互感器等) 火灾危险性更大, 还有可能引起爆炸。

(3) 雷击危险

室外变配电装置、配线(缆)、构架、箱式配电站及电气室都有遭受雷击的可能。若防雷设计不合理、施工不规范、接地电阻值不符合规范要求, 则雷电过电压在雷电波及范围内会严重破坏建筑物及设备设施, 并可能危及人身安全乃至有致命的危险, 巨大的雷电流流入地下, 会在雷击点及其连接的金属部分产生极高的对地电压, 可能导致接触电压或跨步电压的触电事故; 雷电流的热效应还能引起电气火灾及爆炸。

(4) 断电危险

对要求连续可靠供电的设备、设施、场所等一级用电负荷, 一旦发生供电中断事故, 可能造成设备超温、超压、堵塞, 操作系统紊乱, 安全紧急停车装置失灵等, 将造成一定的财产损失, 危及人员健康与生命安全。

2) 电气设备危险有害因素

电气火灾事故的原因包括电器设备缺陷或导线过载、电器设备安装或使用不当等, 从而造成温度升高至危险温度, 引起设备本身或周围物体燃烧、爆炸。在易燃、爆炸危险环境中, 设置有防爆电机、电控阀门、仪器仪表、照明装置及连接电气设施的供电、控制线路等。这些设施、连接一旦发生火灾或故障, 将引起安全事故。

(1) 危险区域分级不准确

危险区域分级不准确可能造成危险区域防爆电气设施等级确定错误, 以致于所选用的电气设施安全防爆性能不能满足实际工况要求, 造成安全事

故。

（2）电气防爆性能

电气设施在制造过程中，所用材料或安装工艺出现偏差，造成防爆性能或等级达不到产品标准要求；所用电气设施虽然都具有所要求的防爆性能，但系统连接完成以后，可能整体防爆性能不能满足工况要求；在实际运行过程中，对已具备防爆性能的电气设备、线路、电机、照明设备进行改装、维护或修理，随后又未经防爆性能检测就投入使用，可能造成不防爆，引发事故。

（3）电气设备事故

运行、操作过程中，主要电气设备发生短路、漏电、接地，或过负荷等故障时，将产生电弧、电火花、高热，造成安全事故。

（4）电动机事故

电动机是输送作业中使用最广泛的动力设备，如果因使用不当、维护不良，会引起着火事故，主要原因有：电动机超负荷运行，引起绕组过热，烧毁电动机甚至引发周围的可燃物着火；在检修时，金属物体和其他杂物混入电动机或绝缘受损、绕组受潮，以及遇高压电将绝缘击穿等，造成电动机匝间或相间短路或接地；电动机各接头处接触不良，从而增大电阻使接触不良处发热，并促使其氧化，甚至将电源接点烧毁，损坏绝缘，造成短路起火；三相电动机单相运行时，由于大电流长时间在定子绕组内流过，使定子绕组过热，甚至烧毁；轴承磨损后使转子定子相互摩擦发生扫膛，形成 1000℃以上的高温而破坏定子和转子的绝缘，造成短路，引发火灾；电动机接地不良，电动机外壳可能带电，造成人员触电伤亡事故。

（5）电气线路事故

电气线路短路、过载及接触电阻过大都会导致电火花及电弧的产生，从而引发火灾事故。主要原因有：电气线路敷设时，导线接头不牢固，接触不良，致使局部接触电阻过大，引起发热，并随着发热时间的延长，温度升高，甚至使导线接头发生熔化，引起导线中绝缘材料中的可燃物质燃烧，同时引燃周围的可燃物质；当导线中流过的电流超过额定电流值时，导线温度就会升高，甚至超过允许温度值，这样加速导线绝缘材料的老化，直至损坏，而造成短路产生火花或电弧；电气线路因意外情况导致两相相碰而发生短路，由于短路电流非常大，产生瞬间放电，不仅烧毁绝缘材料，而且引燃周围可燃物质。

（6）应急电源故障

若事故状态下的照明、消防，疏散用电及应急用电不可靠，自控系统不可靠，管理制度不完善，则一旦发生事故，救援无法有效展开，事故得不到有效控制，将会导致事故的进一步扩大。

（7）操作失误

人员操作电气设备失误，如拉倒闸，停送电、检修等人为操作失误，造成工作火花和事故火花。当空气中可燃物浓度达到着火或爆炸下限时，造成火灾、爆炸或人身触电、灼伤等事故的发生。

3) 防雷、防静电设施危险有害因素

（1）电气设备在甲、乙类生产区域内，除电气系统的工作接零、电器设备的金属外壳都应作接地。如果接地设施不全或接地不良，防静电、防雷直击等电气联接措施不可靠，易产生电火花，可能导致火灾、爆炸等危险事故的发生。

（2）系统所设置的防雷、防静电装置的位置、连接方法不正确，造成

防雷、防静电效果达不到设计要求；

(3) 防雷、防静电装置采用非良导体材料制造，或年久失修接触不良，造成接地电阻过大，难以起到消除雷电或静电作用；

(4) 孤立导体（如浮顶）与油罐接触不良，造成静电聚集，产生放电。

3.3.4 装置开、停工危险有害因素分析

在装置的开工、停工过程中，如果未制定开、停工方案，或开、停工方案内容不全，安全措施不到位，违章指挥和违章操作，使用工具不当，劳动保护用品穿戴不全，安全设施失效，无应急救援器材等，都可能会发生火灾、爆炸、中毒窒息、灼烫等事故。

1) 开工危险有害因素分析

如果新建或大修的加热炉墙体含水，开工时炉温上升很快，水分积聚蒸发，造成砖缝膨胀，产生裂纹，严重时会造成炉膛倒塌。

开工过程中操作波动较大；检修质量差或垫片不符合质量要求；改流程或设备投用或切换错误等，均可能会造成换热器憋压漏油，特别是自燃点很低的重质油泄漏易发生自燃，引起火灾爆炸事故。

机泵端面密封泄漏严重；机泵预热速度太快，法兰垫片泄漏；泵体砂眼或压力表焊口开裂，热油喷出；泵排空未关，热油喷出着火等均可能会导致机泵泄漏着火，甚至引起火灾爆炸事故。

开工吹扫试压过程中，蒸汽试压给汽过大，可能会吹翻塔盘，破坏塔的正常操作。

如果重整预加氢系统所属的临氢设备、仪表、管线、阀门、法兰、焊口、丝口等处未用氮气进行气密检查，开工进油后，油品可能会从密封不严处泄漏，甚至导致火灾爆炸事故。

在催化剂干燥过程中未严格按照方案升温曲线进行，可能会导致温度失控。

催化剂预硫化过程中，很容易泄漏硫化氢，操作人员进行装置巡检、操作时，如果人员未佩戴防毒面具和硫化氢检测仪，可能会导致人员中毒。开工预硫化结束后，如果未迅速进油，硫化剂活性降低，可能影响工艺条件的平稳性。进油后，如果反应器床层超温，升温中遇到循环氢纯度急剧下降的趋势、反应器床层温度大于入口温度并不断上升等异常情况，可能会导致开工紊乱，甚至导致各种事故的发生。

建立汽封时，若分馏部分原料窜入反一再部分，会导致两器超温，升温速度控制不住，将烧坏反一再系统内部构件。

再生器燃烧室若点火操作失误，易造成点火爆鸣，严重时将再生器内构件损坏。

反应器置换空气不净，再生器窜烟气至反应器，残余空气进入分馏塔，分馏塔顶有瓦斯、FeS 等易燃物质，会烧坏回流罐和分馏塔馏出线，严重时会造成分馏部分爆炸。

如果提升管进料过快，量过大，会导致分馏塔顶超温，顶回流，泵抽空，分馏塔冲塔事故。

氮气气密时，如果不严细认真；氢气气密时，未对漏点及时准确发现和处理；未按工艺要求，搞好流程；阀门开关或盲板加卸不正确等均可能会出现氢气泄漏着火爆炸，或高压窜低压事故，甚至使低压分离器压力升高或爆炸。

开工时，催化剂的活性较高，若升温快，反应器超温或“飞温”，会造成催化剂结焦、反应器压降升高，烧坏设备。

开工时，由于注水不及时，可能会造成高压空冷铵盐堵塞，法兰泄漏，进而导致着火或爆炸事故。

设备安装及配件不符合要求，可能会造成设备损坏或大量瓦斯外泄，进而导致火灾爆炸事故。

试压不到位，气密压力低，检查不细，可能会导致设备破裂及静密封泄漏引发严重事故。

开工时未按要求检查、未做氧含量分析，设备内有空气，可能会造成设备憋压引起设备泄漏及损坏设备，有空气时可能会引发爆炸着火事故。

设备未排净存水、原料带水，可能会造成管线结冰、堵塞，机泵密封损坏事故。

若引蒸汽时管线内带水，排水不及时、引汽太快，会导致水击、损坏设备伤人、管线震裂等事故。

2) 停工危险有害因素分析

停工过程中，炉温降温速度过快，可能会造成高铬炉管延展性消失而硬度增加，炉管变脆，炉管受到撞击而断裂，炉管出现裂纹或断裂。

在停工蒸汽洗塔过程中，蒸汽量给的过大，又发生水击，会吹翻塔盘。

若反应器的蒸汽吹扫时间短，反应器内的残余油气排不尽，会留下火灾爆炸的安全隐患。

分馏塔吹扫后若未进行水洗，塔内表面的 FeS 可能会干燥自燃。

在降量时，若未遵循先降温后降量的原则，反应器床层可能会超温或“飞温”。

退油时，若大量的热油或水进入冷油容器中，可能会发生冷油突沸爆炸事故；若大量冷油进入热油设备中，会产生负压，吸入空气，可能会引起火

灾爆炸事故。

停工过程中若降温泄压过快，可能会造成液化气汽化冻坏设备、管线堵塞；若温度变化大，会导致冷换设备法兰泄漏，引起火灾爆炸等事故。

停工时若吹扫时间不够，设备、管线内有瓦斯，形成爆炸气体遇明火发生燃烧爆炸事故。

若催化剂冲洗不彻底，会导致残存催化剂在催化剂管线中沉积堵塞管线。

若反应器未最大限度出料，反应器残存粉料会导致置换困难，置换合格后需要向地面排放，容易产生爆炸粉尘。

反应器置换不彻底，在排放粉料过程中，粉料和可燃气体排放到大气中，容易引起火灾爆炸事故。

在加装盲板之前，未将管线内残存物料彻底放净，加装盲板过程中，管线间可能残存物料喷出，造成人身伤害，引起火灾爆炸。

3.3.5 检修维修过程危险有害因素辨识

为了维持正常生产使生产装置能够“安、稳、长、满、优”运行，装置、设备要定期进行计划检修，及时消除缺陷和隐患，以提高装置和设备的可靠程度。在装置的停车、检修和开工过程中，如果安全措施不到位或违章操作，会发生各类事故。

1) 生产中机电设备出现故障需进行维修时，如未切断电源、设备故障启动或他人误操作等，致使人员受到机械伤害或触电伤害，导致人员伤亡事故的发生。

2) 未对设备进行置换或置换不彻底就试车或打开人孔进行焊接检修，空气进入塔内形成爆炸性混合物而爆炸，由此发生爆炸事故的次数最多。

3) 用可燃性气体补压、试压、试漏。

4) 未做动火分析、动火处理（如未加盲板将检修设备与生产系统进行隔离，或盲板质量差，或采用石棉板作盲板），未办理动火证就动火作业。

5) 在装置检修时，若设备未经完全冷却即打开，FeS 与空气接触将发生氧化，在常温下即可引起自燃并大量放热，如果此时设备内残存有可燃气体，FeS 的自燃必将引起可燃气体的燃烧。另外，FeS 自燃若用水灭火，还会引起另一个间接危险，即产生 H₂S。

6) 在停车检修和开车时，未对管道系统进行置换，或采用非惰性气体置换，或置换不彻底，空气混入管道内，氧含量增加。如果其浓度未达到爆炸极限，混入管道的氧气与其内的可燃性气体发生异常反应，反应后产生的压力远超过其设计压力，则使管道随设备一起发生破坏；如果其浓度达到爆炸极限，爆炸性混合气体就有发生爆炸的危险。

7) 检修时，在管道（特别是高压管道）上未装盲板，致使空气与可燃性气体混合，形成爆炸性混合气体，检修动火时发生爆炸；或在检修完工后忘记拆除管道上的盲板，开车时因截断气体或水蒸气的去路，造成憋压而爆炸。

3.3.6 自动控制方面的危险有害因素分析

如果控制系统检测和传输设施损坏或故障，各种信号不能及时或有效传到控制室，可能会给装置的安全控制带来困难，甚至会导致操作失误，引起事故的发生。若控制程序错误或损坏，安全连锁协调不当，易燃易爆、有毒物料泄漏，导致火灾、爆炸和中毒等事故的发生。若控制阀门质量不合格，不能有效的动作，会造成生产系统憋压，甚至导致设备设施破裂，物料泄漏引起火灾、爆炸和中毒等事故。为了保证检测仪表的可靠性，在正常运行过

程中应定期对仪表进行检测、校验，以免因仪表控制失灵而发生危险。控制设施的故障主要有以下几种情况。

1) 供电中断

控制系统通过不间断供电系统（UPS）供电。当外供电中断时，如 UPS 因本身故障无法自动切换供电，造成控制系统供电中断，使仪表无法正常工作。

2) 仪表故障

（1）如采用的仪表设备性能不可靠，未达到免维护级别，仪表故障率较高，可能造成控制系统失效。

（2）智能仪表设备的故障自诊断功能失灵，出现故障时未报警提示，未对仪表进行预维护，使仪表设备的可靠性降低。

3) 仪表测量管路故障

（1）测量管路系统采用不可靠的管阀件，当发生测量管路泄漏时，造成测量不准确或失效。

（2）仪表测量管路的畅通是仪表准确测量的前提。如测量管路保证措施不力，造成测量管路堵塞，使压力等参数传递不准确。

4) 仪表信号线路故障

（1）仪表信号电缆防护不力，造成电缆破损、断裂或受到电磁干扰等，使控制信号无法正常传输。

（2）通讯系统故障，使通讯的可靠性降低。

5) 仪表安全防护破坏

仪表防护等级不够，不适应环境条件，造成仪表损坏。要根据各个装置所处的防爆区域等级选用相应防爆等级的仪表设备，以免因电气火花而引发

火灾爆炸事故。

6) 网络病毒侵袭

如电脑控制系统设置的防火墙不够严密，受到网络病毒侵袭，使电脑控制系统瘫痪。

3.3.7 危险有害因素

3.3.7.1 火灾、爆炸

油化部的各装置大多数属甲类火灾危险类别，各装置的原料、中间产品、产品多为易燃、易爆物质。各种物料在加工过程中处于高温、高压环境中，从原料的输入到装置生产加工直至产品的输出，由于设备设施和管道密封不良、操作失误、高温高压设备工艺参数波动异常等原因，均可导致工艺介质泄漏，造成环境污染，甚至可能引发火灾、爆炸事故。

液体表面气化的现象叫挥发，挥发性是轻质油品在储运中最重要的危险因素之一，它与油品密度、饱和蒸汽压密切相关。油品的蒸气压越大，挥发性越大，其危险性也越大。在环境温度下，汽油、液氨挥发最快，煤油、柴油次之。另外温度对蒸气压的大小影响很大，温度升高，其蒸气压将迅速增大。而且油蒸气比空气重，易于在作业场所低洼、通风不良的地方飘浮积聚，这种潜在的危险对装置区的防火安全影响极大。

液化气等沸点较低，在压力骤降、常温及受热后即可气化。若生产过程中液位过高，气相平衡管道堵塞或无泄压装置，设备的耐压能力不够等，可能会导致损坏或破裂，有可能引起危险物料泄漏和外溢，泄漏后则迅速气化。

物质的燃烧性是由其闪点、燃点、自燃点来衡量的，闪点高低是衡量物质火灾危险性的重要依据，闪点低的物质火灾危险性大，反之则小。

油化部的物料中，大多数为易燃、易爆介质，氢气、干气、天然气等属

甲类火灾危险性物质；液化气属甲 A 类火灾危险性物质；原油、汽油、石脑油等属甲 B 类火灾危险性物质。它们多以液态或气态存在，其中液化气、汽油等沸点及闪点较低，一旦泄漏，极易挥发，很容易在装置的低洼处、密闭空间以及通风不良处积聚，形成具有爆炸危险性的混合气体，遇有一定能量的着火源，容易发生爆炸，爆炸浓度（或极限）范围越宽，爆炸危险性就越大；

氢气、干气等气体比空气轻，若泄漏虽然不易在低洼处积聚，但是其与空气混合形成爆炸危险性气体范围很宽，点火能量又很小，极易诱发火灾爆炸；

爆炸和燃烧经常同时出现，因此以上物质在生产、使用和贮存运输（输送）操作过程中，应防止其形成可燃、爆炸性气体或蒸气云团，尽可能将其浓度控制在爆炸极限以外，以防止遇明火或火花时火灾、爆炸事故的发生。

各装置生产运行过程中所涉及的以上危险物料中绝大部分液体介质具有易积聚静电荷的特点，容易产生和积聚静电，且不易消散。在生产使用过程中的管道输送及原料产品储运过程中，其静电的产生和积聚量的大小与管道内壁粗糙度、流速、运送距离以及输送、储运设备的导电性能、静电防护设施不到位等诸多因素有关。静电放电也是导致火灾爆炸事故的一个重要原因。

汽油、柴油、石脑油、液化气、渣油、煤油等液体物料的黏度较小，容易流淌扩散。同时，由于其渗透、浸润和毛细管引力等作用而扩大其表面积，使蒸发速度加快，并向四周迅速扩散，与空气混合，遇有明火源、火花等，极易发生燃烧爆炸事故。

液化石油气、液氨、轻质油品与任何物质一样，具有热胀冷缩的特点，

汽油膨胀系数约为 0.1%，煤油、柴油膨胀系数约为 0.08%。油品受热后，温度升高，体积膨胀，若容器灌装过满，管道输油后不及时排空而又无泄压装置，会导致容器和管道的胀裂损坏，可引起油品渗漏和外溢。另一方面，由于温度降低，体积收缩，容器内有可能出现负压，也会使容器吸瘪变形损坏。所以盛装易燃油品的容器储罐、槽车等，应有足够的强度，并要求配以呼吸阀等安全附件，以防止容器损坏。此外，还应使油品远离热源、火源。

各生产装置所涉及的主要毒性物质为氨、硫化氢、二氧化硫等，其次为各种烃类物质，包括干气、汽油、柴油、石脑油、液化气、氢气、氮气及各类辅助材料等。如以上物料发生泄漏，人员处于泄漏点附近高浓度区未能及时逃离，或抢救及维修人员在未采取防护措施或防护不当的情况下进入泄漏点附近高浓度区，均易发生中毒、窒息事故。

油化部生产过程中用到氢氧化钠等腐蚀品，液氨也具有一定的腐蚀性，可致眼和皮肤灼伤。在腐蚀性物料的装卸、储存、输送、使用过程中，若因各种原因造成储罐、管线、阀门、垫片、管件破损或操作不当，可能会造成腐蚀性物料的泄漏，若泄漏的物料接触作业人员身体，在作业人员未采取防护措施的情况下可能会造成不同程度的化学灼伤。

3.3.7.2 中毒窒息

辽阳石化公司油化部生产装置中的毒性物料包括 H_2S 、氨、烃类、二甲基二硫、一氧化碳、二氧化硫、二硫化碳等。

各主要毒性物料的主要毒性特征如下：

(1) H_2S

辽阳石化公司油化部生产装置中最主要的毒性物质是 H_2S ，尤其是二联合、三联合装置区中的硫磺装置及各加氢装置中硫化氢浓度较高，泄漏后

极易引起人员中毒。

H₂S 是一种神经毒物，也是窒息性和刺激性气体，主要作用于中枢神经系统和呼吸系统，同时可引起心脏等多个脏器损害，对其作用最敏感的部位是脑和黏膜。接触 H₂S 的主要途径是经呼吸道吸入，H₂S 经粘膜吸收快，皮肤吸收甚少。H₂S 危害具有以下鲜明特点：

1) H₂S 最主要的危险是短时间内意外接触高浓度 H₂S 会导致电击式死亡；

2) 高浓度 H₂S 会造成嗅觉迅速麻痹，臭鸡蛋味不能用来判断危险场所 H₂S 的浓度的高与低。

(2) 氨

酸性水汽提装置中氨精制涉及氨气及液氨，加氢裂化装置也使用液氨作为加氢反应器预硫化过程中的钝化剂。低浓度氨对粘膜有刺激作用，高浓度可造成组织溶解坏死。

急性中毒表现包括：轻度者出现流泪、咽痛、声音嘶哑、咳嗽、咯痰等；眼结膜、鼻黏膜、咽部充血、水肿；胸部 X 线征象符合支气管炎或支气管周围炎。中度中毒上述症状加剧，出现呼吸困难、紫绀；胸部 X 线征象符合肺炎或间质性肺炎。严重者可发生中毒性肺水肿，或有呼吸窘迫综合征，患者剧烈咳嗽、咯大量粉红色泡沫样痰、呼吸窘迫、谵妄、昏迷、休克等。可发生喉头水肿或支气管粘膜坏死脱落窒息。高浓度氨可引起反射性呼吸停止。液氨或高浓度氨可致眼灼伤；液氨可致皮肤灼伤。

(3) 氯

循环水场使用次氯酸钠可挥发氯气。氯对眼、呼吸道粘膜有刺激作用。

急性中毒：轻度者有流泪、咳嗽、咳少量痰、胸闷，出现气管炎和支气

管炎的表现；中度中毒发生支气管肺炎或间质性肺水肿，病人除有上述症状的加重外，出现呼吸困难、轻度紫绀等；重者发生肺水肿、昏迷和休克，可出现气胸、纵隔气肿等并发症。吸入极高浓度的氯气，可引起迷走神经反射性心跳骤停或喉头痉挛而发生“电击样”死亡。皮肤接触液氯或高浓度氯，在暴露部位可有灼伤或急性皮炎。慢性影响：长期低浓度接触，可引起慢性支气管炎、支气管哮喘等；可引起职业性痤疮及牙齿酸蚀症。

(4) 苯

连续重整苯抽提装置存在毒性介质苯。苯对皮肤、粘膜有刺激、致敏作用，可引起白血病，属于极度危害物质。高浓度苯对中枢神经系统有麻醉作用，能引起急性中毒。

苯（C₆H₆）是一种无色透明、有强烈芳香味、易燃易爆挥发的液体。主要以蒸气形态经呼吸道进入人体，也可以经皮肤吸收。因苯有亲脂性，可吸附在神经细胞表面，产生中枢神经系统的麻醉作用，对造血系统也有损害。短时间接触高浓度苯，可引起急性中毒，以神经系统症状为主，中毒的严重程度与苯浓度和接触时间成正比。轻者头痛、头晕、嗜睡、神志恍惚，步态不稳。重者出现抽搐、昏迷，特别严重的可因呼吸中枢麻痹而死亡。低浓度长期接触可逐渐发生慢性中毒，大多表现为白细胞减少，进而发展为再生障碍性贫血，少数病例在慢性中毒后可发生白血病（以急性粒细胞性为多见）。长期接触高浓度苯会损坏造血系统，并引起中毒。国际癌症研究中心（IARC）将苯确认为致癌物。

(5) 甲苯

甲苯主要存在于连续重整抽提装置及储运系统轻油组份罐区。甲苯对皮肤、粘膜有刺激性，对中枢神经系统有麻醉作用。急性中毒：短时间内吸入

较高浓度本品可出现眼及上呼吸道明显的刺激性症状、眼结膜及咽喉部充血、头晕、头痛、恶心、呕吐、胸闷、四肢无力、步态蹒跚、意识模糊。重症者可有躁动、抽搐、昏迷。慢性中毒：长期接触可发生神经衰弱综合征，肝肿大，女工月经异常等。皮肤干燥、皴裂、皮炎。

(6) 二甲苯

二甲苯主要存在于连续重整抽提装置，二甲苯对皮肤、粘膜有刺激作用，对中枢神经系统有麻醉作用；长期作用可影响肝、肾功能。急性中毒：病人有咳嗽、流泪、结膜充血等；重症者有幻觉、谵妄、神志不清等，有的有癔症样发作。慢性中毒：病人有神经衰弱综合征的表现，女工有月经异常，工人常发生皮肤干燥、皴裂、皮炎。

(7) 非芳烃和 C6~C7 组份油

非芳烃和 C6~C7 组份油主要存在于抽提装置，属于麻醉性毒物，主要引起中枢神经系统功能障碍，高浓度时引起呼吸中枢麻痹。轻度中毒的表现为头痛、头晕、短暂意识障碍、四肢无力、恶心、呕吐、易激动、步态不稳等。重度中毒患者可引起中毒性脑病，甚至脑水肿。吸入较高浓度时可引起突然意识丧失、反射性呼吸停止及化学性肺炎，部分患者出现中毒性精神病症状。经口腔吸入急性中毒出现消化道症状，严重者可出现类似急性中毒症状，直接吸入呼吸道，可致吸入性肺炎。

(8) 烃类物质

油化部装置区及罐区内的渣油、汽油、柴油、液化石油气等烃类物质属于麻醉性毒物，毒性危害程度为轻度，主要引起中枢神经系统功能障碍，高浓度时引起呼吸中枢麻痹。轻度中毒的表现为头痛、头晕、短暂意识障碍、四肢无力、恶心、呕吐、易激动、步态不稳等。重度中毒患者可引起中毒性

脑病，甚至脑水肿。吸入较高浓度时可引起突然意识丧失、反射性呼吸停止及化学性肺炎，部分患者出现中毒性精神病症状。经口腔吸入引起的急性中毒出现消化道症状，严重者可出现类似急性中毒症状，直接吸入呼吸道，可致吸入性肺炎。

(9) 二甲基二硫 (DMDS)

二甲基二硫用作渣油加氢装置、催化汽油加氢装置、连续重整装置预加氢单元催化剂的硫化剂。DMDS 为淡黄色透明液体，有恶臭味，遇高温或接触酸雾能分解有毒气体，不溶于水，溶于乙醇和乙醚。浓度过高时，可引起嗜睡、呼吸困难。误服或吸入本品可引起中毒，接触后可引起头痛、恶心和呕吐。

一氧化碳主要存在于重油催化裂化装置，一氧化碳在血中与血红蛋白结合而造成组织缺氧。急性中毒：轻度中毒者出现头痛、头晕、耳鸣、心悸、恶心、呕吐、无力；中度中毒者除上述症状外，还有面色潮红、口唇樱红、脉快、烦躁、步态不稳、意识模糊，可有昏迷；重度患者昏迷不醒、瞳孔缩小、肌张力增加、频繁抽搐、大小便失禁等，深度中毒可致死。亦因心肌缺氧，导致循环衰竭而死亡。慢性影响：长期反复吸入一定量的一氧化碳可致神经和心血管系统损害。

(10) 甲醇

甲醇主要存在于轻汽油醚化装置和 MTBE 装置，甲醇是一种无色、易挥发、易燃、有刺激性气味的液体，其职业危害程度为中度（Ⅲ级），主要通过呼吸道、口腔及皮肤接触吸收进入人体。对呼吸道及胃肠道有刺激作用，对血管神经有毒害作用，对视神经和视网膜有特殊的选择作用，使视网膜因缺乏营养而坏死。皮肤接触可引起脱脂作用及皮炎。急性中毒常表现为

神经系统异常、酸中毒和视神经炎等症状。慢性中毒主要表现为神经系统症状及视神经损害。暴露在 2000ppm 以下的环境中，不会有影响；反复接触中等浓度的甲醇，可致暂时或永久性视力障碍或失明；饮入 10ml 以上即有失明的危险；饮入 100~250ml 可以致死。

(11) 环丁砜

环丁砜主要存在于抽提装置，对人体的皮肤及粘膜有一定的腐蚀作用。受热分解、燃烧后产生的有害物有二氧化硫、一氧化碳、二氧化碳、硫化氢，对人体有害。

(12) 浓硫酸

浓硫酸用作烷基化装置的催化剂以及循环水厂水质 pH 值调节。该品对任意的慢性影响有牙齿酸蚀症、慢性支气管炎、肺水肿和肝硬化，酸雾为“人类致癌物”。

(13) 六氟化硫

六氟化硫存在于六氟化硫封闭式组合电器（GIS）开关中。六氟化硫是一种无色、无臭、无毒、不燃的惰性气体。在高浓度下会呼吸困难、喘息、皮肤和黏膜变蓝、全身痉挛。吸入 80%六氟化硫+20%的氧气的混合气体几分钟后，人体会出现四肢麻木，甚至窒息死亡。

3.3.7.3 灼烫

(1) 油化部生产现场存在大量高温设备及管线等生产性高温热源，正常生产中高温热源皆密闭运行，且有隔热保温设施，若发生保温隔热层脱落或高温物料泄漏，人体接触这些设备或泄漏的物料，有被灼伤或烫伤的可能。尤其是对加热炉、高温物料、高温蒸汽管线等高温设施应重点防护。

(2) 另外，生产过程或检修作业时，若蒸汽系统因设备故障而发生泄

漏；更换压力表、法兰、垫片时，管内残汽喷出，都易对人员造成不同程度的人身伤害。

(3) 催化裂化装置烟气脱硫单元、液化气脱硫醇单元采用氢氧化钠溶液做吸收剂，浓碱具有强烈刺激和腐蚀作用。其烟雾刺激眼睛和呼吸道，腐蚀鼻中隔；皮肤和眼睛直接接触可引起灼伤；误服可造成消化道灼伤，粘膜糜烂、出血和休克。

(4) 烷基化装置、循环水场均使用浓硫酸，硫酸对皮肤、粘膜等组织有强烈的刺激和腐蚀作用，在使用过程中存在发生灼伤的危险。

3.3.7.4 窒息

油化部装置区的塔、容器在停工检修时，进入塔或容器必须按照有关规定执行，都要进行空气置换。如果塔、容器内含氧量不够，进入容器内，易发生窒息事故。

装置生产过程中的设备置换使用的 N₂ 为单纯窒息气体，在高浓度时使吸入氧气分压下降，引起缺氧窒息。

如人员进入 N₂ 泄漏点附近高浓度区，或者进容器作业前置换不彻底以及容器未与上述物料彻底隔离，会使人窒息。

3.3.7.5 高处坠落

油化部装置区设有比较高的塔类设备、储罐、反应器等，并设有多层换热器及冷却器平台，在巡检、操作及检修过程中，如果防护措施不完善或从业人员麻痹大意，有发生高处坠落事故的危险。在雨季、冬季和大风季节进行作业，发生高处坠落的危险性更大。

3.3.7.6 物体打击

高处坠落的物体如砸到下面的人员，还会导致物体打击。另外，在装置、

设备的检维修过程中，特别是交叉作业时，各种工

具及配件在受到外力的作用下产生运动或崩溅，也会导致物体打击事故。

另外，压力容器超压发生物理爆炸时飞出的金属碎片以及机械零部件飞出等都可能伤害到周围人员，发生物体打击事故。

3.3.7.8 机械伤害

油化部生产装置、储运系统和公用工程系统的设备和设施大部分采用钢制，工作人员在现场工作时存在发生磕、碰的危险性，生产现场设有大量泵类、风机以及多台压缩机等旋转机械设备，这些转动机械设备的安全防护措施失效或者人员违章操作，发生辗绞、挤压等机械伤害事故的危险性比较高。

3.3.7.9 触电

（一）触电

装置有大量的电气设备，在工作人员进行电气作业时，因设备故障或工作人员自身存在不安全行为而引发的触电事故，在检修过程中使用电动工具方法不当、电动工具因绝缘不合格而漏电，工作人员也会发生触电伤害。

（二）静电

油化部装置生产过程中涉及的油品、液化石油气、芳烃等烃类物料为高电阻率介质，在设备系统流动中可产生静电，特别是在流速过高或冲击、沉降时易产生静电。静电可能成为引起火灾的点火源，静电还可干扰和损坏微机监视控制系统，影响其正常运行，危害设备及装置安全。

3.3.7.10 起重伤害

装置区压缩机厂房、催化气压机房、主风机房内均设有起重机械，主要

用于检维修吊装设备及检维修器件。从事起重作业时，存在起重设备脱钩砸人、钢丝断裂抽人、吊物撞人等危险；同时存在起重设备在使用、检修、试验过程中提升设备过卷扬等危险。

3.3.7.11 容器爆炸

油化部装置区存在多台塔类、反应器、容器、换热器等承压设备，在运行中因故障发生超压时，若安全阀、爆破片等保护设备失灵，存在容器超压爆炸的风险。一旦发生容器爆炸，储存在容器中的柴油、氢气、石脑油、液化气等迅速膨胀，瞬间释放出内在能量。所释放的能量，一方面使容器进一步开裂，或将容器及其所裂成的碎块以较高的速度向四周飞散，造成人身伤亡或击坏周围的设施；另一方面，其更大的一部分能量会对周围的空气做功，产生冲击波，摧毁附近的厂房等建筑物，造成更大的破坏作用。

3.3.7.12 淹溺

循环水系统许多水池以及其它水工构筑物，若防护不当，人员落入水池中，可能会发生人员淹溺事故。中石化某石化公司公用工程部曾发生过工作人员跌入水池，淹溺身亡的事故。

3.3.7.13 坍塌

塔类、反应器、设备框架等高大设备设施若因地质勘察有误、施工质量不良等原因造成基础固定不牢固等隐患，遇强风可能造成高大设备倒塌，造成人员伤亡及设备损坏。

施工过程中，若回填土质量不符合设计要求，使得压实填土地基承载力不能满足其上部荷载要求时，可造成设备基础塌陷，造成设备坍塌、连接管线变形甚至折断，造成危险物料泄漏，引发火灾、爆炸或中毒事故。

3.3.7.14 有害因素

(1) 噪声危害分析

辽阳石化公司生产装置的噪声源包括压缩机区、加热炉、泵区、空冷区等，另外，在蒸汽放空、管线吹扫过程中也可能产生较大的噪声危害。

噪声作用于人体能引起听觉功能敏感度下降甚至造成耳聋，或引起神经衰弱、心血管病及消化系统等疾病。另外，噪声干扰信息交流，使人员误操作发生率上升，影响安全生产。

(2) 粉尘危害

油化部多套装置使用催化剂，装置定期装卸固体催化剂过程中，若处理不当则可造成粉尘污染。长期接触粉尘，会对人的呼吸系统带来伤害。长期在生产环境中吸入生产性粉尘，有可能导致以肺部进行性纤维组织增生为主的全身性疾病（如尘肺病等），严重损害从业人员的身体健康。

(3) 辐射危害

连续重整装置有多处使用放射性元素，测量催化剂料位或作料位控制开关。放射源在防护措施可靠的情况下，基本不会对人造成永久性损伤，但对长时间、近距离接触这些放射源的人可能造成可恢复的临时性损伤。

(4) 高温危害

油化部装置生产运行中可能出现高温环境的情况包括：夏季长时间在高温设备周围工作可能会对操作人员产生高温伤害；高温设备或管线的安全防护距离如果不能满足要求或安全防护措施失效，可能对操作人员造成高温危害。

(5) 低温危害

重油催化裂化装置、干气及液化气脱硫装置、气体分馏装置、连续重

整装置、烷基化装置等生产区域存在液化石油气等液态烃的装置或区域内，液化气以液态的形式存在，如果设备设施发生泄漏，泄漏的物料接触到体会迅速气化，吸收热量，造成局部环境温度迅速降低，造成人员低温冻伤。

(6) 振动危害

辽阳石化公司生产区域存在压缩机、大型风机、大功率机泵等大型高速旋转设备，设备正常运行中产生一定幅度的高频振动，导致设备安装平台产生振动，平台的高频振动会对设备、管道的安全运行和工作人员的身体都有危害。

3.4 自然因素的危害分析

3.4.1 气温危害

根据辽阳地区气象资料，辽阳年冬季极端最低气温可达 -33.7°C ，夏季最高气温可达 34.5°C 。冬季寒冷时间长，夏季日照时间长，热辐射强，给生产带来许多困难。夏季的物质又极易受热气化膨胀。生产过程中使用的热源、水，随着气温的高低变化，都可能造成设备管线冻堵、膨胀、泄漏发生的条件。另外，在冬季还存在地面结冰、积雪，地面滑，存在操作人员滑倒、摔伤的危险。

3.4.2 雷电灾害

自然环境中存在雷暴。雷电流能破坏装置或设备绝缘，产生火花，引起燃烧或爆炸等。

油化部所在地区年最多雷暴天数为 28.2 天。因此，装置、设备、建构筑物等在雷暴日期间存在较大的危险性，如缺少防雷接地设施或防雷接地不全、损坏等，易发生雷击、火灾爆炸等事故。

3.4.3 地震破坏

地震是地壳运动的一种表现形式，是地球内部传播出来的地震波造成的地面震动，破坏性大，影响面广，突发性强，常有明显的区域特征，是影响装置及设备安全运行的事故因素之一。

辽阳地区抗震烈度 7 度，存在地震危害的危险。发生地震时装置、管线、建（构）筑物等都可能遭到破坏，从而引发燃烧、爆炸。由于生产自动化程度较高，地震时一个设备遭破坏，可能引起整个系统连锁反应，导致生产瘫痪或引起严重的事故。地震时装置、建筑物倒塌，会给避震和抢险救灾带来困难，造成严重的人员伤亡。

3.4.4 大风影响

大风可能将高处平台放置的或固定不牢的质量较小的物体刮落，落物可能对地面人员、设施造成物体打击危害。因此，装置运行管理时，应根据项目及其周边环境的实际情况，充分考虑风力、风向、频率及地形等因素的影响，尽量避免和减少其对项目及环境可能造成的危害。

3.4.5 暴雪

冬季若出现长时间暴风雪天气，较厚的雪层可造成相关设施受力增大，可能导致装置、建（构）筑物坍塌、管桥变形、电缆桥架折断等事故。

4 危险化学品重大危险源辨识、分级的符合性分析

4.1 辨识依据

4.1.1 定义

危险化学品：具有毒害、腐蚀、爆炸、燃烧、助燃等性质，对人体、设施、环境具有危害的剧毒化学品和其他化学品。

单元：涉及危险化学品的生产、储存装置、设施或场所，分为生产单元和储存单元。

临界量：某种或某类危险化学品构成重大危险源所规定的最小数量。

危险化学品重大危险源：长期地或临时地生产、储存、使用和经营危险化学品，且危险化学品的数量等于或超过临界量的单元。

生产单元：危险化学品的生产、加工及使用等的装置及设施，当装置及设施之间有切断阀时，以切断阀作为分隔界限划分为独立的单元。

储存单元：用于储存危险化学品的储罐或仓库组成的相对独立的区域，储罐区以罐区隔堤为界限划分为独立的单元，仓库以独立库房为界限划分为独立的单元。

混合物：由两种或者多种物质组成的混合物或者溶液。

4.1.2 辨识指标

根据《危险化学品重大危险源辨识》（GB18218-2018）规定，生产单元、储存单元内存在危险化学品的数量等于或超过规定的临界量，即被定为重大危险源。单元内存在的危险化学品的数量根据危险化学品种类的多少区分为以下两种情况：

生产单元、储存单元内存在的危险化学品为单一品种时，该危险化学品的数量即为单元内危险化学品的总量，若等于或超过相应的临界量，则定为

重大危险源。

生产单元、储存单元内存在的危险化学品为多品种时，按式（1）计算，若满足式（1），则定为重大危险源：

$$S=q_1/Q_1 + q_2/Q_2 + \dots + q_n/Q_n \geq 1 \quad (1)$$

式中：

S----辨识指标；

q_1, q_2, \dots, q_n ----每种危险化学品的实际存在量，单位为吨（t）；

Q_1, Q_2, \dots, Q_n ----与各危险化学品相对应的临界量，单位为吨（t）。

4.1.3 单元划分

按照单元的定义：涉及危险化学品的生产、储存装置、设施或场所，分为生产单元和储存单元。危险化学品的生产、加工及使用等装置及设施，当装置及设施之间有切断阀时，以切断阀作为分隔界限划分为独立的单元。用于储存危险化学品的储罐或仓库组成的相对独立的区域，储罐区以罐区隔堤为界限划分为独立的单元，仓库以独立库房为界限划分为独立的单元。

4.2 辨识过程

4.2.1 辨识单元划分

依据生产单元和储存单元的划分原则，辽阳石化公司油化部危险化学品辨识单元划分情况及列入危险化学品重大危险源辨识范围内的化学品情况，见表 4.2-1：

表 4.2-1 危险化学品重大危险源划分情况及涉及危险化学品情况表

装置区	生产单元	涉及的构成重大危险源的物料
加氢联合装置区	240 万吨/年渣油加氢装置	柴油、氢气、石脑油、硫化氢、燃料气
	100 万吨/年催化汽油加氢-醚化装置	汽油、甲醇、氢气、燃料气
催化联合装置区	220 万吨/年重油催化裂化装置（含烟气脱硫脱硝单元）	柴油、液化气、汽油、干气、硫化氢、氨
	40 万吨/年气体分馏装置	液化气、丙烯、丙烷
	40 万吨/年干气及液化气脱硫装置	干气、液化气、硫化氢
	6 万吨/年 MTBE 装置	MTBE、甲醇、C4
重整联合装置区	连续重整装置-抽提装置及 PSA 联合装置	石脑油、汽油、油气、异戊烷油、C5 馏分、氢气、C7、C7+、C6、C6+、C8、C8+、液化气、苯、甲苯、抽余油、燃料气
	烷基化废酸再生联合装置	液化气、烷基化油、C4、正丁烷、燃料气

4.2.2 辨识物质及临界量

辨识单元内危险化学品临界量与实际量对比情况，见表 4.2-2:

表 4.2-2 危险化学品临界量情况

联合装置区	单元名称	物质名称	临界量 (t)	物质质量 (t)	qi/Qi	Σ qi/Qi	装置是否构成重大危险源
加氢联合装置区	240 万吨/年渣油加氢装置	柴油	5000	65.5578	0.0131	4.965>1	是
			10	31.5727	3.1572		
		氢气	5	6.7501	1.35		
		石脑油	1000	62.509	0.0625		
		硫化氢	5	0.86	0.172		
		燃料气(甲烷)	50	10.3822	0.2076		
	100 万吨/年催化汽油加氢-醚化装置	汽油	200	375.721	1.8786	2.2715>1	是
		甲醇	500	144.498	0.2889		
		氢气	5	0.307	0.0614		
		甲烷(燃料气)	50	2.125	0.0425		
催化联合装置区	重油催化裂化装置(含烟气脱硫脱硝单元)	柴油	5000	265.8969	0.05318	13.5254>1	是
		液化石油气	50	607.0597	12.1412		
		汽油	200	247.4087	1.23704		
		干气(参考燃料气)	50	1.4595	0.02919		
		硫化氢	5	0.32	0.064		
		氨	10	0.008	0.0008		
	气体分馏装置	液化石油气	50	49.6375	0.99275	25.5116>1	是
		丙烯	10	222.31	22.231		
		丙烷	50	114.3934	2.2878		
	干气及液化气脱硫装置	干气(参考燃料气)	50	0.7115	0.0142	1.4093>1	是
		液化石油气	50	66.3564	1.3271		
		硫化氢	5	0.34	0.068		
	MTBE 装	MTBE	1000	29.4724	0.0294	5.2734>1	是

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

联合装置区	单元名称	物质名称	临界量 (t)	物质质量 (t)	qi/Qi	Σqi/Qi	装置是否构成重大危险源
	置		10	37.6919	3.7691		
		甲醇	500	83.8695	0.1677		
		C4 (液化石油气)	50	65.3598	1.3072		
重整联合装置区	连续重整装置-抽提装置及PSA联合装置	石脑油	1000	131.2714	0.1312714	6.539>1	是
		氢气	5	0.8675	0.1735		
		汽油	200	133.119	0.665595		
		C6~C7 馏分	200	17.5	0.0875		
		混合二甲苯	10	34.8226	3.48226		
		拔头油	200	1.488	0.00744		
		液化石油气	50	1.507	0.03014		
		燃料气(甲烷)	50	2.8518	0.057036		
		硫化氢	5	0.15	0.03		
		苯	50	83.8112	1.676224		
		甲苯	500	80.7559	0.1615118		
		抽余油	200	7.3485	0.0367425		
	烷基化及废酸再生装置	C4、液化气(液化石油气)	50	36.18	0.7236	2.0506>1	是
		氢气	5	0.0267	0.00534		
		烷基化油(汽油)	200	27.0765	0.1353825		
		丙烷	50	6.0099	0.120198		
		丁烷	50	52.6002	1.052004		
		燃料气	50	0.672	0.01344		
		二氧化硫	20	0.0132	0.00066		

经辨识，辽阳石化公司油化部 8 套装置均构成危险化学品重大危险源。

4.3 分级过程

4.3.1 危险化学品重大危险源分级依据

1) 根据《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》的规定，危险化学品重大危险源分级指标采用单元内各种危险化学品实际存在量与其在《危险化学品重大危险源辨识》中规定的临界量比值，经校正系数校正后的比值之和 R 作为分级指标。

$$R = \alpha \left(\beta_1 \frac{q_1}{Q_1} + \beta_2 \frac{q_2}{Q_2} + \dots + \beta_n \frac{q_n}{Q_n} \right)$$

式中：

q_1, q_2, \dots, q_n — 每种危险化学品实际存在量 (t)；

Q_1, Q_2, \dots, Q_n — 与各危险化学品相对应的临界量 (t)；

$\beta_1, \beta_2, \dots, \beta_n$ — 与各危险化学品相对应的校正系数；

α — 该危险化学品重大危险源厂区外暴露人员的校正系数。

2) 校正系数β的取值

根据单元内危险化学品的类别不同，设定校正系数β值，见表 4.3.1-1 和表 4.3.1-2：

表 4.3-1 毒性气体校正系数 β 取值表

毒性气体名称	β校正系数
一氧化碳	2
二氧化硫	2
氨	2
环氧乙烷	2
氯化氢	3
溴甲烷	3
氯	4

毒性气体名称	β 校正系数
硫化氢	5
氟化氢	5
二氧化氮	10
氰化氢	10
碳酰氯	20
磷化氢	20
异氰酸甲酯	20

表 4.3-2 未在表 4.3-1 中列举的危险化学品校正系数 β 取值表

类别	符号	β 校正系数
急性毒性	J1	4
	J2	1
	J3	2
	J4	2
	J5	1
爆炸物	W1.1	2
	W1.2	2
	W1.3	2
易燃气体	W2	1.5
气溶胶	W3	1
氧化性气体	W4	1
易燃液体	W5.1	1.5
	W5.2	1
	W5.3	1
	W5.4	1
自反应物质和混合物	W6.1	1.5
	W6.2	1
有机过氧化物	W7.1	1.5
	W7.2	1
自燃液体和自燃固体	W8	1

类别	符号	β 校正系数
氧化性固体和液体	W9.1	1
	W9.2	1
易燃固体	W10	1
遇水放出易燃气体的物质和混合物	W11	1

3) 校正系数 α 的取值

根据重大危险源的厂区边界向外扩展 500m 范围内常住人口数量，设定厂外暴露人员校正系数 α 值，见下表。

表 4.3-3 校正系数 α 取值表

厂外可能暴露人员数量	α
100 人以上	2.0
50 人~99 人	1.5
30 人~49 人	1.2
1~29 人	1.0
0 人	0.5

4) 根据计算出来的 R 值，按下表确定危险化学品重大危险源的级别。

表 4.3-4 危险化学品重大危险源级别和 R 值的对应关系

危险化学品重大危险源级别	R 值
一级	$R \geq 100$
二级	$100 > R \geq 50$
三级	$50 > R \geq 10$
四级	$R < 10$

4.3.2 危险化学品重大危险源分级

1) 校正系数 β 取值

该项目各物料校正系数 β 取值见下表。

表 4.3-5 各物料校正系数 β 取值表

物质名称	柴油	氢	石脑油	硫化氢	燃料气	汽油
β 取值	1	1.5	1	5	1.5	1
物质名称	液化石油气	干气	氨	MTBE	C ₄	油气
β 取值	1.5	1.5	2	1	1.5	1.5
物质名称	C ₅ -馏分	C ₇ 、C ₇ ⁺	C ₆ 、C ₆ ⁺	苯	甲苯	抽余油
β 取值	1	1	1	1	1	1
物质名称	烷基化油	异戊烷油	甲醇	正丁烷		
β 取值	1	1	1	1.5		

2) 校正系数 α 的取值

根据油化部周边常驻人口分布情况，500m 范围内的人口数见下表。

表 4.3-6 油化部 500m 范围内的常驻人口数量表

序号	相对厂址方位	厂外常住人口区域	相对厂址距离 (m)
1	厂区北侧	峨眉小学	981
2	厂区东北	八家乔村	971
3	厂区东北	南八家子村	1175
4	厂区北侧	辽阳慈济医院	1060
5	厂区北侧	崔家花园	1360

由上表可以看出，辽阳石化公司油化部厂区边界向外扩展 500m 范围内无常住人口区域，依据 GB18218-2018 中表 5 规定，油化部重大危险源厂区内外暴露人员的校正系数取 $\alpha = 0.5$ 。

3) 重大危险源分级计算

表 4.3-7 生产单元重大危险源分级表

联合装置区	单元名称	物质名称	临界量 (t)	实际物质质量 (t)	危化品校正系数 β	暴露人员校正系数 α	R 值	级别
加氢联合装置区	240 万吨/年渣油加氢装置	柴油	5000	65.5578	1	0.5	3.21	四级
			10	31.5727	1			
		氢气	5	6.7501	1.5			
		石脑油	1000	62.509	1			
		硫化氢	5	0.86	5			
		燃料气	50	10.3822	1.5			
	100 万吨/年催化汽油加氢-醚化装置	汽油	200	375.721	1	0.5	1.16	四级
		甲醇	500	144.498	1			
氢气		5	0.307	1.5				
燃料气		50	2.125	1.5				
催化联合装置区	重油催化裂化装置(含烟气脱硫脱硝单元)	柴油	5000	265.8969	1	0.5	9.93	四级
		液化气	50	607.0597	1.5			
		汽油	200	247.4087	1			
		干气	50	1.4595	1.5			
		硫化氢	5	0.32	5			
		氨	10	0.008	2			
	气体分馏装置	液化气	50	49.6375	1.5	0.5	19.13	三级
		丙烯	10	222.31	1.5			
		丙烷	50	114.3934	1.5			
	干气及液化气脱硫装置	干气	50	0.7115	1.5	0.5	1.176	四级
		液化气	50	66.3564	1.5			
		硫化氢	5	0.34	5			
	MTBE 装置	MTBE	1000	29.4724	1	0.5	3.91	四级
			10	37.6919	1.5			
		甲醇	500	83.8695	1			
		C4	50	65.3598	1.5			

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

联合装置区	单元名称	物质名称	临界量 (t)	实际物质 量 (t)	危化品校正系数 β	暴露人员校正系数 α	R 值	级别
重整联合装置区	连续重整装置-抽提装置及 PSA 联合装置	石脑油	1000	131.2714	1	0.5	4.26	四级
		氢气	5	0.8675	1.5			
		汽油	200	133.119	1			
		C6~C7 馏分	200	17.5	1			
		混合二甲苯	10	34.8226	1.5			
		拔头油	200	1.488	1			
		液化石油气	50	1.507	1.5			
		燃料气(甲烷)	50	2.8518	1.5			
		硫化氢	5	0.15	5			
		苯	50	83.8112	1			
		甲苯	500	80.7559	1			
		抽余油	200	7.3485	1			
	烷基化及废酸再生装置	C4、液化气(液化石油气)	50	36.18	1.5	0.5	1.50	四级
		氢气	5	0.0267	1.5			
		烷基化油(汽油)	200	27.0765	1			
		丙烷	50	6.0099	1.5			
		丁烷	50	52.6002	1.5			
		燃料气	50	0.672	1.5			
		二氧化硫	20	0.0132	2			

4.3.3 分级结果

根据《危险化学品重大危险源辨识》（GB18218-2018）及《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》（国家安全生产监督管理总局令第40号）对辽阳石化公司油化部进行重大危险源辨识和分级。辨识结果，详见下表：

表 4.3-8 危险化学品重大危险源分级结果汇总表

装置区	生产单元	是否构成重大危险源	R 值	重大危险源等级
加氢联合装置区	240 万吨/年渣油加氢装置	是	3.21	四级
	100 万吨/年催化汽油加氢-醚化装置	是	1.16	四级
催化联合装置区	220 万吨/年重油催化裂化装置（含烟气脱硫脱硝单元）	是	9.93	四级
	40 万吨/年气体分馏装置	是	19.13	三级
	40 万吨/年干气及液化气脱硫装置	是	1.176	四级
	6 万吨/年 MTBE 装置	是	3.91	四级
重整联合装置区	连续重整装置-抽提装置及 PSA 联合装置	是	4.26	四级
	烷基化废酸再生联合装置	是	1.50	四级

5 可能受事故影响的周边场所、人员情况

5.1 周边场所

辽阳石化公司油化部位于辽阳市宏伟区西环路，位于辽阳石化厂区东南部，该厂东侧为辽阳市宏伟区工业用地；南侧为辽阳国成热电有限公司、辽宁华峰化工有限公司等；西侧为辽阳石化公用工程部污水一车间；北侧为辽阳石化芳烃部。工厂与周边设施的安全距离满足国家法律法规、部门规章及现行《石油化工企业设计防火标准》等标准规范的要求。

辽阳石化公司油化部周边 500m 范围内无居民区、学校、医院等敏感区域情况，500m 范围外的居民区、学校、医院等敏感场所情况，见表 5.1-1。

表 5.1-1 辽阳石化油化部周边 500m 范围内敏感区域情况

序号	相对厂址方位	厂外常住人口区域	相对厂址距离 (m)
1	厂区北侧	峨眉小学	981
2	厂区东北	八家乔村	971
3	厂区东北	南八家子村	1175
4	厂区北侧	辽阳慈济医院	1060
5	厂区北侧	崔家花园	1360

辽阳石化公司油化部与周边设施的安全距离满足国家法律法规、部门规章及现行《石油化工企业设计防火标准》等标准规范的要求。

工厂的从业人员大部分时间位于控制室、外操间的建筑物内；重大危险源位于油化部生产区内，生产区周边设有围墙，工厂大门出入管理严格，外来人员进出厂要办理相应的手续，生产无关外来人员不能入厂，周边居民对重大危险源的安全影响很小。

根据《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》、《危险化学品重大危险源辨识》（GB18218-2018）进行危险化学品重大危险源辨识及分级，油化部 40 万吨/年气体分馏装置构成三级危险化学品重大危险源，240 万吨/年渣油加氢装置 100 万吨/年催化汽油加氢-醚化装置、220 万吨/年重油催化裂化装置（含烟气脱硫脱硝单元）、40 万吨/年干气及液化气脱硫装置、6 万吨/年 MTBE 装置、重整装置-抽提装置及 PSA 联合装置、烷基化及废酸再生装置构成危四级危险化学品重大危险源。各装置与居民区、商业中心、公园等其他人口密集区域；学校、医院、影剧院、体育场（馆）等公共设施；供水水源、水厂及水源保护区；车站、码头（按照国家规定，经批准，专门从事危险化学品装卸作业的除外）、机场以及铁路、水路交通干线、地铁风亭及出入口；基本农田保护区、畜牧区、渔业水域和种子、种畜、水产苗种生产基地；河流、湖泊、风景名胜区和自然保护区及军事禁区、军事管理区；法律、行政法规规定予以保护的其他区域的防火间距符合国家法律、法规，以及相关标准规范要求。

5.2 可能发生事故及可能影响的人员情况

5.2.1 可能发生的主要事故类型及可能性分析

1、化学品泄漏的可能性

装置中的部分物料具有易燃易爆特性，生产、储运等环节可能会发生泄漏，泄漏是化工生产过程中最常见的事故类型。泄漏产生的原因主要有以下几个方面：

1) 密封失效，导致泄漏。

设备管线操作压力与温度是影响密封的重要因素，尤其是在高温、高压系统中，在高温作用下，工艺介质的渗透性增加，介质对垫片和法兰的溶解与腐蚀作用将加剧；同时，密封组合件各部分存在较大温差，由此产生的温差应力使各部件热膨胀不均匀，操作温度与压力的联合作用下密封比压增加，导致压紧面松弛，密封比压下降而产生泄漏；干气密封失效。

2) 设备本质缺陷，导致泄漏。

由于机械加工的结果，机械产品的表面必然存在各种缺陷和形状及尺寸偏差，在机械零件连接处不可避免地会产生间隙，工作介质就会通过间隙而泄漏；另一方面，腐蚀、裂纹、磨损、老化、外力破坏、设计不合理、制造质量差、安装不正确、工艺条件变化、机械密封损坏导致材料失效。

3) 异常工况，导致泄漏。

一是在生产遇到紧急情况时，系统温度的急升与急降，使各部件产生膨胀不均，从而也会导致密封失效。二是不按规定操作，使设备超温、超压，导致设备本体发生物理性爆破，而发生泄漏。

4) 人的因素，导致泄漏。

一是操作人员素质差，培训不到位，人员对规章、制度、规程等不了解，操作不平稳，甚至误操作。二是思想麻痹，防范意识不强，违章操作，心存侥幸，有章不循；三是管理不到位，责任不明确，制度不健全，规程不详细；四是责任心不强，设备不按要求保养，巡检走过场，发现问题不及时处理等。

该公司可能发生的事故类型主要灾害形式是火灾、爆炸、中毒等。火灾、爆炸、中毒事故通常是由泄漏事故引起的。以频率表示的各种储罐及连接管件的化学品泄漏可能性见表 5.2.1-1（设定了出现 5mm、25mm、100mm 直径的破口和完全破裂 4 种场景）。

泄漏场景可根据泄漏孔径大小分为完全破裂以及孔泄漏两大类，有代表性的泄漏场景见表 5.2.1-1。

表 5.2.1-1 泄漏场景

泄漏场景	范围	代表值
小孔泄漏	0mm~5mm	5mm
中孔泄漏	5mm~50mm	25mm
大孔泄漏	50mm~150mm	100mm
完全破裂	>150mm	整个设备的直径

2、化学品泄漏后具备造成爆炸、火灾事故的条件和需要的时间
 泄漏的易燃易爆介质遇点火源会发生闪火、池火灾、蒸气云爆炸、火球等事故。利用事件树分别分析可燃气体和可燃液体泄漏释放后发生各种类爆炸、火灾事故的模式和条件，典型场景火灾、爆炸的事件树如下：

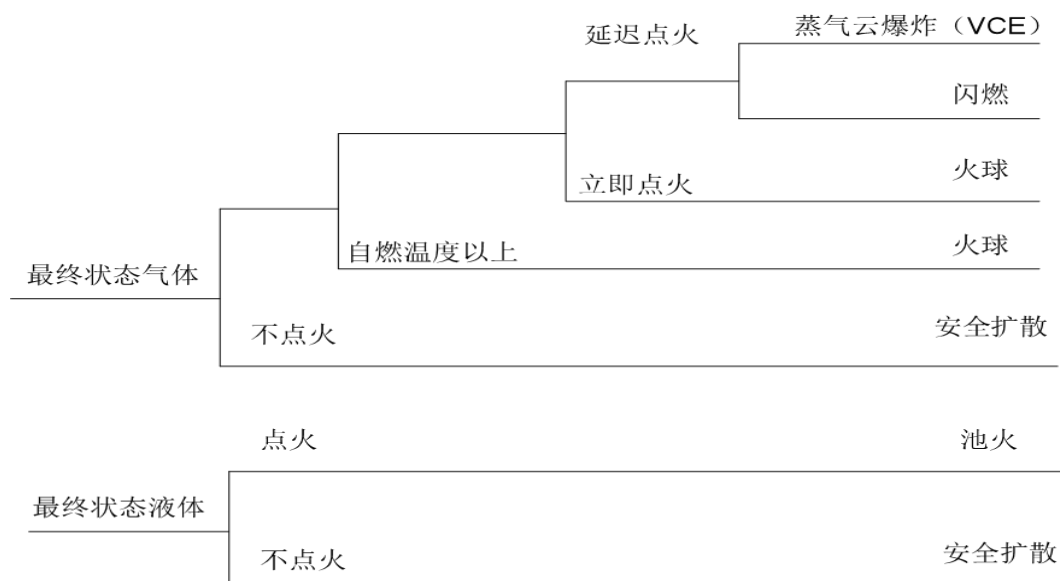


图 5.2.1-1 可燃液体或气体瞬时泄漏事件树 (SY/T6714-2008)

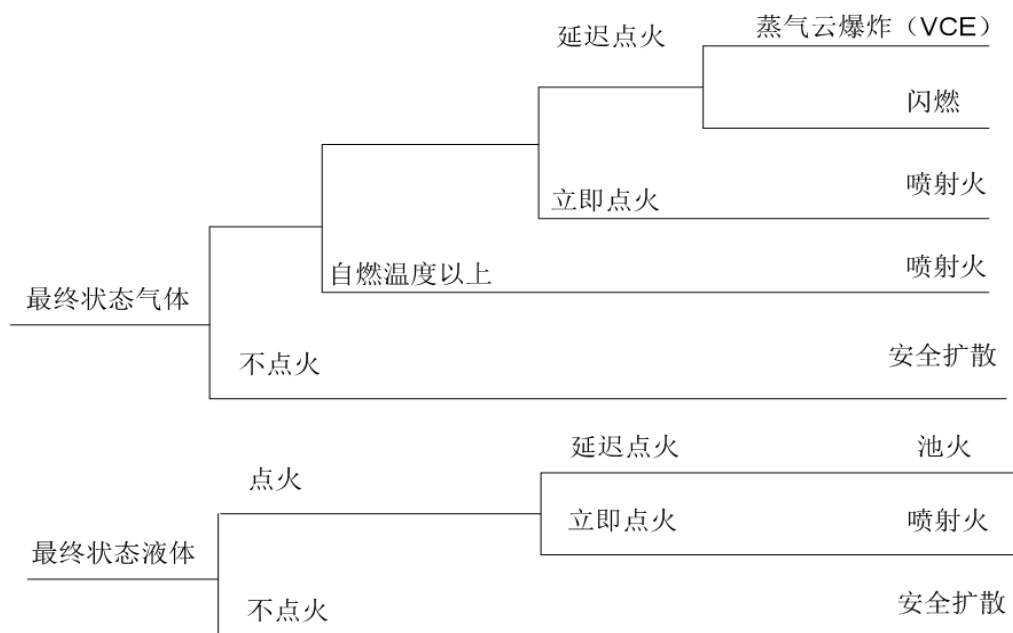


图 5.2.1-2 可燃液体或气体持续泄漏事件树 (SY/T6714-2008)

3、泄漏频率

泄漏频率数据来源于 GB/T37243-2019，泄漏频率值见下表：

表 5.2.1-2 管道泄漏频率值 单位为每年

管道直径 mm	泄漏频率/每米每年			
	小孔泄漏	中孔泄漏	大孔泄漏	完全破裂
20	3×10^{-5}	---	---	1×10^{-6}
25	2×10^{-5}	---	---	2×10^{-6}
50	1×10^{-5}	---	---	2×10^{-6}
100	3×10^{-6}	2×10^{-6}	---	2×10^{-7}
150	1×10^{-6}	1×10^{-6}	---	3×10^{-7}
200	1×10^{-6}	1×10^{-6}	3×10^{-7}	7×10^{-8}
250	7×10^{-7}	1×10^{-6}	3×10^{-7}	7×10^{-8}
300	3×10^{-7}	1×10^{-6}	1×10^{-7}	7×10^{-8}
400	3×10^{-7}	7×10^{-7}	7×10^{-8}	7×10^{-8}
>400	2×10^{-7}	7×10^{-7}	7×10^{-8}	3×10^{-8}

表 5.2.1-3 固定式带压容器和储罐泄漏频率值 单位为每年

设备类型	泄漏频率			
	小孔泄漏	中孔泄漏	大孔泄漏	完全破裂
带压容器	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	6×10^{-6}
工艺容器-塔器	8×10^{-5}	2×10^{-4}	2×10^{-5}	6×10^{-6}
工艺容器-过滤器	9×10^{-4}	1×10^{-4}	5×10^{-5}	1×10^{-5}
反应容器	1×10^{-4}	3×10^{-4}	3×10^{-5}	2×10^{-6}

表 5.2.1-4 固定式常压容器和储罐泄漏频率值 单位为每年

设备类型	泄漏到大气中				泄漏到外罐中			
	小孔泄漏	中孔泄漏	大孔泄漏	完全破裂	小孔泄漏	中孔泄漏	大孔泄漏	完全破裂
单防罐	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	2×10^{-5}	---	---	---	---
双防罐	---	---	---	1.2×10^{-8}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	1×10^{-7}	5×10^{-8}
防全罐	---	---	---	1×10^{-8}	---	---	---	---
半地下储罐	---	---	---	1×10^{-8}	---	---	---	---
地下储罐	---							

表 5.2.1-5 泵和压缩机泄漏频率值 单位为每年

设备类型	泄漏频率			
	小孔泄漏	中孔泄漏	大孔泄漏	完全破裂
单密封离心泵	6×10^{-2}	5×10^{-4}	1×10^{-4}	---
双密封离心泵	6×10^{-3}	5×10^{-4}	1×10^{-4}	---
离心压缩机	---	1×10^{-3}	1×10^{-4}	---
往复式压缩机	---	6×10^{-3}	6×10^{-4}	---

表 5.2.1-6 换热器的泄漏频率值 单位为每年

物料位置	泄漏频率			
	泄漏场景 1	泄漏场景 2	泄漏场景 3	泄漏场景 4
危险物质在壳程	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	6×10^{-6}
危险物质在管程, 壳程设计压力小于危险物质压力	—	1×10^{-2}	1×10^{-3}	1×10^{-5}
危险物质在管程, 壳程设计压力大于危险物质压力	—	—	—	1×10^{-6}

表 5.2.1-7 压力泄放装置泄漏频率值 单位为每年

设备类型	泄漏频率
压力释放装置	2×10^{-5}

5.2.2 事故后果模拟

采用事故模拟计算进行事故影响范围预测。结合公司实际情况，使用南京安元科技有限公司开发的《安全无忧网公共服务平台软件》对油化部各个重大危险源装置可能出现火灾、爆炸事故进行分析，具体分析结果如下：

表 5.2.2-1 油化部火灾事故影响情况

装置名称	泄漏模式	事故类型	事故后果 (m)			
			死亡半径	重伤半径	轻伤半径	财产损失半径
加氢联合装置区-柴油	小孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.10
		蒸气云爆炸	3.43	13.84	26.92	7.39
	中孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	10.42	31.69	61.64	38.60
	大孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	10.42	31.69	61.64	38.60
	完全破裂	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	15.69	43.01	83.66	69.91
加氢联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	8.87	28.10	54.66	30.40
	中孔泄漏	蒸气云爆炸	8.87	28.10	54.66	30.40
	大孔泄漏	蒸气云爆炸	8.87	28.10	54.66	30.40
	完全破裂	蒸气云爆炸	12.18	35.60	69.24	48.54
加氢联合装置区-石脑油	小孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.10
		蒸气云爆炸	3.43	13.84	26.92	7.39
	中孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	13.09	37.57	73.08	53.94
	大孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	15.92	43.48	84.58	71.37
	完全破裂	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	21.71	54.78	106.56	107.58
加氢联合装置区-燃料气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	5.24	18.99	36.94	13.91
	中孔泄漏	蒸气云爆炸	10.77	32.48	63.17	40.52
	大孔泄漏	蒸气云爆炸	10.77	32.48	63.17	40.52
	完全破裂	蒸气云爆炸	10.77	32.48	63.17	40.52
加氢联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.10
		蒸气云爆炸	3.43	13.84	26.92	7.39
	中孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	13.09	37.57	73.08	53.94
	大孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	17.84	47.34	92.08	83.50
	完全破裂	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.70
		蒸气云爆炸	21.39	54.19	105.40	105.65
加氢联合装置区-甲醇	小孔泄漏	池火灾	/	/	28.20	/
		蒸气云爆炸	2.57	11.16	21.72	4.81
	中孔泄漏	池火灾	/	/	28.20	/
		蒸气云爆炸	9.81	30.31	58.95	35.33
	大孔泄漏	池火灾	/	/	28.20	/

装置名称	泄漏模式	事故类型	事故后果 (m)			
			死亡半径	重伤半径	轻伤半径	财产损失半径
	完全破裂	蒸气云爆炸	13.38	38.18	74.27	55.66
		池火灾	/	/	28.20	/
		蒸气云爆炸	16.03	43.71	85.02	72.07
加氢联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	5.18	18.81	36.59	13.64
	中孔泄漏	蒸气云爆炸	5.43	19.48	37.90	14.64
	大孔泄漏	蒸气云爆炸	5.43	19.48	37.90	14.64
	完全破裂	蒸气云爆炸	9.00	28.41	55.26	31.07
重整联合装置区-燃料气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	5.24	18.99	36.94	13.91
	中孔泄漏	蒸气云爆炸	6.09	21.25	41.33	17.40
	大孔泄漏	蒸气云爆炸	6.09	21.25	41.33	17.40
	完全破裂	蒸气云爆炸	6.09	21.25	41.33	17.40
催化联合装置区-柴油	小孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.10
		蒸气云爆炸	3.43	13.84	26.92	7.39
	中孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	10.42	31.69	61.64	38.60
	大孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	10.42	31.69	61.64	38.60
	完全破裂	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	15.69	43.01	83.66	69.91
催化联合装置区-液化石油气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	3.54	14.18	27.59	7.76
	中孔泄漏	蒸气云爆炸	10.75	32.43	63.09	40.41
	大孔泄漏	蒸气云爆炸	10.75	32.43	63.09	40.41
	完全破裂	蒸气云爆炸	10.75	32.43	63.09	40.41
催化联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.10
		蒸气云爆炸	3.43	13.84	26.92	7.39
	中孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	13.09	37.57	73.08	53.94
	大孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	17.84	47.34	92.08	83.50
	完全破裂	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.70
		蒸气云爆炸	21.39	54.19	105.40	105.65
催化联合装置区-干气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	5.24	18.99	36.94	13.91
	中孔泄漏	蒸气云爆炸	10.77	32.48	63.17	40.52
	大孔泄漏	蒸气云爆炸	10.77	32.48	63.17	40.52
	完全破裂	蒸气云爆炸	10.77	32.48	63.17	40.52
催化联合装置区-丙烯	小孔泄漏	池火灾	112.00	154.00	267.90	/
		蒸气云爆炸	0.95	5.32	10.34	1.09
	中孔泄漏	池火灾	112.00	154.00	267.90	66.20
		蒸气云爆炸	3.46	13.93	27.09	7.48
	大孔泄漏	池火灾	112.00	154.00	267.90	100.30
		蒸气云爆炸	10.15	31.08	60.46	37.15
	完全破裂	池火灾	112.00	154.00	267.90	109.50
		蒸气云爆炸	16.59	44.83	87.20	75.55
催化联合装置区-丙烷	小孔泄漏	池火灾	66.70	89.70	149.60	22.30
		蒸气云爆炸	0.95	5.32	10.34	1.09
	中孔泄漏	池火灾	66.70	89.70	149.60	55.20
		蒸气云爆炸	3.63	14.43	28.06	8.03
	大孔泄漏	池火灾	66.70	89.70	149.60	64.00
		蒸气云爆炸	7.45	24.67	47.99	23.46
	完全破裂	池火灾	66.70	89.70	149.60	65.50

装置名称	泄漏模式	事故类型	事故后果 (m)			
			死亡半径	重伤半径	轻伤半径	财产损失半径
		蒸气云爆炸	10.15	31.08	60.46	37.15
催化联合装置区-MTBE	小孔泄漏	池火灾	/	/	/	/
		蒸气云爆炸	1.59	7.79	15.15	2.34
	中孔泄漏	池火灾	/	/	/	/
		蒸气云爆炸	4.44	16.78	32.65	10.86
	大孔泄漏	池火灾	/	/	/	/
		蒸气云爆炸	5.25	19.00	36.95	13.92
完全破裂	池火灾	/	/	/	/	
	蒸气云爆炸	7.15	23.93	46.56	22.08	
催化联合装置区-C4	小孔泄漏	蒸气云爆炸	3.54	14.18	27.59	7.76
	中孔泄漏	蒸气云爆炸	10.75	32.43	63.09	40.41
	大孔泄漏	蒸气云爆炸	10.75	32.43	63.09	40.41
	完全破裂	蒸气云爆炸	10.75	32.43	63.09	40.41
重整联合装置区-石脑油	小孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.10
		蒸气云爆炸	3.43	13.84	26.92	7.39
	中孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	13.09	37.57	73.08	53.94
	大孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	15.92	43.48	84.58	71.37
完全破裂	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60	
	蒸气云爆炸	21.71	54.78	106.56	107.58	
重整联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	5.18	18.81	36.59	13.64
	中孔泄漏	蒸气云爆炸	5.43	19.48	37.90	14.64
	大孔泄漏	蒸气云爆炸	5.43	19.48	37.90	14.64
	完全破裂	蒸气云爆炸	9.00	28.41	55.26	31.07
重整联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.10
		蒸气云爆炸	3.43	13.84	26.92	7.39
	中孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	9.60	29.82	58.01	34.22
	大孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60
		蒸气云爆炸	13.09	37.57	73.08	53.94
完全破裂	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.60	
	蒸气云爆炸	15.69	43.01	83.66	69.91	
重整联合装置区-C6~C7馏分	小孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	23.80
		蒸气云爆炸	3.41	13.78	26.81	7.32
	中孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	24.30
		蒸气云爆炸	8.99	28.40	55.24	31.05
	大孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	24.30
		蒸气云爆炸	8.99	28.40	55.24	31.05
完全破裂	池火灾	24.80	32.30	50.60	24.40	
	蒸气云爆炸	12.26	35.78	69.60	49.03	
重整联合装置区-混合二甲苯	小孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	23.90
		蒸气云爆炸	3.41	13.78	26.81	7.32
	中孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	24.40
		蒸气云爆炸	12.23	35.71	69.46	48.85
	大孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	24.40
		蒸气云爆炸	12.23	35.71	69.46	48.85
完全破裂	池火灾	24.80	32.30	50.60	24.40	
	蒸气云爆炸	16.67	44.99	87.52	76.07	
重整联合	小孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	23.60

装置名称	泄漏模式	事故类型	事故后果 (m)			
			死亡半径	重伤半径	轻伤半径	财产损失半径
装置区-拔头油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	2.91	12.24	23.80	5.77
		池火灾	24.80	32.30	50.60	23.60
		蒸气云爆炸	2.91	12.24	23.80	5.77
	大孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	23.60
		蒸气云爆炸	2.91	12.24	23.80	5.77
	完全破裂	池火灾	24.80	32.30	50.60	24.00
重整联合装置区-液化石油气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	3.54	14.18	27.59	7.76
		池火灾	24.80	32.30	50.60	23.60
	中孔泄漏	蒸气云爆炸	4.41	16.69	32.47	10.75
	完全破裂	蒸气云爆炸	4.41	16.69	32.47	10.75
重整联合装置区-苯	小孔泄漏	池火灾	25.20	33.00	51.90	24.20
		蒸气云爆炸	3.39	13.71	26.67	7.25
	中孔泄漏	池火灾	25.20	33.00	51.90	24.80
		蒸气云爆炸	12.92	37.22	72.39	52.95
	大孔泄漏	池火灾	25.20	33.00	51.90	24.90
		蒸气云爆炸	17.81	47.28	91.96	83.31
完全破裂	池火灾	25.20	33.00	51.90	24.90	
重整联合装置区-甲苯	小孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	23.90
		蒸气云爆炸	3.41	13.78	26.81	7.32
	中孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	24.40
		蒸气云爆炸	13.01	37.41	72.76	53.48
	大孔泄漏	池火灾	24.80	32.30	50.60	24.40
		蒸气云爆炸	17.74	47.13	91.68	82.84
完全破裂	池火灾	24.80	32.30	50.60	24.50	
重整联合装置区-抽余油	小孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.10
		蒸气云爆炸	3.43	13.84	26.92	7.39
	中孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.40
		蒸气云爆炸	6.01	21.02	40.88	17.03
	大孔泄漏	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.40
		蒸气云爆炸	6.01	21.02	40.88	17.03
完全破裂	池火灾	23.90	31.20	48.40	23.50	
重整联合装置区-C4、液化气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	3.54	14.18	27.59	7.76
		池火灾	23.90	31.20	48.40	23.10
	中孔泄漏	蒸气云爆炸	10.30	31.42	61.11	37.95
	完全破裂	蒸气云爆炸	16.83	45.31	88.14	77.08
重整联合装置区-丙烷	小孔泄漏	池火灾	109.00	149.80	259.90	18.20
		蒸气云爆炸	0.95	5.32	10.34	1.09
	中孔泄漏	池火灾	109.00	149.80	259.90	69.20
		蒸气云爆炸	3.46	13.93	27.09	7.48
	大孔泄漏	池火灾	109.00	149.80	259.90	87.40
		蒸气云爆炸	3.63	14.43	28.06	8.03
完全破裂	池火灾	109.00	149.80	259.90	95.00	
重整联合装置区-丁烷	小孔泄漏	池火灾	28.10	36.60	57.30	20.70
		蒸气云爆炸	1.00	5.52	10.73	1.17
	中孔泄漏	池火灾	28.10	36.60	57.30	26.80

装置名称	泄漏模式	事故类型	事故后果 (m)			
			死亡半径	重伤半径	轻伤半径	财产损失半径
	大孔泄漏	蒸气云爆炸	3.51	14.09	27.41	7.66
		池火灾	28.10	36.60	57.30	27.60
		蒸气云爆炸	9.84	30.36	59.06	35.46
	完全破裂	池火灾	28.10	36.60	57.30	27.70
		蒸气云爆炸	13.41	38.25	74.41	55.86

根据模拟结算结果可知，发生事故时伤害半径厂区内，正常情况下不会造成周边企业人员伤亡，但装置的设备设施可能会损毁。在检修和巡检时，作业人员可能存在伤亡风险。因此应加强设备管理和维护保养，杜绝跑、冒、滴、漏，同时，严格执行检修规程及巡检制度，避免事故的发生。

5.2.3 多米诺效应

采用南京安全无忧网络科技有限公司的风险分析软件对中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部的设施的多米诺影响进行分析，具体结果如下：

表 5.2.3-1 油化部多米诺影响情况一览表

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
加氢联合装置区-柴油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.22
加氢联合装置区-柴油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.86
加氢联合装置区-柴油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.42
加氢联合装置区-柴油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.46
加氢联合装置区-柴油	小孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-柴油	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-柴油	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-柴油	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-柴油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	50.87
加氢联合装置区-柴油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	61.50
加氢联合装置区-柴油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	39.89
加氢联合装置区-柴油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	35.40
加氢联合装置区-柴油	中孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-柴油	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-柴油	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-柴油	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-柴油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	50.87
加氢联合装置区-柴油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	61.50
加氢联合装置区-柴油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	39.89
加氢联合装置区-柴油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	35.40
加氢联合装置区-柴油	大孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
加氢联合装置区-柴油	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-柴油	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-柴油	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-柴油	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	69.04
加氢联合装置区-柴油	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	83.47
加氢联合装置区-柴油	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	54.14
加氢联合装置区-柴油	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	48.05
加氢联合装置区-柴油	完全破裂	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-柴油	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-柴油	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-柴油	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	45.11
加氢联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	54.53
加氢联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	35.37
加氢联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	31.39
加氢联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	45.11
加氢联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	54.53
加氢联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	35.37
加氢联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	31.39
加氢联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	45.11
加氢联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	54.53
加氢联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	35.37
加氢联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	31.39
加氢联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	57.14
加氢联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	69.09
加氢联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	44.81
加氢联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	39.77
加氢联合装置区-石脑油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.22
加氢联合装置区-石脑油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.86
加氢联合装置区-石脑油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.42
加氢联合装置区-石脑油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.46
加氢联合装置区-石脑油	小孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-石脑油	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-石脑油	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-石脑油	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-石脑油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	60.31
加氢联合装置区-石脑油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	72.92
加氢联合装置区-石脑油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	47.30
加氢联合装置区-石脑油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	41.97
加氢联合装置区-石脑油	中孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-石脑油	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-石脑油	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-石脑油	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-石脑油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	69.80
加氢联合装置区-石脑油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	84.39
加氢联合装置区-石脑油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	54.74
加氢联合装置区-石脑油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	48.58
加氢联合装置区-石脑油	大孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-石脑油	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-石脑油	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-石脑油	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
加氢联合装置区-石脑油	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	87.94
加氢联合装置区-石脑油	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	106.32
加氢联合装置区-石脑油	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	68.96
加氢联合装置区-石脑油	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	61.20
加氢联合装置区-石脑油	完全破裂	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-石脑油	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-石脑油	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-石脑油	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-燃料气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	30.49
加氢联合装置区-燃料气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	36.86
加氢联合装置区-燃料气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	23.91
加氢联合装置区-燃料气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	21.22
加氢联合装置区-燃料气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	52.13
加氢联合装置区-燃料气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	63.03
加氢联合装置区-燃料气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	40.88
加氢联合装置区-燃料气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	36.28
加氢联合装置区-燃料气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	52.13
加氢联合装置区-燃料气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	63.03
加氢联合装置区-燃料气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	40.88
加氢联合装置区-燃料气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	36.28
加氢联合装置区-燃料气	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	52.13
加氢联合装置区-燃料气	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	63.03
加氢联合装置区-燃料气	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	40.88
加氢联合装置区-燃料气	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	36.28
加氢联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.22
加氢联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.86
加氢联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.42
加氢联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.46
加氢联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	60.31
加氢联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	72.92
加氢联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	47.30
加氢联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	41.97
加氢联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	75.99
加氢联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	91.87
加氢联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	59.59
加氢联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	52.88
加氢联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	86.99
加氢联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	105.17
加氢联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	68.21

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
加氢联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	60.54
加氢联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	常压容器	33.04
加氢联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-甲醇	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	17.92
加氢联合装置区-甲醇	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	21.67
加氢联合装置区-甲醇	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	14.05
加氢联合装置区-甲醇	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	12.47
加氢联合装置区-甲醇	小孔泄漏	池火灾	常压容器	18.44
加氢联合装置区-甲醇	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-甲醇	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-甲醇	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-甲醇	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	48.65
加氢联合装置区-甲醇	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	58.82
加氢联合装置区-甲醇	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	38.15
加氢联合装置区-甲醇	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	33.86
加氢联合装置区-甲醇	中孔泄漏	池火灾	常压容器	18.44
加氢联合装置区-甲醇	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-甲醇	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-甲醇	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-甲醇	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	61.29
加氢联合装置区-甲醇	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	74.10
加氢联合装置区-甲醇	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	48.07
加氢联合装置区-甲醇	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	42.66
加氢联合装置区-甲醇	大孔泄漏	池火灾	常压容器	18.44
加氢联合装置区-甲醇	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-甲醇	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-甲醇	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-甲醇	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	70.16
加氢联合装置区-甲醇	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	84.83
加氢联合装置区-甲醇	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	55.02
加氢联合装置区-甲醇	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	48.83
加氢联合装置区-甲醇	完全破裂	池火灾	常压容器	18.44
加氢联合装置区-甲醇	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
加氢联合装置区-甲醇	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
加氢联合装置区-甲醇	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
加氢联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	30.20
加氢联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	36.51
加氢联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	23.68
加氢联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	21.01
加氢联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	31.27
加氢联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	37.81
加氢联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	24.53
加氢联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	21.76
加氢联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	31.27
加氢联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	37.81
加氢联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	24.53
加氢联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	21.76
加氢联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	45.60
加氢联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	55.13

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
加氢联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	35.76
加氢联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	31.74
重整联合装置区-燃料气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	30.49
重整联合装置区-燃料气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	36.86
重整联合装置区-燃料气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	23.91
重整联合装置区-燃料气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	21.22
重整联合装置区-燃料气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	34.11
重整联合装置区-燃料气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	41.23
重整联合装置区-燃料气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	26.75
重整联合装置区-燃料气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	23.74
重整联合装置区-燃料气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	34.11
重整联合装置区-燃料气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	41.23
重整联合装置区-燃料气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	26.75
重整联合装置区-燃料气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	23.74
重整联合装置区-燃料气	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	34.11
重整联合装置区-燃料气	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	41.23
重整联合装置区-燃料气	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	26.75
重整联合装置区-燃料气	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	23.74
催化联合装置区-柴油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.22
催化联合装置区-柴油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.86
催化联合装置区-柴油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.42
催化联合装置区-柴油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.46
催化联合装置区-柴油	小孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
催化联合装置区-柴油	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-柴油	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-柴油	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-柴油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	50.87
催化联合装置区-柴油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	61.50
催化联合装置区-柴油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	39.89
催化联合装置区-柴油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	35.40
催化联合装置区-柴油	中孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
催化联合装置区-柴油	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-柴油	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-柴油	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-柴油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	50.87
催化联合装置区-柴油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	61.50
催化联合装置区-柴油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	39.89
催化联合装置区-柴油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	35.40
催化联合装置区-柴油	大孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
催化联合装置区-柴油	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-柴油	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-柴油	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-柴油	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	69.04
催化联合装置区-柴油	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	83.47
催化联合装置区-柴油	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	54.14
催化联合装置区-柴油	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	48.05
催化联合装置区-柴油	完全破裂	池火灾	常压容器	33.04
催化联合装置区-柴油	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-柴油	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-柴油	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-液化石油气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.77

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
催化联合装置区-液化石油气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	27.53
催化联合装置区-液化石油气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.86
催化联合装置区-液化石油气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.85
催化联合装置区-液化石油气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	52.06
催化联合装置区-液化石油气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	62.95
催化联合装置区-液化石油气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	40.83
催化联合装置区-液化石油气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	36.23
催化联合装置区-液化石油气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	52.06
催化联合装置区-液化石油气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	62.95
催化联合装置区-液化石油气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	40.83
催化联合装置区-液化石油气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	36.23
催化联合装置区-液化石油气	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	52.06
催化联合装置区-液化石油气	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	62.95
催化联合装置区-液化石油气	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	40.83
催化联合装置区-液化石油气	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	36.23
催化联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.22
催化联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.86
催化联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.42
催化联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.46
催化联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
催化联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	60.31
催化联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	72.92
催化联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	47.30
催化联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	41.97
催化联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
催化联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	75.99
催化联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	91.87
催化联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	59.59
催化联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	52.88
催化联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
催化联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	86.99
催化联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	105.17
催化联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	68.21
催化联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	60.54
催化联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	常压容器	33.04
催化联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-干气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	30.49
催化联合装置区-干气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	36.86
催化联合装置区-干气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	23.91
催化联合装置区-干气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	21.22

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
催化联合装置区-干气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	52.13
催化联合装置区-干气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	63.03
催化联合装置区-干气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	40.88
催化联合装置区-干气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	36.28
催化联合装置区-干气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	52.13
催化联合装置区-干气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	63.03
催化联合装置区-干气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	40.88
催化联合装置区-干气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	36.28
催化联合装置区-干气	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	52.13
催化联合装置区-干气	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	63.03
催化联合装置区-干气	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	40.88
催化联合装置区-干气	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	36.28
催化联合装置区-丙烯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	8.53
催化联合装置区-丙烯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	10.32
催化联合装置区-丙烯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	6.69
催化联合装置区-丙烯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	5.94
催化联合装置区-丙烯	小孔泄漏	池火灾	常压容器	165.84
催化联合装置区-丙烯	小孔泄漏	池火灾	压力容器	61.74
催化联合装置区-丙烯	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-丙烯	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-丙烯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.36
催化联合装置区-丙烯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	27.03
催化联合装置区-丙烯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.54
催化联合装置区-丙烯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.56
催化联合装置区-丙烯	中孔泄漏	池火灾	常压容器	165.84
催化联合装置区-丙烯	中孔泄漏	池火灾	压力容器	61.74
催化联合装置区-丙烯	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-丙烯	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-丙烯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	49.90
催化联合装置区-丙烯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	60.32
催化联合装置区-丙烯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	39.13
催化联合装置区-丙烯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	34.72
催化联合装置区-丙烯	大孔泄漏	池火灾	常压容器	165.84
催化联合装置区-丙烯	大孔泄漏	池火灾	压力容器	61.74
催化联合装置区-丙烯	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-丙烯	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-丙烯	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	71.96
催化联合装置区-丙烯	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	87.00
催化联合装置区-丙烯	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	56.43
催化联合装置区-丙烯	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	50.08
催化联合装置区-丙烯	完全破裂	池火灾	常压容器	165.84
催化联合装置区-丙烯	完全破裂	池火灾	压力容器	61.74
催化联合装置区-丙烯	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-丙烯	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-丙烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	8.53
催化联合装置区-丙烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	10.32
催化联合装置区-丙烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	6.69
催化联合装置区-丙烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	5.94
催化联合装置区-丙烷	小孔泄漏	池火灾	常压容器	96.04
催化联合装置区-丙烷	小孔泄漏	池火灾	压力容器	37.74
催化联合装置区-丙烷	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
催化联合装置区-丙烷	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-丙烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	23.16
催化联合装置区-丙烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	28.00
催化联合装置区-丙烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	18.16
催化联合装置区-丙烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	16.12
催化联合装置区-丙烷	中孔泄漏	池火灾	常压容器	96.04
催化联合装置区-丙烷	中孔泄漏	池火灾	压力容器	37.74
催化联合装置区-丙烷	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-丙烷	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-丙烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	39.60
催化联合装置区-丙烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	47.88
催化联合装置区-丙烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	31.06
催化联合装置区-丙烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	27.56
催化联合装置区-丙烷	大孔泄漏	池火灾	常压容器	96.04
催化联合装置区-丙烷	大孔泄漏	池火灾	压力容器	37.74
催化联合装置区-丙烷	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-丙烷	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-丙烷	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	49.90
催化联合装置区-丙烷	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	60.32
催化联合装置区-丙烷	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	39.13
催化联合装置区-丙烷	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	34.72
催化联合装置区-丙烷	完全破裂	池火灾	常压容器	96.04
催化联合装置区-丙烷	完全破裂	池火灾	压力容器	37.74
催化联合装置区-丙烷	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-丙烷	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-MTBE	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	12.51
催化联合装置区-MTBE	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	15.12
催化联合装置区-MTBE	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	9.81
催化联合装置区-MTBE	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	8.70
催化联合装置区-MTBE	小孔泄漏	池火灾	常压容器	17.94
催化联合装置区-MTBE	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-MTBE	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-MTBE	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-MTBE	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	26.94
催化联合装置区-MTBE	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	32.57
催化联合装置区-MTBE	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	21.13
催化联合装置区-MTBE	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	18.75
催化联合装置区-MTBE	中孔泄漏	池火灾	常压容器	17.94
催化联合装置区-MTBE	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-MTBE	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-MTBE	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-MTBE	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	30.50
催化联合装置区-MTBE	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	36.87
催化联合装置区-MTBE	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	23.91
催化联合装置区-MTBE	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	21.22
催化联合装置区-MTBE	大孔泄漏	池火灾	常压容器	17.94
催化联合装置区-MTBE	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-MTBE	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-MTBE	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-MTBE	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	38.42
催化联合装置区-MTBE	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	46.45

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
催化联合装置区-MTBE	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	30.13
催化联合装置区-MTBE	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	26.74
催化联合装置区-MTBE	完全破裂	池火灾	常压容器	17.94
催化联合装置区-MTBE	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
催化联合装置区-MTBE	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
催化联合装置区-MTBE	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
催化联合装置区-C4	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.77
催化联合装置区-C4	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	27.53
催化联合装置区-C4	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.86
催化联合装置区-C4	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.85
催化联合装置区-C4	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	52.06
催化联合装置区-C4	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	62.95
催化联合装置区-C4	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	40.83
催化联合装置区-C4	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	36.23
催化联合装置区-C4	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	52.06
催化联合装置区-C4	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	62.95
催化联合装置区-C4	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	40.83
催化联合装置区-C4	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	36.23
催化联合装置区-C4	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	52.06
催化联合装置区-C4	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	62.95
催化联合装置区-C4	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	40.83
催化联合装置区-C4	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	36.23
重整联合装置区-石脑油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.22
重整联合装置区-石脑油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.86
重整联合装置区-石脑油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.42
重整联合装置区-石脑油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.46
重整联合装置区-石脑油	小孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-石脑油	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-石脑油	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-石脑油	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-石脑油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	60.31
重整联合装置区-石脑油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	72.92
重整联合装置区-石脑油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	47.30
重整联合装置区-石脑油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	41.97
重整联合装置区-石脑油	中孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-石脑油	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-石脑油	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-石脑油	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-石脑油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	69.80
重整联合装置区-石脑油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	84.39
重整联合装置区-石脑油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	54.74
重整联合装置区-石脑油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	48.58
重整联合装置区-石脑油	大孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-石脑油	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-石脑油	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-石脑油	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-石脑油	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	87.94
重整联合装置区-石脑油	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	106.32
重整联合装置区-石脑油	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	68.96
重整联合装置区-石脑油	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	61.20
重整联合装置区-石脑油	完全破裂	池火灾	常压容器	33.04

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
重整联合装置区-石脑油	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-石脑油	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-石脑油	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	30.20
重整联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	36.51
重整联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	23.68
重整联合装置区-氢气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	21.01
重整联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	31.27
重整联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	37.81
重整联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	24.53
重整联合装置区-氢气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	21.76
重整联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	31.27
重整联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	37.81
重整联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	24.53
重整联合装置区-氢气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	21.76
重整联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	45.60
重整联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	55.13
重整联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	35.76
重整联合装置区-氢气	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	31.74
重整联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.22
重整联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.86
重整联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.42
重整联合装置区-汽油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.46
重整联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-汽油	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	47.87
重整联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	57.88
重整联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	37.54
重整联合装置区-汽油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	33.31
重整联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-汽油	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	60.31
重整联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	72.92
重整联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	47.30
重整联合装置区-汽油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	41.97
重整联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-汽油	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	69.04
重整联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	83.47
重整联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	54.14
重整联合装置区-汽油	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	48.05
重整联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-汽油	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
重整联合装置区-C6~C7 馏分	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.12
重整联合装置区-C6~C7 馏分	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.75
重整联合装置区-C6~C7 馏分	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.35
重整联合装置区-C6~C7 馏分	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.40
重整联合装置区-C6~C7 馏分	小孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-C6~C7 馏分	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-C6~C7 馏分	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-C6~C7 馏分	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-C6~C7 馏分	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	45.59
重整联合装置区-C6~C7 馏分	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	55.11
重整联合装置区-C6~C7 馏分	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	35.75
重整联合装置区-C6~C7 馏分	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	31.73
重整联合装置区-C6~C7 馏分	中孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-C6~C7 馏分	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-C6~C7 馏分	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-C6~C7 馏分	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-C6~C7 馏分	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	45.59
重整联合装置区-C6~C7 馏分	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	55.11
重整联合装置区-C6~C7 馏分	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	35.75
重整联合装置区-C6~C7 馏分	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	31.73
重整联合装置区-C6~C7 馏分	大孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-C6~C7 馏分	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-C6~C7 馏分	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-C6~C7 馏分	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-C6~C7 馏分	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	57.44
重整联合装置区-C6~C7 馏分	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	69.44

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
重整联合装置区-C6~C7 馏分	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	45.04
重整联合装置区-C6~C7 馏分	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	39.97
重整联合装置区-C6~C7 馏分	完全破裂	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-C6~C7 馏分	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-C6~C7 馏分	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-C6~C7 馏分	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-混合二甲苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.12
重整联合装置区-混合二甲苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.75
重整联合装置区-混合二甲苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.35
重整联合装置区-混合二甲苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.40
重整联合装置区-混合二甲苯	小孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-混合二甲苯	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-混合二甲苯	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-混合二甲苯	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-混合二甲苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	57.33
重整联合装置区-混合二甲苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	69.31
重整联合装置区-混合二甲苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	44.95
重整联合装置区-混合二甲苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	39.90
重整联合装置区-混合二甲苯	中孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-混合二甲苯	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-混合二甲苯	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-混合二甲苯	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-混合二甲苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	57.33
重整联合装置区-混合二甲苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	69.31
重整联合装置区-混合二甲苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	44.95
重整联合装置区-混合二甲苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	39.90
重整联合装置区-混合二甲苯	大孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-混合二甲苯	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-混合二甲苯	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-混合二甲苯	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-混合二甲苯	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	72.23
重整联合装置区-混合二甲苯	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	87.32
重整联合装置区-混合二甲苯	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	56.64
重整联合装置区-混合二甲苯	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	50.26
重整联合装置区-混合二甲苯	完全破裂	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-混合二甲苯	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-混合二甲苯	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-混合二甲苯	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-拔头油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	19.64
重整联合装置区-拔头油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	23.75
重整联合装置区-拔头油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	15.40
重整联合装置区-拔头油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	13.67
重整联合装置区-拔头油	小孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-拔头油	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-拔头油	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
重整联合装置区-拔头油	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-拔头油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	19.64
重整联合装置区-拔头油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	23.75
重整联合装置区-拔头油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	15.40
重整联合装置区-拔头油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	13.67
重整联合装置区-拔头油	中孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-拔头油	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-拔头油	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-拔头油	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-拔头油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	19.64
重整联合装置区-拔头油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	23.75
重整联合装置区-拔头油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	15.40
重整联合装置区-拔头油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	13.67
重整联合装置区-拔头油	大孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-拔头油	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-拔头油	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-拔头油	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-拔头油	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	24.75
重整联合装置区-拔头油	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	29.92
重整联合装置区-拔头油	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	19.41
重整联合装置区-拔头油	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	17.22
重整联合装置区-拔头油	完全破裂	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-拔头油	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-拔头油	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-拔头油	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-液化石油气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.77
重整联合装置区-液化石油气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	27.53
重整联合装置区-液化石油气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.86
重整联合装置区-液化石油气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.85
重整联合装置区-液化石油气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	26.80
重整联合装置区-液化石油气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	32.40
重整联合装置区-液化石油气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	21.02
重整联合装置区-液化石油气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	18.65
重整联合装置区-液化石油气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	26.80
重整联合装置区-液化石油气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	32.40
重整联合装置区-液化石油气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	21.02
重整联合装置区-液化石油气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	18.65
重整联合装置区-液化石油气	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	26.80
重整联合装置区-液化石油气	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	32.40
重整联合装置区-液化石油气	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	21.02
重整联合装置区-液化石油气	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	18.65
重整联合装置区-苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.01
重整联合装置区-苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.61
重整联合装置区-苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.26
重整联合装置区-苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.32
重整联合装置区-苯	小孔泄漏	池火灾	常压容器	35.04
重整联合装置区-苯	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-苯	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-苯	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	59.74
重整联合装置区-苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	72.23

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
重整联合装置区-苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	46.85
重整联合装置区-苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	41.58
重整联合装置区-苯	中孔泄漏	池火灾	常压容器	35.04
重整联合装置区-苯	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-苯	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-苯	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	75.90
重整联合装置区-苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	91.75
重整联合装置区-苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	59.52
重整联合装置区-苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	52.82
重整联合装置区-苯	大孔泄漏	池火灾	常压容器	35.04
重整联合装置区-苯	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-苯	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-苯	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-苯	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	86.17
重整联合装置区-苯	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	104.17
重整联合装置区-苯	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	67.57
重整联合装置区-苯	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	59.96
重整联合装置区-苯	完全破裂	池火灾	常压容器	35.04
重整联合装置区-苯	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-苯	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-苯	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-甲苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.12
重整联合装置区-甲苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.75
重整联合装置区-甲苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.35
重整联合装置区-甲苯	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.40
重整联合装置区-甲苯	小孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-甲苯	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-甲苯	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-甲苯	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-甲苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	60.05
重整联合装置区-甲苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	72.60
重整联合装置区-甲苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	47.09
重整联合装置区-甲苯	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	41.79
重整联合装置区-甲苯	中孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-甲苯	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-甲苯	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-甲苯	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-甲苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	75.66
重整联合装置区-甲苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	91.47
重整联合装置区-甲苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	59.33
重整联合装置区-甲苯	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	52.65
重整联合装置区-甲苯	大孔泄漏	池火灾	常压容器	34.34
重整联合装置区-甲苯	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-甲苯	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-甲苯	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-甲苯	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	86.61
重整联合装置区-甲苯	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	104.71
重整联合装置区-甲苯	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	67.92
重整联合装置区-甲苯	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	60.27
重整联合装置区-甲苯	完全破裂	池火灾	常压容器	34.34

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
重整联合装置区-甲苯	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-甲苯	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-甲苯	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-抽余油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.22
重整联合装置区-抽余油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	26.86
重整联合装置区-抽余油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.42
重整联合装置区-抽余油	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.46
重整联合装置区-抽余油	小孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-抽余油	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-抽余油	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-抽余油	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-抽余油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	33.74
重整联合装置区-抽余油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	40.79
重整联合装置区-抽余油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	26.46
重整联合装置区-抽余油	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	23.48
重整联合装置区-抽余油	中孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-抽余油	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-抽余油	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-抽余油	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-抽余油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	33.74
重整联合装置区-抽余油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	40.79
重整联合装置区-抽余油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	26.46
重整联合装置区-抽余油	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	23.48
重整联合装置区-抽余油	大孔泄漏	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-抽余油	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-抽余油	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-抽余油	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-抽余油	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	42.51
重整联合装置区-抽余油	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	51.39
重整联合装置区-抽余油	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	33.33
重整联合装置区-抽余油	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	29.58
重整联合装置区-抽余油	完全破裂	池火灾	常压容器	33.04
重整联合装置区-抽余油	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-抽余油	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-抽余油	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-C4、液化气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.77
重整联合装置区-C4、液化气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	27.53
重整联合装置区-C4、液化气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.86
重整联合装置区-C4、液化气	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.85
重整联合装置区-C4、液化气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	50.44
重整联合装置区-C4、液化气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	60.98
重整联合装置区-C4、液化气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	39.55
重整联合装置区-C4、液化气	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	35.10
重整联合装置区-C4、液化气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	63.55
重整联合装置区-C4、液化气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	76.83
重整联合装置区-C4、液化气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	49.83
重整联合装置区-C4、液化气	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	44.22
重整联合装置区-C4、液化气	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	72.74
重整联合装置区-C4、液化气	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	87.94
重整联合装置区-C4、液化气	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	57.04
重整联合装置区-C4、液化气	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	50.62

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
重整联合装置区-丙烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	8.53
重整联合装置区-丙烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	10.32
重整联合装置区-丙烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	6.69
重整联合装置区-丙烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	5.94
重整联合装置区-丙烷	小孔泄漏	池火灾	常压容器	161.14
重整联合装置区-丙烷	小孔泄漏	池火灾	压力容器	60.14
重整联合装置区-丙烷	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-丙烷	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-丙烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.36
重整联合装置区-丙烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	27.03
重整联合装置区-丙烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.54
重整联合装置区-丙烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.56
重整联合装置区-丙烷	中孔泄漏	池火灾	常压容器	161.14
重整联合装置区-丙烷	中孔泄漏	池火灾	压力容器	60.14
重整联合装置区-丙烷	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-丙烷	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-丙烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	23.16
重整联合装置区-丙烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	28.00
重整联合装置区-丙烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	18.16
重整联合装置区-丙烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	16.12
重整联合装置区-丙烷	大孔泄漏	池火灾	常压容器	161.14
重整联合装置区-丙烷	大孔泄漏	池火灾	压力容器	60.14
重整联合装置区-丙烷	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-丙烷	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-丙烷	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	42.08
重整联合装置区-丙烷	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	50.88
重整联合装置区-丙烷	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	33.00
重整联合装置区-丙烷	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	29.29
重整联合装置区-丙烷	完全破裂	池火灾	常压容器	161.14
重整联合装置区-丙烷	完全破裂	池火灾	压力容器	60.14
重整联合装置区-丙烷	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-丙烷	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-丁烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	8.86
重整联合装置区-丁烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	10.71
重整联合装置区-丁烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	6.95
重整联合装置区-丁烷	小孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	6.16
重整联合装置区-丁烷	小孔泄漏	池火灾	常压容器	38.84
重整联合装置区-丁烷	小孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-丁烷	小孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-丁烷	小孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-丁烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	22.62
重整联合装置区-丁烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	27.35
重整联合装置区-丁烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	17.74
重整联合装置区-丁烷	中孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	15.74
重整联合装置区-丁烷	中孔泄漏	池火灾	常压容器	38.84
重整联合装置区-丁烷	中孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-丁烷	中孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-丁烷	中孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-丁烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	常压容器	48.74
重整联合装置区-丁烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	压力容器	58.93
重整联合装置区-丁烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	长型设备	38.22

装置名称	泄漏模式	事故类型	目标装置类型	多米诺半径 (m)
重整联合装置区-丁烷	大孔泄漏	蒸气云爆炸	小型设备	33.92
重整联合装置区-丁烷	大孔泄漏	池火灾	常压容器	38.84
重整联合装置区-丁烷	大孔泄漏	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-丁烷	大孔泄漏	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-丁烷	大孔泄漏	池火灾	小型设备	0.00
重整联合装置区-丁烷	完全破裂	蒸气云爆炸	常压容器	61.41
重整联合装置区-丁烷	完全破裂	蒸气云爆炸	压力容器	74.24
重整联合装置区-丁烷	完全破裂	蒸气云爆炸	长型设备	48.16
重整联合装置区-丁烷	完全破裂	蒸气云爆炸	小型设备	42.74
重整联合装置区-丁烷	完全破裂	池火灾	常压容器	38.84
重整联合装置区-丁烷	完全破裂	池火灾	压力容器	17.94
重整联合装置区-丁烷	完全破裂	池火灾	长型设备	0.00
重整联合装置区-丁烷	完全破裂	池火灾	小型设备	0.00

根据模拟结果可知，油化部装置若发生多米诺效应不会影响到厂外其他设施，仅在厂区内部，符合国家相关标准的要求。

6 个人风险和社会风险分析

6.1 风险分析标准

《危险化学品生产装置和储存设施风险基准》（GB36894-2018）对《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》（国家安全生产监督管理总局令[2011]第40号，国家安全生产监督管理总局令[2015]第79号修改）第九条有关规定进行了扩展延伸，适用于危险化学品生产装置和储存设施选址和周边土地使用规划时的风险判定。

个人风险是指假设人员长期处于某一场所且无保护，由于发生危险化学品事故而导致的死亡频率，单位为次每年。

社会风险是指群体（包括周边企业员工和公众）在危险区域承受某种程度伤害的频发程度，通常表示为大于或等于N人死亡的事故累计频率（F），以累积频率和死亡人数之间关系的曲线图（F-N曲线）来表示。

防护目标是指受危险化学品生产装置和储存设施事故影响，场外可能发生人员伤亡的设施或场所。

1、防护目标分类

防护目标设施或场所实际使用的主要性质，分为高敏感防护目标、重要防护目标、一般防护目标。

（1）高敏感防护目标包括下列设施或场所：

文化设施。包括：综合文化活动中心、文化馆、青少年宫、儿童活动中心、老年活动中心等设施。

教育设施。包括：高等院校、中等专业学校、体育训练基地、中学、小学、幼儿园、业余学校、民营培训机构及其附属设施，包括为学校配建的独立地段的学生生活场所。

医疗卫生场所。包括：医疗、保健、卫生、防疫、康复和急救场所；不包括：居住小区及小区级以下的卫生服务设施。

社会福利设施。包括：福利院、养老院、孤儿院等为社会提供福利和慈善服务的设施及其附属设施。

其他在事故场景下自我保护能力相对较低群体聚集的场所。

(2) 重要防护目标包括以下设施或场所：

公共图书展览设施。包括：公共图书馆、博物馆、档案馆、科技馆、纪念馆、美术馆、展览馆、会展中心等设施。

文物保护单位。

宗教场所。包括：专门用于宗教活动的庙宇、寺院、道观、教堂等场所。

城市轨道交通设施。包括独立地段的城市轨道交通地面以上部分的线路、站点。

军事、安保设施。包括：专门用于军事目的的设施，监狱、拘留所设施。

外事场所：包括：外国政府及国际组织驻华使领馆、办事处等。

其他具有保护价值的或事故场景下人员不便撤离的场所。

(3) 一般防护目标根据其规模分为一类防护目标、二类防护目标和三类防护目标。一般防护目标的分类规定参照附件表 6.1-1。

表 6.1-1 一般防护目标分类

防护目标类型	一般防护目标	二类防护目标	三类防护目标
住宅及相应服务设施 住宅包括：农村居民点、低层住区、中层和高层住宅建筑等。 相应服务设施包括：居住小区及小区级以下的幼托、文化、体育、商业、卫生服务、养老助残设施，不包括中小学。	居住户数 30 户以上， 或居住人数 100 人以上	居住户数 10 户以上， 或居住人数 100 人以上	居住户数 10 户以下， 或居住人数 30 人以下
行政办公设施 包括：党政机关、社会团体、科研、事业单位等办公楼及其相关设施	县级以上党政机关以及其他办公人数 100 人以上的行政办公建筑	办公人数 100 人以下的行政办公建筑	

防护目标类型	一般防护目标	二类防护目标	三类防护目标
	筑		
体育场馆 不包括：学校等机构专用的体育设施	总建筑面积 5000 m ² 以上的	总建筑面积 5000 m ² 以下的	
商业、餐饮业等综合性商业服务建筑 包括：以零售功能为主的商铺、商场、超市、市场类商业建筑或场所；以批发功能为主的农贸市场；饭店、餐厅、酒吧等餐饮业场所或建筑。	总建筑面积 5000 m ² 以上的建筑，或高峰时 300 人以上的露天场所	总建筑面积 1500 m ² 以上 5000 m ² 以下的建筑，或高峰时 100 人以上 300 人以下的露天场所	总建筑面积 1500 m ² 以下的建筑，或高峰时 100 人以下的露天场所
旅馆住宿业建筑 包括：宾馆、旅店、招待所、服务型公寓、度假村等建筑。	床位数 100 张以上的	床位数 100 张以下的	
金融保险、艺术传媒、技术服务等综合性商务办公建筑	总建筑面积 5000 m ² 以上的	总建筑面积 1500 m ² 以上 5000 m ² 以下的	
娱乐、康体类建筑或场所 包括：剧院、音乐厅、电影院、歌舞厅、网吧以及大型游乐等娱乐场所建筑；赛马场、高尔夫、溜冰场、跳伞场、摩托车场、射击场等康体场所	总建筑面积 3000 m ² 以上的建筑，或高峰时 100 人以上的露天场所	总建筑面积 3000 m ² 以下的建筑，或高峰时 100 人以下的露天场所	
公共设施营业网点		其他公用设施营业网点。包括电信、邮政、供水、燃气、供电、供热等其他公用设施营业网点	加油加气站营业网点
其他非危险化学品工业企业		企业中当班人数 100 人以上的建筑	企业中当班人数 100 人以下的建筑
交通枢纽设施 包括：铁路客运站、公路长途客运站、港口客运码头、机场、交通服务设施（不包括交通指挥中心、交通队）等	旅客最高聚集人数 100 人以上	旅客最高聚集人数 100 人以下	
城镇公园广场	总占地面积 5000 m ² 以上的	总占地面积 1500 m ² 以上 5000 m ² 以下的	总占地面积 1500 m ² 以下的
<p>注 1：低层建筑（一层至三层住宅）为主的农村居民点、低层住区以整体为单元进行规模核算，中层（四层至六层住宅）及以上建筑以单栋建筑为单元进行规模核算。其他防护目标未单独说明的，以独立建筑为目标进行分类。</p> <p>注 2：人员数量核算时，居住户数和居住人数按照常住人口核算，企业人员数量按照最大当班人数核算。</p> <p>注 3：具有兼容性的综合建筑按其主要类型进行分类，若综合楼使用的主要性质难以确定时，按底层使用的主要性质进行归类。</p> <p>注 4：表中“以上”包括本数，“以下”不包括本数</p>			

2、防护目标个人风险基准

危险化学品生产装置和储存设施周边防护目标所承受的个人风险应不超过表 6.1-2 中个人风险基准的要求。

表 6.1-2 个人风险基准

防护目标	个人风险基准/（次/年） \leq	
	危险化学品新建、改建、扩建生产装置和储存设施	危险化学品在役生产装置和储存设施
高敏感防护目标 重要防护目标 一般防护目标中的一类防护目标	3×10^{-7}	3×10^{-6}
一般防护目标中的二类防护目标	3×10^{-6}	1×10^{-5}
一般防护目标中的三类防护目标	1×10^{-5}	3×10^{-5}

3、社会风险基准

社会风险是指群体（包括周边企业员工和公众）在危险区域承受某种程度伤害的频发程度，通常表示为大于或等于 N 人死亡的事故累计频率（F），以累计频率和死亡人数之间关系的曲线图（FN 曲线）来表示。

可容许社会风险标准通过两条风险分界线将社会风险划分为 3 个区域，即：不可接受区、尽可能降低区和可接受区。具体分界线位置如图 4.2-1 所示。

（1）社会风险曲线进入不可接受区，则应立即采取安全改进措施降低社会风险。

（2）若社会风险曲线进入尽可能降低区，应在可实现的范围内，尽可能采取安全改进措施降低社会风险。

（3）若社会风险曲线全部落在可接受区，则该风险可接受。

通过定量风险评价，危险化学品重大危险源产生的社会风险应满足下图中可容许社会风险标准要求：

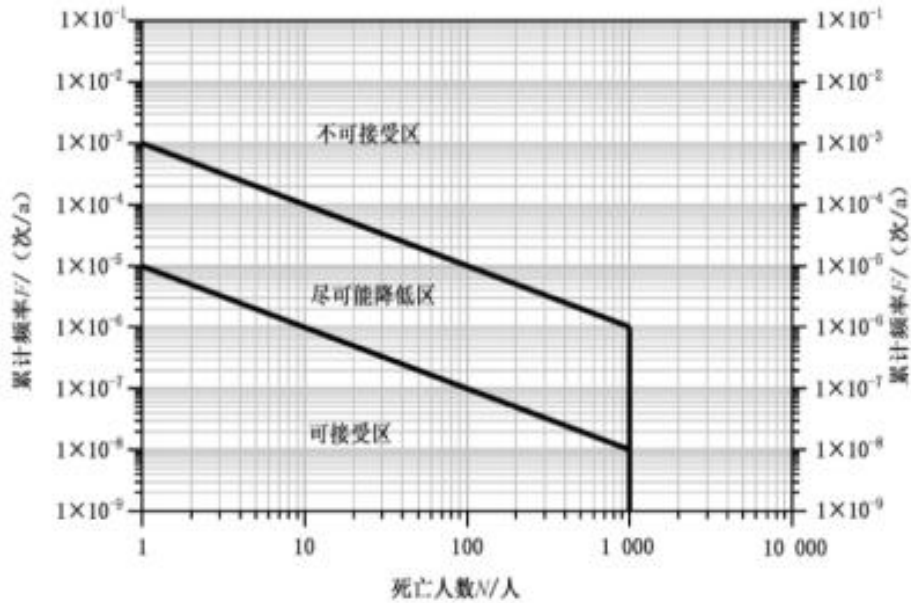


图 6.1.2-1 社会风险基准

综上所述，辽阳石化分公司油化部存在构成重大危险源的设施，适用《危险化学品生产装置和储存设施风险基准》(GB 36894-2018)中“危险化学品在役装置和储存设施”个人风险基准的个人风险基准，故根据上述规定，需要进行个人和社会风险值计算。

6.2 个人风险分析

6.2.1 个人风险标准选择

辽阳石化分公司油化部属于在役生产设施，风险等级按照下表选取：

表 6.2.1-1 个人风险标准详细配置（单位：次/年）

风险等级	风险值	风险颜色
一级风险	3.0E-5	红色
二级风险	1.0E-5	黄色
三级风险	3.0E-6	蓝色

6.2.2 个人风险模拟结果

本报告对生产装置进行个人风险和社会风险分析，采用安全评价软件进行个人风险计算、个人风险等值曲线的追踪与绘制。计算机根据 GB 36894-2018 标准绘制辽阳石化分公司油化部个人风险曲线图：

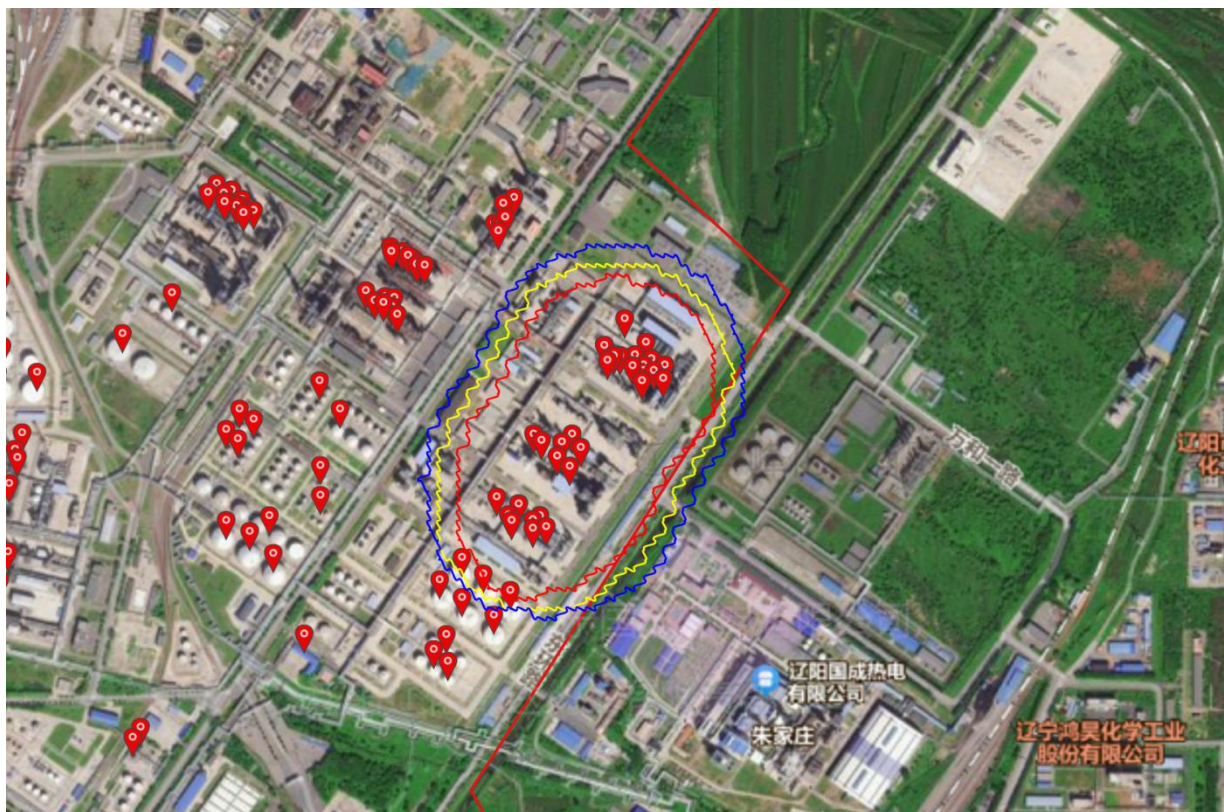


图 6.1-1 油化部个人风模拟曲线图

辽阳石化分公司油化部个人风险等值线与“GB 36894-2018”中的标准对比分析如下：

比分析如下：

防护目标	危险化学品在役装置和 储存设施个人风险基准 / (次 / 年)	是否存在
高敏感防护目标 重要防护目标 一般防护目标中的一类防护目标	3×10^{-6}	否
一般防护目标中的二类防护目标	1×10^{-5}	否
一般防护目标中的三类防护目标	3×10^{-5}	否

从个人风险等值线图中可以看出：油化部的个人风险满足要求。

6.3 社会风险分析

通过定量风险评价软件计算，得到辽阳石化分公司油化部的社会风险曲线如下图。

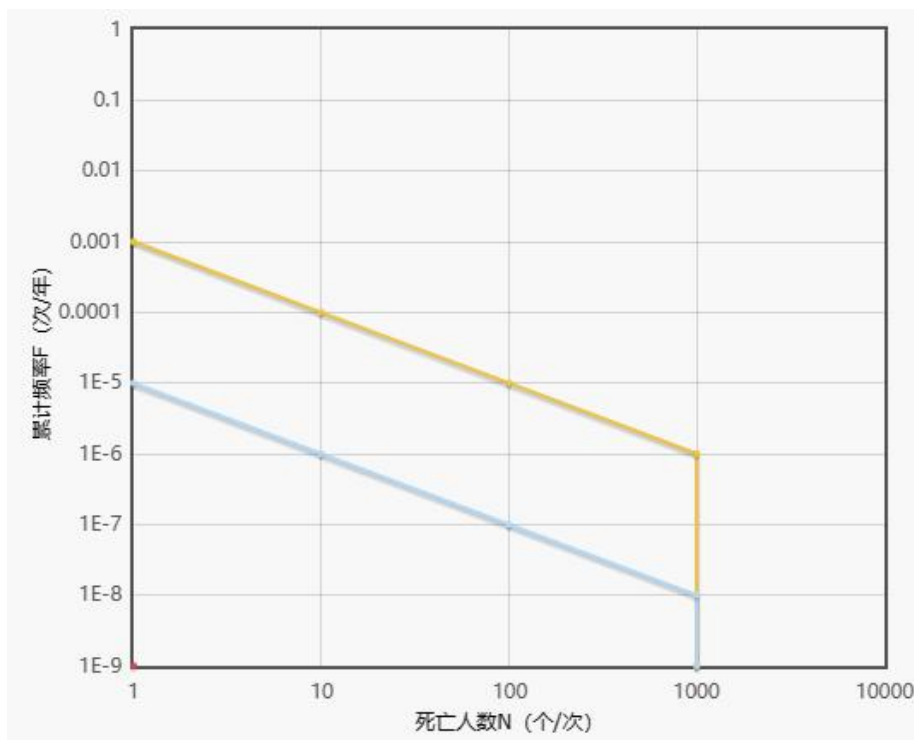


图 6.3-1 油化部社会风险模拟曲线图

由上图可知，辽阳石化分公司油化部各个车间与周边企业距离较远，事故影响范围未波及到周边企业人员，所以社会风险曲线未显示，因此该项目的社会风险是可以被接受的。

6.4 区域总体外部安全防护距离

通过定量风险评价软件计算，得到辽阳石化分公司外部防护距离如下：

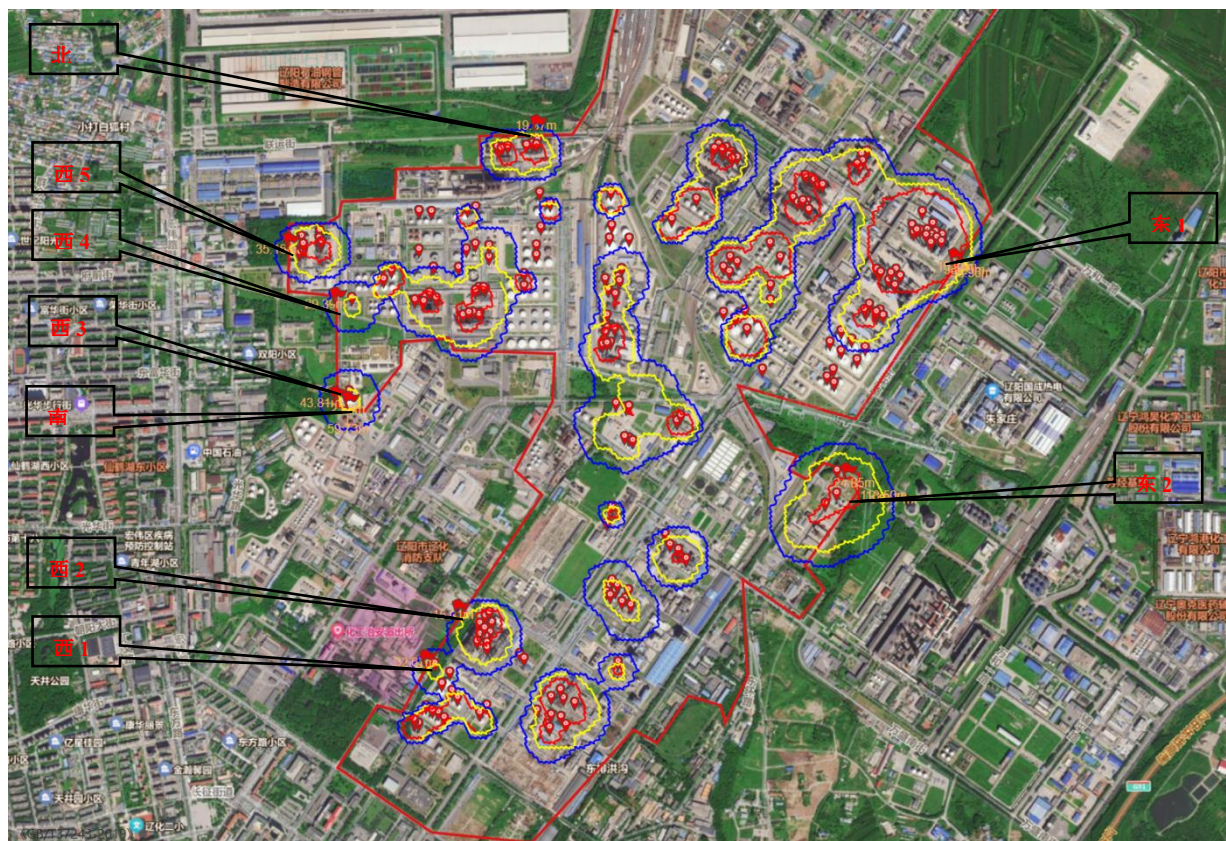


图 6.4-1 外部安全防护距离

上图各个方位对应的外部防护距离如下表：

表 6.4-1 整体外部安全防护距离表 (m)

起点名称	方向	风险基准值对应的外部安全防护距离(m)	
		一级风险 (3.0E-5) 对应的外部安全防护距离	二级风险 (1.0E-5) 对应的外部安全防护距离
东 1	东南东	一级风险 (3.0E-5) 对应的外部安全防护距离	10.11
		二级风险 (1.0E-5) 对应的外部安全防护距离	33.29
		三级风险 (3.0E-6) 对应的外部安全防护距离	55.36
东 2	东南东	一级风险 (3.0E-5) 对应的外部安全防护距离	24.85
		二级风险 (1.0E-5) 对应的外部安全防护距离	118.5
		三级风险 (3.0E-6) 对应的外部安全防护距离	149.71
西 1	西西北	一级风险 (3.0E-5) 对应的外部安全防护距离	0
		二级风险 (1.0E-5) 对应的外部安全防护距离	0
		三级风险 (3.0E-6) 对应的外部安全防护距离	32.67
西 2	西西北	一级风险 (3.0E-5) 对应的外部安全防护距离	0
		二级风险 (1.0E-5) 对应的外部安全防护距离	0
		三级风险 (3.0E-6) 对应的外部安全防护距离	15.01
西 3	西	一级风险 (3.0E-5) 对应的外部安全防护距离	0
		二级风险 (1.0E-5) 对应的外部安全防护距离	0

起点名称	方向	风险基准值对应的外部安全防护距离(m)	
		三级风险(3.0E-6)对应的外部安全防护距离	43.81
西4	西	一级风险(3.0E-5)对应的外部安全防护距离	0
		二级风险(1.0E-5)对应的外部安全防护距离	0
		三级风险(3.0E-6)对应的外部安全防护距离	29.39
西5	西	一级风险(3.0E-5)对应的外部安全防护距离	0
		二级风险(1.0E-5)对应的外部安全防护距离	0
		三级风险(3.0E-6)对应的外部安全防护距离	35.16
南	南	一级风险(3.0E-5)对应的外部安全防护距离	0
		二级风险(1.0E-5)对应的外部安全防护距离	2.05
		三级风险(3.0E-6)对应的外部安全防护距离	59.73
北	北	一级风险(3.0E-5)对应的外部安全防护距离	0
		二级风险(1.0E-5)对应的外部安全防护距离	0
		三级风险(3.0E-6)对应的外部安全防护距离	19.87

表 6.4-2 辽阳石化分公司外部情况

序号	防护目标	当班人数	防护目标分类	与生产装置/储存设施的距离
1	辽阳石化建修公司洗槽站厂房	<100人	一般防护目标(三类防护目标)	159m
2	中央储备粮辽阳直属库有限公司厂房	<100人	一般防护目标(三类防护目标)	152m
3	辽阳宏伟粮库有限公司厂房	<100人	一般防护目标(三类防护目标)	238m
4	辽阳石油钢管制造有限公司	<100人	一般防护目标(三类防护目标)	234m
5	沿街商铺居民区	/	高敏感防护目标	238m
6	辽宁国成热电有限公司办公楼	>100人	一般防护目标(二类防护目标)	325m

根据计算结果分析可知，辽阳石化分公司整体外部安全防护距离符合 GB 36894 的要求。

7 安全管理措施、安全技术和监控措施

7.1 安全管理措施

《中华人民共和国安全生产法》(中华人民共和国主席令[2002]第 70 号, 根据中华人民共和国主席令[2021]第 88 号修正)、《危险化学品生产企业安全生产许可证实施办法》(原国家安全生产监督管理总局令第 41 号, 根据国家安全监管总局令第 79 号修订)、《危险化学品安全管理条例》(国务院令第 591 号, 国务院令第 645 号修订)的规定, 编制了安全管理检查表, 对安全生产责任制的建立、安全生产管理组织机构和安全培训教育情况、安全生产管理制度和操作规程、事故应急救援预案等情况进行安全检查评价, 检查项目及内容见表 7.1-1。

表 7.1-1 安全管理检查表

序号	评估内容	评估依据	评估现场情况	评估结果
1	是否采用和使用国家明令淘汰、禁止使用的工艺、设备	《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十条(二)	采用的工艺、设备不属于国家明令淘汰、禁止使用的工艺、设备	符合
2	生产企业是否配备相应的职业危害防护设施, 并为从业人员配备符合国家标准或行业标准的劳动防护用品	《安全生产许可证条例》第六条/《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十一条	配备了相应的职业危害防护设施, 并为从业人员配备符合国家标准或行业标准的劳动防护用品	符合
3	是否按照国家有关标准, 对该企业的生产、储存和使用装置、设施、场所进行重大危险源辨识	《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十二条	已按规定辨识重大危险源	符合
4	对已确定为重大危险源的, 是否按照《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》的要求进行管理并备案	《安全生产许可证条例》第六条/《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十二条	已按照《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》的要求进行管理并备案	符合
5	是否依法设置安全生产管理机构, 足额配备专职安全生产管理人员	《安全生产许可证条例》第六条/《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十三条	设置了安全生产管理机构, 配备了专职安全管理人员	符合

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

序号	评估内容	评估依据	评估现场情况	评估结果
6	是否建立全员安全生产责任制,并保证每名从业人员的安全生产责任与职务、岗位相匹配	《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十四条	已建立全员安全生产责任制,保证每位从业人员的安全生产责任与职务、岗位相匹配	符合
7	是否根据化工工艺、装置、设施等实际情况,制定完善至少包括《危险化学品生产企业安全生产许可证实施办法》第十四条规定的十九项制度	《危险化学品生产企业安全生产许可证实施办法》第十四条	已制定完善了至少包括《危险化学品生产企业安全生产许可证实施办法》第十四条规定的十九项制度	符合
8	是否制定建设项目安全设施、职业病防护设施,必须与主体工程同时设计、同时施工、同时投入生产和使用(“三同时”)管理制度	《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十五条	已制定建设项目安全设施、职业病防护设施,必须与主体工程同时设计、同时施工、同时投入生产和使用(“三同时”)管理制度	符合
9	是否根据危险化学品的生产工艺、技术、设备特点和原辅料、产品的危险性编制岗位操作安全规程	《安全生产许可证条例》第六条/《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十六条	编制了安全操作规程	符合
10	企业主要负责人、分管安全负责人和安全生产管理人员是否具备与其从事的生产经营活动相适应的安全生产知识和管理能力,按照《生产经营单位安全培训规定》参加安全生产培训,并经考核合格,取得安全资格证书	《安全生产许可证条例》第六条/《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十七条	主要负责人、分管安全负责人和安全生产管理人员具备与其从事的生产经营活动相适应的安全生产知识和管理能力,按照《生产经营单位安全培训规定》参加安全生产培训,并经考核合格	符合
11	企业分管安全负责人、分管生产负责人、分管技术负责人是否具有一定的化工专业知识或者相应的专业学历,专职安全生产管理人员是否具备国民教育化工化学类(或安全工程)中等职业教育以上学历或者化工化学类中级以上专业技术职称,或者具备危险物品安全类注册安全工程师资格	《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十七条	企业分管安全负责人、分管生产负责人、分管技术负责人具有一定的化工专业知识,专职安全生产管理人员具备化工专业本科学历	符合
12	特种作业人员是否依照《特种作业人员安全技术培训考核管理规定》,经专门的安全技术培训并考核合格,取得特种作业操作证书	《安全生产许可证条例》第六条/《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十七条	特种作业人员均依照《特种作业人员安全技术培训考核管理规定》,经专门的安全技术培训并考核合格,取得特种作业操作证书,均在有效期内,	符合

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

序号	评估内容	评估依据	评估现场情况	评估结果
			详见特种作业人员汇总表	
13	从事特种设备作业的人员是否按照本办法的规定,经考核合格取得《特种设备作业人员证》	《特种设备作业人员监督管理办法》	特种设备作业人员已取得《特种设备作业人员证》	符合
14	其他从业人员是否按照国家有关规定,经安全教育和培训并考核合格	《安全生产许可证条例》第六条	从业人员按《安全管理规定》进行了安全教育和培训,并经过考核合格持证上岗	符合
15	是否按照国家规定提取与安全生产有关的费用,并保证安全生产所必需的资金投入	《安全生产许可证条例》第六条/《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十八条	每年按照比例投入安全生产资金,主要用于购置、维护、检测、检验安全设施、设备;加强安全设施维护与更新;人员的安全培训;劳动保护用品的发放等	符合
16	对其可能发生的生产安全事故,是否按照国家有关规定编制危险化学品事故和其他生产安全事故应急救援预案	《安全生产许可证条例》第六条	按照国家有关规定编制了生产安全事故应急预案	符合
17	对其可能发生的生产安全事故,是否有应急救援组织或者应急救援人员,并配备必要的应急救援器材、设备	《安全生产许可证条例》第六条	成立了火灾应急指挥中心,并配备了必要的应急救援器材、设备	符合
18	是否经公安消防机关验收	《中华人民共和国消防法》第十三条	已经过公安消防机关验收合格	符合
19	是否及时安排特种设备的定期检验工作	《特种设备安全监察条例》第二十八条	特种设备均已检验,且在有效期内	符合
20	是否依法参加工伤保险,为从业人员缴纳保险费	《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第十九条	依法参加工伤保险,为从业人员定期足额缴纳保险费,用详见附件	符合
21	是否依法进行危险化学品登记,为用户提供化学品安全技术说明书,并在危险化学品包装(包括外包装件)上粘贴或者拴挂与包装内危险化学品相符的化学品安全标签	《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第二十一条	企业依法进行了危险化学品登记,为用户提供化学品安全技术说明书,并在危险化学品包装(包括外包装件)上粘贴或者拴挂与包装内危险化学品相符的化学品安全标签	符合
22	企业是否按照国家有关规定编制危险化学品事故应急预案并报有关部门备案;是否建立应急救援组织或者明确应急救援人员,配备必	《安全生产许可证条例》第六条/《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》	已按照国家有关规定编制危险化学品事故应急预案并报有关部门备案;已明确应急救援人员,配	符合

序号	评估内容	评估依据	评估现场情况	评估结果
	要的应急救援器材、设备设施，并定期进行演练	第二十一条	备必要的应急救援器材、设备设施，并定期进行演练	
23	企业是否依法委托具备国家规定资质的安全评价机构进行安全评价，并按照安全评价报告的意见对存在的安全生产问题进行整改	《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第二十条	已依法委托具备国家规定资质的安全评价机构进行安全评价，并采纳安全评价报告的意见	符合
24	是否符合有关法律、行政法规和国家标准或者行业标准规定的其他安全生产条件	《辽宁省危险化学品生产企业安全生产许可证实施细则》第二十三条	符合有关法律、行政法规和国家标准或者行业标准规定的其他安全生产条件	符合

安全管理安全检查表评价结论：通过安全检查表对辽阳石化公司油化部安全生产责任制的建立、安全生产管理组织机构和培训教育情况、安全生产管理制度和操作规程、事故应急救援预案等情况进行了检查，共检查 24 项全部符合要求，认为该企业的安全管理状况符合安全要求。

依据《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》（国家安全生产监督管理总局令 40 号，79 号修订）、《危险化学品安全管理条例》（国务院令 591 号，645 号修订）等的有关要求，以及相关行业的规程、规定编制安全检查表，对该企业的重大危险源管理符合性进行检查，详见表 7.1-2。

表 7.1-2 重大危险源安全管理和安全生产条件汇总表

序号	检查内容	检查情况	检查结果
以下依据《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》国家安全生产监督管理总局第 40 号令			
1	是否按照《危险化学品重大危险源辨识》（GB18218）标准辨识确定。	是。本次报告按照《危险化学品重大危险源辨识》（GB18218-2018）标准 辨识确定。	符合要求
2	是否按照生产、储存、使用或者搬运危险化学品的数量等于或者超过临界量的单元（包括场所和设施）标准辨识确定。	是。本次报告按照储存危险化学品的数量等于或者超过临界量的单元标准辨识确定。	符合要求
3	重大危险源安全生产所必需的安全投入是否得到保证。	是。重大危险源安全生产所必需的安全投入得到保证。	符合要求

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

4	危险化学品单位应当按照《危险化学品重大危险源辨识》标准，对本单位的危险化学品生产、经营、储存和使用装置、设施或者场所进行重大危险源辨识，并记录辨识过程与结果——是否按照以上要求执行。	是。按照《危险化学品重大危险源辨识》标准，对油化部的危险化学品生产、经营、储存和使用装置、设施或者场所进行重大危险源辨识，并记录辨识过程与结果。	符合要求
5	危险化学品单位应当对重大危险源进行安全评估并确定重大危险源等级——是否安全评估并确定重大危险源等级。	是。已委托具有相应资质的安全评价机构按照有关标准的规定采用定量风险评价方法进行安全评估，确定重大危险源等级。	符合要求
6	重大危险源有下列情形之一的，应当委托具有相应资质的安全评价机构，按照有关标准的规定采用定量风险评价方法进行安全评估，确定个人和社会风险值：（一）构成一级或者二级重大危险源，且毒性气体实际存在（在线）量与其在《危险化学品重大危险源辨识》中规定的临界量比值之和大于或等于1的；（二）构成一级重大危险源，且爆炸品或液化易燃气体实际存在（在线）量与其在《危险化学品重大危险源辨识》中规定的临界量比值之和大于或等于1的。——是否存在以上情况且需要评价单位来进行安全评估。	是。本评估报告采用定量风险评价的方法确定个人社会风险值，计算外部安全防护距离。	符合要求
7	危险化学品单位以安全评价报告代替安全评估报告的，其安全评价报告中有关重大危险源的内容应当符合：（一）评估的主要依据；（二）重大危险源的基本情况；（三）事故发生的可能性及危害程度；（四）个人风险和社会风险值（仅适用定量风险评价方法）；（五）可能受事故影响的周边场所、人员情况；（六）重大危险源辨识、分级的符合性分析；（七）安全管理措施、安全技术和监控措施；（八）事故应急措施；（九）评估结论与建议。危险化学品单位可以组织本单位的注册安全工程师、技术人员或者聘请有关专家进行安全评估，也可以委托具有相应资质的安全评价机构进行安全评估。	是。本次评估单位大连天籟安全风险管理技术有限公司具有相应安全评价资质，按照有关标准的规定采用定量风险评价方法进行安全评估，确定重大危险源等级。	符合要求
8	危险化学品单位应当建立完善重大危险源安全管理规章制度和安全操作规程，并采取有效措施保证其得到执行——是否建立完善并执行。	是。油化部建立重大危险源管理制度和操作规程。	符合要求
9	危险化学品单位应当按照国家有关规定，定期对重大危险源的安全设施和安全监测监控系统进行检测、检验，并进行经常性维护、保养，保证重大危险源的安全设施和安全监测监控系统有效、可靠运行。维护、保养、检测应当作好记录，并由有关人员签字。	是。油化部安全设施和安全监测监控系统进行了检验检测，建立设备维护保养制度，维护、保养、检测均进行记录，并由管理人员签字。	符合要求
10	危险化学品单位应当明确重大危险源中关键装置、重点部位的责任人或者责任机构，并对重大危险源的安全生产状况进行定期检查，及时采取措施消除事故隐患。事故隐患难以立即排除的，应当及时制定治理方案，落实整改措施、	是。明确重点部位的责任人或者责任机构，设立重大危险源源长，并建立执行重大危险源管理制度、安全检查	符合要求

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

	责任、资金、时限和预案。——是否进行了明确并定期检查采取措施，并符合上述要求。	制度、隐患排查制度等，对重大危险源的安全生产状况进行定期检查，及时采取措施消除事故隐患。	
11	危险化学品单位应当对重大危险源的管理和操作岗位人员进行安全操作技能培训，使其了解重大危险源的危险特性，熟悉重大危险源安全管理规章制度和安全操作规程，掌握本岗位的安全操作技能和应急措施——是否进行了培训，并能满足上述要求。	是。油化部已对重大危险源的管理和操作岗位人员进行安全操作技能培训，使其了解重大危险源的危险特性，熟悉重大危险源安全管理规章制度和安全操作规程，掌握本岗位的安全操作技能和应急措施。	符合要求
12	危险化学品单位应当将重大危险源可能发生的事故后果和应急措施等信息，以适当方式告知可能受影响的单位、区域及人员。	是。企业已将本次评估结果及事故后果和应急措施等信息告知周边人员。	符合要求
13	危险化学品单位应当依法制定重大危险源事故应急预案，建立应急救援组织或者配备应急救援人员，配备必要的防护装备及应急救援器材、设备、物资，并保障其完好和方便使用——是否制定、建立、配备。	是。依法制定重大危险源生产安全事故专项应急预案，建立应急救援组织或者配备应急救援人员，配备必要的防护装备及应急救援器材、设备、物资，并保障其完好和方便使用。	符合要求
14	对存在吸入性有毒、有害气体的重大危险源，危险化学品单位应当配备便携式浓度检测设备、空气呼吸器、化学防护服、堵漏器材等应急器材和设备——是否存在及配备。	是。配备了便携式浓度检测设备、空气呼吸器等应急器材和设备。	符合要求
15	危险化学品单位应当制定重大危险源事故应急预案演练计划，并按照下列要求进行事故应急预案演练：（一）对重大危险源专项应急预案，每年至少进行一次；（二）对重大危险源现场处置方案，每半年至少进行一次。应急预案演练结束后，危险化学品单位应当对应急预案演练效果进行评估，撰写应急预案演练评估报告，分析存在的问题，对应急预案提出修订意见，并及时修订完善。	是。油化部依法制定重大危险源事故应急预案，建立应急救援组织或者配备应急救援人员，配备必要的防护装备及应急救援器材、设备、物资，并保障其完好和方便使用。	符合要求
16	危险化学品单位应当对辨识确认的重大危险源及时、逐项进行登记建档。重大危险源档案应当包括下列文件、资料：（一）辨识、分级记录；（二）重大危险源基本特征表；（三）涉及的所有化学品安全技术说明书；（四）区域位置图、平面布置图、工艺流程图和主要设备一览表；（五）重大危险源安全管理规章制度及安全操作规程；（六）安全监测监控系统、措施说明、检测、检验结果；（七）重大危险源事故应急预案、评审意见、演练计划和评估报告；（八）安全评估报告或者安全评价报告；（九）重大危险源关键装置、重点部位的责任人、责任机构名称；（十）重大危险源场所安全警示标志的设置情况；（十一）其他文件、资料。	企业编制了重大危险源档案，包括此 11 项内容。	符合要求

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

17	涉及剧毒气体的重大危险源，还应当配备两套以上（含本数）气密型化学防护服；---是否涉及及配备。	不涉及。	无关
18	涉及易燃易爆气体或者易燃液体蒸气的重大危险源，还应当配备一定数量的便携式可燃气体检测设备---是否涉及及配备。	是。配备了便携式可燃/有毒气体检测报警器。	符合要求
以下依据《危险化学品安全管理条例》中华人民共和国国务院令 591 号令			
19	危险化学品生产装置或者储存数量构成重大危险源的危险化学品储存设施（运输工具 加油栈、加气栈除外），与下列场所、设施、区域的距离应当符合国家有关规定（一）居住区以及商业中心、公园等人员密集场所（二）学校、医院、影剧院、体育场（馆）等公共设施（三）饮用水源、水厂以及水源保护区（四）车站、码头（依法经许可从事危险化学品装卸作业的除外）、机场以及通信干线、通信枢纽、铁路线路、道路交通干线、水路交通干线、地铁风亭以及地铁栈出入口；（五）基本农田保护区、基本草原、畜禽遗传资源保护区、畜禽规模化养殖场（养殖小区）、渔业水域以及种子、种畜禽、水产苗种生产基地（六）河流、湖泊、风景名胜区、自然保护区；（七）军事禁区、军事管理区；（八）法律、行政法规规定的其他场所、设施、区域是否符合国家有关规定	是。生产装置重大危险源距离上述八大场所的距离均符合石油化工企业设计防火标准的要求。	符合要求
20	储存数量构成重大危险源的危险化学品储存设施的选址，应当避开地震活动断层和容易发生洪灾、地质灾害的区域。	是。厂区布置避开地震活动断层和容易发生洪灾、地质灾害的区域。	符合要求
21	生产、储存剧毒化学品、易制爆危险化学品的单位，应当设置治安保卫机构，配备专职治安保卫人员。---是否涉及或配备设置人员机构。	是。不涉及剧毒化学品、易制爆化学品。	符合要求
22	剧毒化学品以及储存数量构成重大危险源的其他危险化学品，应当在专用仓库内单独存放，并实行双人收发、双人保管制度。	是。不涉及剧毒化学品，储存数量构成重大危险源的采取储罐储存的方式储存。	符合要求
23	对剧毒化学品以及储存数量构成重大危险源的其他危险化学品，储存单位应当将其储存数量、储存地点以及管理人员的情况，报所在地县级人民政府安全生产监督管理部门（在港区内储存的，报港口行政管理部门）和公安机关备案---是否构成重大危险源并备案。	是。危险化学品不涉及剧毒化学品。	符合要求

经对辽阳石化油化部危险化学品重大危险源管理资料进行评估检查，辽阳石化油化部对危险化学品重大危险源的管理措施符合《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》（国家安全生产监督管理总局令第40号，79号修订）等标准规范的要求。

7.2 安全技术措施

依据《石油化工企业设计防火标准（2018年版）》（GB50160-2008）等相关标准、规范的要求，编制了安全检查表，对油化部重大危险源区域规划、平面布置、工艺设备、储罐设备、消防情况进行了检查，检查情况见表7.2-1。

表 7.2-1 安全技术措施检查表

序号	检查内容	依据	事实记录	检查结论
一	区域规划			
1	危险化学品生产、储存是否符合国家和省、自治区、直辖市的规划和布局。	《危险化学品安全管理条例》 第十一条	油化部位于辽阳石化分公司厂区内，符合当地规划和布局要求。	符合
2	危险化学品生产、储存是否在设区的市规划的专门用于危险化学品生产、储存的区域内。	《危险化学品安全管理条例》 第十一条	油化部位于辽阳石化分公司的厂区内，处于规划的专门用于危险化学品生产、储存的区域内。	符合
3	除运输工具加油栈、加气栈外，危险化学品的生产装置和储存数量构成重大危险源的储存设施，与下列场所、区域的距离必须符合国家标准或者国家有关规定：1、居民区、商业中心、公园等人口密集区域；2、学校、医院、影剧院、体育场（馆）等公共设施；3、供水水源、水厂及水源保护区；4、车站、码头（按照国家规定，经批准，专门从事危险化学品装卸作业的除外）、机场以及公路、铁路、水路交通干线、地铁风亭及出入口；5、基本农田保护区、畜牧区、渔业水域和种子、种畜、水产苗种生产基地；6、河流、湖泊、风景名胜区和自然保护区；7、军事禁区、军事管理区；8、法律、行政法规规定予以保护的其他区域。	《危险化学品安全管理条例》 第十九条	油化部各装置与有关场所的距离符合相关法律规定。	符合
4	石油化工企业应远离人口密集区、饮用水源地、重要交通枢纽等区域，并宜位于邻近城镇或居民区全年最小频率风向的上风侧。	GB50160-2008 (2018年版) 第4.1.2条	该企业远离人口密集区、饮用水源地、重要交通枢纽等区域，区域布置	符合

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

序号	检查内容	依据	事实记录	检查结论
			按要求设置。	
5	在山区或丘陵地区,石油化工企业的生产区应避免布置在窝风地带。	GB50160-2008 (2018年版) 第4.1.3条	厂区不在窝风地带。	符合
6	公路和地区架空电力线路严禁穿越生产区。	GB50160-2008 (2018年版) 第4.1.6条	无上述情况存在	符合
7	石油化工企业与相邻工厂或设施的防火间距不应小于表4.1.9的规定。石油化工企业与同类企业及油库的防火间距不应小于表4.1.10的规定。	GB50160-2008 (2018年版) 第4.1.9、4.1.10条	油化部各装置与周边设施相应防火间距不小于表4.1.9、4.1.10的规定。	符合
二	总平面布置			
8	工厂总平面应根据工厂的生产流程及各组成部分的生产特点和火灾危险性,结合地形、风向等条件,按功能分区集中布置。	GB50160-2008 (2018年版) 第4.2.1条	油化部总平面按规范要求布置。	符合
9	可能散发可燃气体的工艺装置、罐组、装卸区或全厂性污水处理场等设施宜布置在人员集中场所及明火或散发火花地点的全年最小频率风向的上风侧。	GB50160-2008 (2018年版) 第4.2.2条	按规范要求布置。	符合
10	全厂性办公楼、中央控制室、中央化验室、总变电所等重要设施应布置在相对高处。液化烃罐组或可燃液体罐组不应毗邻布置在高于工艺装置、全厂性重要设施或人员集中场所的阶梯上。但受条件限制或有工艺要求时,可燃液体原料储罐可毗邻布置在高于工艺装置的阶梯上,但应采取防止泄漏的可燃液体流入工艺装置、全长性重要设施或人员集中场所的措施。	GB50160-2008 (2018年版) 第4.2.3条	油化部不涉及液化烃及可燃液体罐组。	无关
11	汽车装卸栈、液化烃灌装栈及各类物品仓库等机动车辆频繁进出的设施应布置在厂区边缘或厂外,并宜设围墙独立成区。	GB50160-2008 (2018年版) 第4.2.6条	不涉及装卸车	无关
12	厂区绿化应符合:①生产区不应种植含油脂较多的树木,宜选择含水量较多的树种;②工艺装置或可燃气体、液化烃、可燃液体的罐组与周围消防车道之间不宜种植绿篱或茂密的灌木丛;③在可燃液体罐组防火堤内可种植生长高度不超过15cm、含水量多的四季常青的草皮;④液化烃罐组防火堤内严禁绿化;⑤不应妨碍消防操作。	GB50160-2008 (2018年版) 第4.2.11条	厂区绿化按规范要求设置。	符合
13	企业总平面布置的防火间距除本标准另有规定外,不应小于GB50160-2008,2018年版中表4.2.12的规定。工艺装置或设施(罐组除外)	GB50160-2008 (2018年版) 第4.2.12条	油化部各装置之间及其与周边设施相应防火间不	符合

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

序号	检查内容	依据	事实记录	检查结论
	之间的防火距离应按相邻最近的设备、建筑物或构筑物确定，其防火间距起止点应符合 GB50160-2008，2018 年版中附录 A 的规定。		小于表 4.2.12 的规定。	
三	工艺设备			
14	国家对严重危及生产安全的工艺、设备实行淘汰制度，具体目录由国务院安全生产监督管理部门会同国务院有关部门制定并公布。法律、行政法规对目录的制定另有规定的，适用其规定。	《中华人民共和国安全生产法》第 35 条	未发现明令淘汰、禁止使用的危及生产安全的工艺、设备。	符合
15	工艺设备（以下简称设备）、管道和构件的材料应符合下列规定：1 设备本体（不含衬里）及其基础，管道（不含衬里）及其支、吊架和基础应采用不燃烧材料，但储罐底板垫层可采用沥青砂；2 设备和管道的保温层应采用不燃烧材料，当设备和管道的保冷层采用阻燃型泡沫塑料制品时，其氧指数不应小于 30；3 建筑物的构件耐火极限应符合《建筑设计防火规范》（GB50016）的有关规定。	GB50160-2008（2018 年版）第 5.1.1 条	现场检查油化部各装置的设备本体、基础、管道及其吊架均采用不燃烧材料，设备和管道的保温也采用不燃烧材料。	符合
16	设备和管道应根据其内部物料的火灾危险性和操作条件，设置相应的仪表、自动联锁保护系统或紧急停车措施。	GB50160-2008（2018 年版）第 5.1.2 条	油化部各装置采用 DCS 自动控制系统，并对重要的工艺参数设置自动联锁保护系统。	符合
17	在使用或产生甲类气体或甲、乙 A 类液体的工艺装置、系统单元和储运设施区内，应按区域控制和重点控制相结合的原则，设置可燃气体报警系统。	GB50160-2008（2018 年版）第 5.1.3 条	油化部各装置根据区域控制和各区域物料特性设置可燃气体报警器。	符合
18	设备、建筑物平面布置的防火间距，除本规范另有规定外，不应小于表 5.2.1 的规定。	GB50160-2008（2018 年版）第 5.2.1 条	油化部各装置设备、建筑物平面布置满足规范要求。	符合
19	装置内消防道路的设置应符合下列规定：1 装置内应设贯通式道路，道路应有不少于两个出入口，且两个出入口宜位于不同方位。当装置外两侧消防道路间距不大于 120m 时，装置内可不设贯通式道路；2 道路的路面宽度不应小于 6m，路面上的净空高度不应小于 4.5m；路面内缘转弯半径不宜小于 6m。	GB50160-2008（2018 年版）第 5.2.10 条	油化部各装置现场的消防道路满足规范要求。	符合
20	在甲、乙类装置内部的设备、建筑物区的设置应符合下列规定：1 应用道路将装置分割成为占地面积不大于 10000 m ² 的设备、建筑物区；2 当大型石油化工装置的设备、建筑物区占地面积大于 10000 m ² 小于 20000 m ² 时，在设备、建筑物区四	GB50160-2008（2018 年版）第 5.2.11 条	油化部各装置的布置情况满足规范要求。	符合

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

序号	检查内容	依据	事实记录	检查结论
	周应设环形道路，道路路面宽度不应小于 6m，设备、建筑物区的宽度不应大于 120m，相邻两设备、建筑物区的防火间距不应小于 15m，并应加强安全措施。			
21	装置的控制室、机柜间、变配电所、化验室、办公室等不得与设有甲、乙 A 类设备的房间布置在同一建筑物内。装置的控制室与其他建筑物合建时，应设置独立的防火分区。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.2.16 条	油化部各装置现场机柜室、控制室均独立于装置设置。	符合
22	装置的控制室、化验室、办公室等宜布置在装置外，并宜全厂性或区域性统一设置。当装置的控制室、机柜间、变配电所、化验室、办公室等布置在装置内时，应布置在装置的一侧，位于爆炸危险区范围以外，并宜位于可燃气体、液化烃和甲 B、乙 A 类设备全年最小频率风向的下风侧。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.2.17 条	油化部中控室、各装置控制室及现场机柜室均独立于装置设置，均位于爆炸危险区域之外。	符合
23	布置在装置内的控制室、机柜间、变配电所、化验室、办公室等的布置应符合下列规定：1 控制室宜设在建筑物的底层；2 平面布置位于附加 2 区的办公室、化验室室内地面及控制室、机柜间、变配电所的设备层地面应高于室外地面，且高差不应小于 0.6m；3 控制室、机柜间面向有火灾危险性设备侧的外墙应为无门窗洞口、耐火极限不低于 3h 的不燃烧材料实体墙；4 化验室、办公室等面向有火灾危险性设备侧的外墙宜为无门窗洞口不燃烧材料实体墙。当确需设置门窗时，应采用防火门窗；5 控制室或化验室的室内不得安装可燃气体、液化烃和可燃液体的在线分析仪器。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.2.18 条	油化部各装置机柜间、控制室、变配电所、化验室、办公室等的布置均满足规范要求。	符合
24	装置的可燃气体、液化烃和可燃液体设备采用多层构架布置时，除工艺要求外，其构架不宜超过四层。介质操作温度等于或高于自燃点的设备上方，不宜布置操作温度低于自燃点的甲、乙、丙类可燃液体设备；若在其上方布置，应用不燃烧材料的封闭式楼板隔离保护，且封闭式楼板应为无泄漏楼板。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.2.20 条	各装置现场工艺框架按要求布置。	符合
25	空气冷却器不宜布置在操作温度等于或高于自燃点的可燃液体设备上方；若布置在其上方，应用不燃烧材料的封闭式楼板隔离保护。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.2.21 条	各装置空冷器的布置符合规范要求。	符合
26	建筑物的安全疏散门应向外开启。甲、乙、丙类房间的安全疏散门，不应少于两个；面积小于等于 100 m ² 的房间可只设 1 个。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.2.25 条	各装置的建筑物的安全疏散门均向外开启。	符合
27	设备的构架或平台的安全疏散通道应符合下列规定：1 可燃气体、液化烃和可燃液体设备的联合平台或其他设备的构架平台应设置不少于两	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.2.26 条	各装置框架和平台的安全疏散通道设置符合规范	符合

序号	检查内容	依据	事实记录	检查结论
	个通往地面的梯子，作为安全疏散通道，下列情况可设 1 个通往地面的梯子：1) 甲类气体和甲、乙 A 类液体设备构架平台的长度小于或等于 8m；2) 乙类气体和乙 B、丙类液体设备构架平台的长度小于或等于 15m；3) 甲类气体和甲、乙 A 类液体设备联合平台的长度小于或等于 15m；4) 乙类气体或乙 B、丙类液体设备联合平台的长度小于或等于 25m。2 相邻的构架、平台宜用走桥连通，与相邻平台连通的走桥可作为一个安全疏散通道；3 相邻安全疏散通道之间的距离不应大于 50m。		要求。	
28	凡在开停工、检修过程中，可能有可燃液体泄漏、漫流的设备区周围应设置不低于 150mm 的围堰和导液设施。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.2.28 条	按规范要求设置。	符合
29	液化烃泵、可燃液体泵宜露天或半露天布置。液化烃、操作温度等于或高于自燃点的可燃液体的泵上方，不宜布置甲、乙、丙类工艺设备；若在其上方布置甲、乙、丙类工艺设备，应用不燃烧材料的封闭式楼板隔离保护。若操作温度等于或高于自燃点的可燃液体泵上方，布置操作温度低于自燃点的甲、乙、丙类可燃液体设备时，封闭式楼板应为不燃烧材料的无泄漏楼板。液化烃、操作温度等于或高于自燃点的可燃液体的泵不宜布置在管架下方。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.3.2 条	各装置机泵均露天布置，且其布置情况满足规范要求。	符合
30	在非正常条件下，可能超压的下列设备应设安全阀：1 顶部最高操作压力大于等于 0.1MPa 的压力容器；2 顶部最高操作压力大于 0.03MPa 的蒸馏塔、蒸发塔和汽提塔（汽提塔顶蒸汽通入另一蒸馏塔者除外）；3 往复式压缩机各段出口或电动往复泵、齿轮泵、螺杆泵等容积式泵的出口（设备本身已有安全阀者除外）；4 凡与鼓风机、离心式压缩机、离心泵或蒸汽往复泵出口连接的设备不能承受其最高压力时，鼓风机、离心式压缩机、离心泵或蒸汽往复泵的出口；5 可燃气体或液体受热膨胀，可能超过设计压力的设备；6 顶部最高操作压力为 0.03~0.1MPa 的设备应根据工艺要求设置。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.5.1 条	油化部各装置的带压设备、压缩机出口等均设置了安全阀。	符合
31	单个安全阀的开启压力（定压），不应大于设备的设计压力。当一台设备安装多个安全阀时，其中一个安全阀的开启压力（定压）不应大于设备的设计压力；其他安全阀的开启压力可以提高，但不应大于设备设计压力的 1.05 倍。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.5.2 条	查看油化部安全阀台账，未发现安全阀定压超过设备设计压力的现象。	符合

序号	检查内容	依据	事实记录	检查结论
32	可燃气体、可燃液体设备的安全阀出口连接应符合下列规定：1 可燃液体设备的安全阀出口泄放管应接入储罐或其他容器，泵的安全阀出口泄放管宜接至泵的入口管道、塔或其他容器；2 可燃气体设备的安全阀出口泄放管应接至火炬系统或其他安全泄放设施；3 泄放后可能立即燃烧的可燃气体或可燃液体应经冷却后接至放空设施；4 泄放可能携带液滴的可燃气体应经分液罐后接至火炬系统。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 5.5.4 条	安全阀出口的排放设计满足规范要求。	符合
四	消防			
33	消火栓的设置，应符合下列规定：1 宜选用地上式消火栓；2 消火栓宜沿道路敷设；3 消火栓距路面边不宜大于 5m；4 距建筑物外墙不宜小于 5m；5 地上式消火栓的大口径出水口，应面向道路。当其设置场所可能受到车辆冲撞时，应在其周围设置防护设施。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 8.5.5 条	消火栓设置符合要求。	符合
34	工艺装置区的消火栓应在工艺装置四周道路边设置，消火栓的间距不宜超过 60m。当装置内设有消防道路时，应在通道边设置消火栓。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 8.5.7 条	油化部各装置沿环状的消防水管网布置相当数量的消火栓，消火栓的设置符合规范要求。	符合
35	甲、乙类可燃气体、可燃液体设备的高大构架和设备群应设置水炮保护。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 8.6.1 条	油化部在各装置高大构架和设备群周边设置了消防水炮，且水炮的设置及出水量、水炮型式均符合规范要求。	符合
36	固定式水炮的布置应根据水炮的设计流量和有效射程确定其保护范围。消防水炮距被保护对象不宜小于 15m。消防水炮的出水量宜为 30~50L/s，水炮应具有直流和水雾两种喷射方式。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 8.6.2 条	油化部在各装置高大构架和设备群周边设置了消防水炮，且水炮的设置及出水量、水炮型式均符合规范要求。	符合
37	工艺装置内的甲、乙类设备的框架平台高出其所在地面 15m 时，宜沿梯子敷设半固定式消防给水竖管，并应符合下列规定：1 按各层需要设置带阀门的管牙接口；2 平台面积小于或等于 50 m ² 时，管径不宜小于 80mm；大于 50 m ² 时，管径不宜小于 100mm；3 构架平台长度大于 25m 时，宜	GB50160-2008 (2018 年版) 第 8.6.5 条	各装置高大的设备框架均设置有消防给水竖管，并各层均设置接口。	符合

序号	检查内容	依据	事实记录	检查结论
	在另一侧梯子处增设消防给水竖管，且消防给水竖管的间距不宜大于 50m；4 若构架平台采用不燃烧材料封闭楼板时，该层应设置带消防软管卷盘的消火栓箱。			
38	在甲、乙、丙类设备区附近宜设半固定式接头。在甲、乙、丙类设备的多层构架或塔类联合平台的每层或隔一层宜设半固定式接头。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 8.6.7 条	各装置高大的设备框架均设置有消防给水竖管，并各层均设置接口。	符合
39	生产区内应设置灭火器。生产区内配置的灭火器宜选用干粉或泡沫灭火器，控制室、机柜间、计算机室、电信栈、化验室等宜设置气体型灭火器。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 8.9.1 条	油化部各装置生产区域均设置干粉型的灭火器，而控制室、机柜间、配电室等均设置二氧化碳灭火器。	符合
40	工艺装置内手提式干粉型灭火器的选型及配置应符合下列规定：1 扑救可燃气体、可燃液体火灾宜选用钠盐干粉灭火剂，扑救可燃固体表面火灾应采用磷酸铵盐干粉灭火剂，扑救烷基铝类火灾宜采用 D 类干粉灭火剂；2 甲类装置灭火器的最大保护距离不宜超过 9m，乙、丙类装置不宜超过 12m；3 每一配置点的灭火器数量不应少于 2 个，多层构架应分层配置；4 危险的重要场所宜增设推车式灭火器。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 8.9.3 条	现场灭火器的配置满足规范要求。	符合
41	甲、乙类装置区周围和罐组四周道路边应设置手动火灾报警按钮，其间距不宜大于 100m。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 8.12.4 条	按要求设置。各装置周边设置的火灾报警按钮均便于操作，并设置有明显的标志。	符合
42	手动火灾报警按钮应设置在明显的和便于操作的部位，当安装在墙上时，其低边距地面高度宜为 1.3~1.5m，且有明显的标志。	GB50116-2013 第 8.3.2 条		符合
43	控制室、机柜间、变配电所的消防设施应符合下列规定：1 建筑物的耐火等级、防火分区、内部装修及空调系统设计等应符合国家相关规范的有关规定；2 应设置火灾自动报警系统，且报警信号盘应设在 24h 有人值班场所；3 当电缆沟进口处有可能形成可燃气体积聚时，应设可燃气体报警器；4 应按现行国家标准《建筑灭火器配置设计规范》GB50140 的要求设置手提式和推车式气体灭火器。	GB50160-2008 (2018 年版) 第 8.11.3 条	报警器及灭火器配置满足要求。	符合

油化部危险化学品重大危险源的安全技术措施符合相关法律法规和标准的要求。

7.3 重大生产安全事故隐患判定

根据《化工和危险化学品生产经营单位重大生产安全事故隐患判定标准（试行）》的规定，评价本项目是否存在重大生产安全事故隐患，评价过程见下表：

表 7.3-1 是否存在重大生产安全事故隐患评价表

序号	审查内容	实际情况说明	结论
1	危险化学品生产、经营单位主要负责人和安全生产管理人员未依法经考核合格。	该公司主要负责人和安全生产管理人员依法经考核合格，并取得了相关证书。	符合
2	特种作业人员未持证上岗。	该公司特种作业人员持证上岗。	符合
3	涉及“两重点一重大”的生产装置、储存设施外部安全防护距离不符合国家标准要求。	该公司的生产装置、储存设施外部安全防护距离符合国家标准要求。	符合
4	涉及重点监管危险化工工艺的装置未实现自动化控制，系统未实现紧急停车功能，装备的自动化控制系统、紧急停车系统未投入使用。	该项目涉及重点监管的危险化工工艺采用 DCS 及 SIS 系统自控系统、自动控制系统具备紧急停车功能。	符合
5	构成一级、二级重大危险源的危险化学品罐区未实现紧急切断功能；涉及毒性气体、液化气体、剧毒液体的一级、二级重大危险源的危险化学品罐区未配备独立的安全仪表系统。	重大危险源均能实现紧急切断功能，且配备独立的安全仪表系统。	符合
6	全压力式液化烃储罐未按国家标准设置注水措施。	油化部不涉及危险化学品罐区	无关
7	液化烃、液氨、液氯等易燃易爆、有毒有害液化气体的充装未使用万向管道充装系统。	油化部不涉及液化烃储罐	无关
8	光气、氯气等剧毒气体及硫化氢气体管道穿越除厂区(包括化工园区、工业园区)外的公共区域。	油化部不涉及液化烃、液氨、液氯等易燃易爆、有毒有害液化气体的充装。	无关
9	地区架空电力线路穿越生产区且不符合国家标准要求。	厂区内无地区架空电力线路穿越生产区。	符合
10	在役化工装置未经正规设计且未进行安全设计诊断。	该公司化工装置经正规设计。	符合
11	使用淘汰落后安全技术工艺、设备目录列出的工艺、设备。	未使用淘汰落后安全技术工艺、设备目录列出的工艺、设备。	符合
12	涉及可燃和有毒有害气体泄漏的场所未按国家标准设置检测报警装置，爆炸危险场所未按国家标准安装使用防爆电气设备。	生产场所设置检测报警装置，爆炸危险场所按国家标准安装使用防爆电气设备。	符合
13	控制室或机柜间面向具有火灾、爆炸危险性装置一侧不满足国家标准关于防火防爆的要求。	建构筑物间距满足《石油化工企业设计防火标准（2018年版）（GB50160-2008）》等标准的要求。	符合
14	化工生产装置未按国家标准要求设置双重电源供电，自动化控制系统未设置不间断电源。	生产装置设置双重电源；自动化控制系统均设置不间断电源。	符合

序号	审查内容	实际情况说明	结论
15	安全阀、爆破片等安全附件未正常投用。	安全阀、爆破片等安全附件均正常投用并定期检测检验。	符合
16	未建立与岗位相匹配的全员安全生产责任制或者未制定实施生产安全事故隐患排查治理制度。	该公司已建立与岗位相匹配的全员安全生产责任制，并已实施生产安全事故隐患排查治理制度。	符合
17	未制定操作规程和工艺控制指标。	已制定操作规程和工艺控制指标。	符合
18	未按照国家标准制定动火、进入受限空间等特殊作业管理制度，或者制度未有效执行。	已按照国家标准制定动火、进入受限空间等特殊作业管理制度，并且制度有效执行。	符合
19	新开发的危险化学品生产工艺未经小试、中试、工业化试验直接进行工业化生产；国内首次使用的化工工艺未经过省级人民政府有关部门组织的安全性论证；新建装置未制定试生产方案投料开车；精细化工企业未按规范性文件要求开展反应安全风险评估。	不涉及新工艺	无关
20	未按国家标准分区分类储存危险化学品，超量、超品种储存危险化学品，相互禁配物质混放混存。	该公司原辅材料分区分类储存，无超量、超品种储存危险化学品，无相互禁配物质混放混存。	符合

油化部重大危险源生产及储存单元不存在《化工和危险化学品生产经营单位重大生产安全事故隐患判定标准（试行）》（安监总管三〔2017〕121号）规定的20条重大隐患。

7.4 安全监控措施

依据《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》、《危险化学品重大危险源安全监控通用技术规范》（AQ3035-2010）《危险化学品重大危险源安全监控技术规范》（GB 17681-2024）等规范，对重大危险源的生产单元应采取的安全监控措施列安全检查表进行检查，检查内容及结果见表 7.4-1。

表 7.4-1 安全监控措施检查表

序号	检查内容	依据条款	落实情况	结论
一、《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》规定的监控措施				
1	重大危险源配备温度、压力、液位、流量、组份等信息的不间断采集和监测系统以及可燃气体和有毒有害气体泄漏检测报警装置，并具备信息远传、连续记录、事故预警、信息存储等功能；一级或者二级重大危险源，具备紧急停车功能。记录的电子数据的保存时间不少于 30 天。	40 号令 第 13 条	1) 采用 DCS 控制系统、可燃/有毒性气体检测系统（GDS），对温度、压力、液位、流量、组份等信息不间断采集和监测以及对可燃气体和有毒有害气体泄漏进行检测报警。 2) 全厂 DCS 系统历史数据根据各装置要求不同而各异，但各装置历史数据至少保存 3 个月，有关可燃气体的历史数据保存 1 年。	符合
2	重大危险源的化工生产装置装备满足安全生产要求的自动化控制系统；一级或者二级重大危险源，装备紧急停车系统。	40 号令 第 13 条	公司重大危险源配备温度、压力、液位、流量、组份等信息的不间断采集和监测系统以及可燃气体和有毒有害气体泄漏检测报警装置，并具备信息远传、连续记录、事故预警、信息存储等功能；一级或者二级重大危险源，具备紧急停车功能。	符合
3	对重大危险源中的毒性气体、剧毒液体和易燃气体等重点设施，设置紧急切断装置；毒性气体的设施，设置泄漏物紧急处置装置。涉及毒性气体、液化气体、剧毒液体的一级或者二级重大危险源，配备独立的安全仪表系统（SIS）。	40 号令 第 13 条	公司涉及毒性气体、液化气体的一级重大危险源生产装置设置独立安全仪表系统。	符合
4	重大危险源中储存剧毒物质的场所或者设施，设置视频监控系统。	40 号令 第 13 条	评估范围内的生产装置均设置视频监控。	符合

序号	检查内容	依据条款	落实情况	结论
二、《危险化学品重大危险源安全监控通用技术规范》规定的监控措施				
5	<p>危险化学品重大危险源涉及生产、使用和储存大量易燃、易爆及毒性物质，易发生燃烧、爆炸和中毒等重大事故，故监控预警系统需解决下列问题：</p> <p>a) 充分考虑生产过程复杂的工艺安全因素、物料危险特性、被保护对象的事故特殊性、事故连锁反应以及环境影响等问题，根据工程危险及有害因素分析完成安全分析和系统设计；</p> <p>b) 通过计算机、通信、控制与信息处理技术的有机结合，建设现场数据采集与监控网络，实时监控与安全相关的监测预警参数，实现不同生产单元或区域、不同安全监控设备的信息融合，并通过人机友好的交互界面提供可视化、图形化的监控平台；</p> <p>c) 通过对现场采集的监控数据和信息的分析处理，完成故障诊断和事故预警，及时发现异常，为操作人员进行现场故障的排除和应急处置提供指导；</p> <p>d) 安全监控预警系统应有与企业级各类安全管理系统及政府各类安全监管系统进行联网预警的接口及网络发布和通讯联网功能；</p> <p>e) 根据现场情况和监控对象的特性，合理选择、设计、安装、调试和维护监控设备和设施；</p> <p>f) 除本标准外，尚应遵守国家现行的有关法律、法规和标准的规定</p>	AQ3035-2010 第 4.1 条	<p>设有 DCS 系统将完成对工艺参数进行监视、报警和过程控制。DCS 人机操作界面（操作站）还可同时监视其它系统的信息，如可燃和有毒气体检测系统（GDS）和电视监视系统等。</p> <p>可燃和有毒气体检测系统（GDS）和电视监视系统将</p> <p>对区域内的可燃气体、有毒气体、火灾报警、重要的被监视区域及其消防联动进行统一监视和控制。</p>	符合
6	<p>重大危险源（储罐区、库区和生产场所）应设有相对独立的安全监控预警系统，相关现场探测仪器的数据宜直接接入到系统控制设备中，系统应符合本标准的规定。</p>	第 4.2 a) 条	<p>设置可燃和有毒气体检测系统（GDS）和用于生产监视的电视监视系统，可通过数据网络传输到控制室。</p>	符合
7	<p>在火灾和爆炸危险场所设置的设备，应符合国家有关防爆、防雷、防静电等标准和规范的要求。</p>	第 4.2 c) 条	<p>火灾和爆炸危险场所的设备符合国家有关防爆、防雷、防静电等标准和规范的要求。</p>	符合
8	<p>控制设备应设置在有人值班的房间或安全场所。</p>	第 4.2 d) 条	<p>控制设备设在中控室，均符合要求。</p>	符合
9	<p>对储罐以及生产装置内的温度、压力、液位、流量、阀位等可能直接引发安全事故的关键工艺参数进行监控。</p>	第 4.5.1a) 条	<p>对工艺参数进行监控。</p>	符合

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

序号	检查内容	依据条款	落实情况	结论
10	当易燃易爆及有毒物质为气态、液态或气液两相时，应监测现场的可燃/有毒气体浓度。	第 4.5.1b) 条	涉及易燃易爆物质都设置了可燃有毒报警器。	符合
11	生产场所监测预警项目主要根据物料特性、工艺条件、生产设备及其布置条件等的不同进行选择。一般包括温度、压力、液位、阀位、流量以及可燃/有毒气体浓度、明火和音视频信号和其他危险因素等。	第 4.5.4 条	生产场所监测预警项目包括温度、压力、液位、流量以及可燃气体浓度等。	符合
12	数据采集 系统应具有温度、压力、液位和可燃/有毒气体浓度等模拟量，以及液位高低报警等开关量的采集功能。 数据采集时间的间隔应可调。 系统应具有巡检功能。	第 4.7.1 条	系统具有温度、压力、液位和可燃气体浓度等模拟量以及液位高低报警等开关量的采集功能以及巡检功能。	符合
13	系统应具有模拟动画显示功能，在界面中依据系统实际情况显示各测点的参数及各设备的运行状态。	第 4.7.2.1 条	系统具有模拟动画显示功能。	符合
14	系统应具有监控设备和监控对象平面布置图显示功能。	第 4.7.2.2 条	平面布置图显示功能。	符合
15	系统应具有监控参数列表显示功能，同一参数各量值应统一采用标准计算单位，包括模拟量、模拟量累计值和开关量等。	第 4.7.2.3 条	系统具有监控参数列表显示功能。	符合
16	系统应具有监控参数图形显示功能： a) 系统应具有模拟量实时曲线和历史曲线显示功能。曲线为点绘图，根据需要可以按照多线图的方式在同一坐标上使用不同颜色同时显示多个变量，或同一变量的最大、最小、平均值等曲线； b) 系统应具有开关量状态图及柱状图显示功能	第 4.7.2.4 条	系统具有监控参数图形显示功能。	符合
17	系统应具有报警信息显示功能，除了报警汇总列表显示外，在界面上应有一个专门的报警区或弹出式界面，用来指示最新的、最高优先级的或其他设定条件的未经确认的系统报警。	第 4.7.2.7 条	系统具有报警信息显示功能。	符合
18	系统应具有监控数据的存储功能。	第 4.7.3 条	具有监控数据存储功能。	符合
19	将数据加工处理后以数据文件形式存贮在现场或监控中心的外存贮器内并保留一定的时间。	第 4.7.3 条	数据文件存贮在监控中心的外存贮器内并保留一定的时间。	符合
20	系统应提供对实时和历史数据的多条件复合查询和分类统计功能，应支持模糊查询，查询信息包括： a) 模拟量实时监测值及其最大、最小、平	第 4.7.4.1 条	系统具有实时和历史数据的多条件复合查询和分类统计功能。	符合

序号	检查内容	依据条款	落实情况	结论
	均和累计值； b) 开关量状态及变化时刻； c) 视频录像； d) 报警及警报解除信息； e) 系统操作日志； f) 系统故障及恢复情况等。			
21	系统应具有根据设定的报警条件进行报警及提示的功能。	第 4.7.5 条	DCS 有声音报警，现场有光报警。	符合
22	不属于系统但与系统相关联的其它系统或设备，以及不为系统独有的子系统或设备的控制权应明确，不得互相干扰或影响各自系统的运行	第 4.7.7.3 条	各系统之间不互相干扰或影响各自系统的运行。	符合
23	所有自动控制的设备或装置宜同时设计手动控制机构，并可通过切换确保系统控制权的唯一性和有效性。	第 4.7.7.5 条	设置自动控制与手动控制机构。	符合
24	系统应具有日志管理的功能。系统日志将运行系统的状态信息和通信信息统一管理起来，用户可以通过日志来了解系统的运行情况	第 4.7.13 条	系统具有日志管理的功能。	符合
25	系统宜配备备用电源及自动切换装置。当电网停电后，可保持对重要设备和监控参数继续进行实时监控。推荐采用带隔离的在线式 UPS 供电。	第 4.7.15.3 条	备用电源与市电相互自动切换电源。	符合
26	软件应具有用户与权限管理功能： a) 系统用户信息包括姓名、登录名、密码、单位和角色等，应提供管理界面授权用户可以对相关记录进行添加、删除和修改； b) 软件应实现多级权限管理。建立各用户对系统模块、设备和数据库记录的操作权限表，提供操作界面允许对各权限表进行修改维护； c) 软件应提供密码设置功能。操作员应通过密码校验方可进行相关操作，并记录操作人、时间和相关操作记录等	第 4.8.2 条	软件具有用户与权限管理功能，按照不同的级别设置不同优先级，进行使用权限分配。	符合要求
27	无报警稳定运行期间，重要监测点的实时监控数据应保存 7 d 以上，否则应保存 30 d 以上。音视频信息应保存 7 d 以上。报警信息应保存 1 年以上。	第 4.9.5 条	全厂 DCS 系统历史数据根据各装置要求不同而各异，但各装置历史数据至少可以保存 3 个月，有关可燃气体、有毒气体的历史数据可以保存 1 年。	符合
28	在供电失败后，备用交直流电源应能保证系统连续监控时间不小于 30 min，并应满足监控要求。	第 4.9.10 条	备用电源时间不小于 30 min。	符合

序号	检查内容	依据条款	落实情况	结论
29	系统应进行工作稳定性试验，通电试验时间不小于 7 d。测试期间，系统性能应符合本标准以及各自企业产品标准的规定。	第 4.9.11 条	系统工作稳定性试验合格。	符合
三、《危险化学品重大危险源罐区现场安全监控装备设置规范》规定的监控措施				
30	罐区的监控预警参数一般有罐内介质的液位、温度、压力等工艺参数，罐区内可燃/有毒气体的浓度、明火以及气象参数和音视频信号等。主要的预警和报警指标包括与液位相关的高低液位超限，温度、压力、流速和流量超限，空气中可燃和有毒气体浓度、明火源和风速等超限及异常情况。	AQ3036-2010 第 4.1 条	1) 对重大危险源的温度、压力、液位、流量、组份等信息不间断采集和监测以及对可燃气体泄漏进行检测报警。 2) 储罐设高、低或高高液位报警；球罐液位设置高高联锁、高报、低报，温度设置高限报警。	符合
31	对于监测方法和仪表的选择，主要考虑监测对象、监测范围和测量精度、稳定性与可靠性、防爆和防腐、安装、维护及检修、环境要求和经济性等因素。监控设备的性能应满足应用要求。	第 4.2.1 条	电动仪表优先选用本质安全型仪表，并选用隔离型安全栅；且个别类型的电子式仪表可选用隔爆型。	符合
32	紧急切换装置应同时考虑对上下游装置安全生产的影响，并实现与上下游装置的报警通讯、延迟执行功能。必要时，应同时设置紧急泄压或物料回收设施。	第 5.2 条	设置紧急泄压或物料回收设施。	符合
33	自动控制装备应同时设置就地手动控制装置或手动遥控装置备用。就地手动控制装置应在事故状态下安全操作。	第 5.3 条	设置自动控制与就地手动控制。	符合
34	有防爆要求的罐区，应根据所存储的物料进行危险区域的划分，并选择相应防爆类型的仪表。（问金）	第 6.1.1.3 条	电动仪表优先选用本质安全型仪表（Ex-i），并选用隔离型安全栅，个别类型的电子式仪表选用隔爆型（Ex-d）。	符合
35	根据生产要求、介质情况、现场环境条件的特殊要求选择耐腐蚀压力表、耐高温压力表、隔膜压力表、防震压力表等。	第 6.2.4 条	现场根据功能不同分别选用了耐腐蚀压力表、隔膜压力表、防震压力表等。	符合
36	可燃气体和有毒气体释放源同时存在的场所，应同时设置可燃气体和有毒气体监测报警仪。	第 7.1.3 条	重大危险源区域设置可燃气体监测报警仪。	符合
37	一般情况安装固定式可燃气体或有毒气体监测报警仪。但是，若没有相关固定式监测报警仪或无安装固定式检测报警仪的条件，或属于非长期固定的生产场所的，可使用便携式仪器监测，或者采样监测。	第 7.1.6 条	安装固定可燃气体检测报警仪，并配备有便携式检测仪。	符合
38	可燃气体检测报警点的确定是否满足要求。	第 7.2.1 条	可燃气体检测报警点的设	符合

中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源安全评估报告

序号	检查内容	依据条款	落实情况	结论
			置点在防火堤内，间隔满足规范要求。	
39	可燃气体或易燃液体鹤管装卸栈台，应按以下规定设置可燃气体监测报警仪。	7.2.1.2 条	设置可燃气体监测报警仪。	符合
40	压缩机或输送泵所在场所，按以下规定设置可燃气体监测报警器。	7.2.1.5 条	输送泵设置可燃气体监测报警器。	符合
41	可燃气体及有毒气体浓度报警器的安装高度，应按探测介质的比重以及周围状况等因素来确定。当被监测气体的比重小于空气的比重时，可燃气体监测探头的安装位置应高于泄漏源 0.5 m 以上；被监测气体的比重大于空气的比重时，安装位置应在泄漏源下方，但距离地面不得小于 0.3 m。	第 7.3.2 条	可燃气体报警器安装符合 GB50493 要求。	符合
42	防雷装备按 GB 50074 设置。定期监测避雷针（网、带）的接地电阻，不得大于 10 Ω。	第 8.3 条	管廊、操作平台、变配电机柜间等构筑物采用构筑物柱内主钢筋作接地引下线，并以构筑物基础作接地极。构筑物屋顶避雷带采用直径 10mm 的圆钢，形成避雷网格，或在构筑物屋顶设置避雷针。	符合
43	易产生静电的危险化学品装卸系统，应设置接地装置，执行 SH 3097 的规定。	第 8.4 条	装卸设置接地装置，设有带报警的接地设施。	符合
44	摄像头的设置个数和位置，应根据罐区现场的实际情况而定，既要覆盖全面，也要重点考虑危险性较大的区域。	第 10.1.2 条	全面覆盖且监视重点。	符合
45	摄像视频监控报警系统应可实现与危险参数监控报警的联动。	第 10.1.3 条	视频系统接入控制室和调度室，监控报警联动。	符合
46	摄像监控设备的选型和安装要符合相关技术标准，有防爆要求的应使用防爆摄像机或采取防爆措施。	第 10.1.4 条	生产区域的摄像监控设备均为防爆型。	符合
47	摄像头的安装高度应确保可以有效监控到储罐顶部。	第 10.1.5 条	安装高度符合规定，采取防爆措施。	符合
48	安全监控装备，应定期进行检查、维护和校验，保持其正常运行。	第 12.2.1 条	配有维护人员定期检查。	符合
49	强制计量检定的仪器和装置，应按有关标准的规定进行计量检定，保持其监控的准确性。	第 12.2.2 条	定期检测（有检测报告，在有效期内）。	符合
50	建立安全监控装备的管理责任制，明确各级管理人员、仪器的维护人员及其责任。	第 12.3.4 条	已制定了安全管理制度并责任到人。	符合
四、《危险化学品重大危险源安全监控技术规范》（GB 17681-2024）规定的监控措施				

序号	检查内容	依据条款	落实情况	结论
51	系统应具备各类监控参数的信息采集、实时展示、操作控制、连续记录、报警预警、信息存储等功能，支持查询各类监控信息的实时数据、历史数据、报警数据，视频图像信息储存时间不应小于 90 天，其他监控信息储存时间不应少于 1 年。系统应有人值守。	第 5.3 条	视频图像信息储存时间不少于 90 天，其他监控信息储存时间不少于 1 年。系统有人值守中控室。	符合
52	BPCS、SIS、GDS 控制器的供电回路至少一路应采用 UPS 供电，UPS 的后备电池组应在外部电源中断后提供不少于 30min 的供电时间。	第 5.5 条	已配备 UPS 电源，外部电源中断后提供不少于 30min 的供电时间。	符合
53	系统应满足安装场所的防火、防爆、防雷电、防静电、防腐蚀、防振动、防干扰、防水、防尘等方面要求。	第 5.6 条	系统满足安全场所的防护要求。	符合
54	应将远程控制的开关阀开关状态信号远传至控制室显示，系统应具有判断开关状态正确与否的功能，并对错误状态予以报警。	第 6.3.1.5 条	远传控制的开关阀具备信号显示及错误状态报警功能。	符合
55	在使用或产生有毒气体、甲类可燃气体或甲类、乙 A 类可燃液体的重大危险源生产单元、储存单元内，应按区域控制和重点控制相结合的原则，设置 GDS。	第 6.4.3.1 条	设置有可燃气体报警器。	符合
56	下列满足 6.4.3.2 要求的可燃气体和(或)有毒气体释放源周围应设置检测点： a) 气体压缩机和液体泵的动密封； b) 手动液体采样口和气体采样口； c) 手动切水口； d) 储罐区、装车和卸车区物料进出连接法兰或阀门组； e) 其他经评估需要监测气体泄漏的场所。	第 6.4.3.4 条	在合理的位置设置有可燃气体报警器，检测半径符合规范要求。	符合
57	GDS 应独立于 BPCS 和 SIS。当可燃气体和(或)有毒气体探测器连锁回路具有 SIL 等级要求时，探测器应独立于 GDS 设置，探测器输出信号应送至 SIS，气体探测器连锁回路配置应符合 GB/T50770 的有关规定。当气体探测器不直接参与 BPCS 连锁、SIS 连锁，也不参与消防联动时，气体探测器连锁应在 GDS 中设置。	第 6.4.3.7 条	GDS 系统独立于操作系统。不涉及 SIS 系统。	符合

检查表共检查 54 项，均符合要求，由检查表可知，重大危险源采用计算机自动控制及监控系统，危险化学品重大危险源采取了监控措施，其监控措施的设置符合相关要求。

8 事故应急措施

8.1 事故应急救援预案的编制情况

辽阳石化公司高度重视生产安全事故应急管理工作，编制了《辽阳石化公司突发事件总体应急预案》和 11 项专项应急预案。

油化部在执行辽阳石化公司综合应急预案和各项专项应急预案的同时，根据本厂的实际情况，编制了 1 项综合应急预案：

《中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部综合应急预案》和多项现场处置方案。

表 8.1-1 油化部现场处置方案一览表

序号	车间	现场处置方案名称
1	加氢联合装置区	汽油加氢-醚化装置循环氢压缩机（K201）泄漏着火现场处置预案
2	加氢联合装置区	渣油加氢装置高压空冷（A101）泄漏着火现场处置预案
3	加氢联合装置区	渣油加氢装置反应加热炉（F101）炉管泄漏着火现场处置预案
4	加氢联合装置区	汽油加氢-醚化装置甲醇进料泵（P302）泄漏着火现场处置预案
5	加氢联合装置区	汽油加氢-醚化装置循环氢脱硫塔硫化氢泄漏着火现场处置预案
6	加氢联合装置区	厂际间酸性水管线泄漏现场处置预案
7	加氢联合装置区	厂际间富胺液管线泄漏现场处置预案
8	催化联合装置区	气体分馏装置 1#丙烯塔底重沸器 E106A 泄漏着火现场处置预案
9	催化联合装置区	干气及液化气脱硫装置液化气进料泵泄漏着火现场处置预案
10	催化联合装置区	催化裂化装置油浆泵 P209A 密封泄漏着火现场处置预案
11	催化联合装置区	MTBE 装置甲醇原料泵 P102A 密封泄漏现场处置预案
12	催化联合装置区	催化裂化装置烟气脱硫脱硝装置氨气泄漏现场处置预案
13	催化联合装置区	干气及液化气脱硫装置硫化氢中毒现场处置预案
14	重整联合装置区	催化重整装置压缩机着火爆炸现场处置预案
15	重整联合装置区	催化重整装置 R201→R204 人孔法兰泄漏着火现场处置预案
16	重整联合装置区	烷基化装置液态烃油管线泄漏着火爆炸现场处置预案
17	重整联合装置区	重整-抽提装置二甲苯塔底泵 P-211 密封泄漏着火现场处置预案

序号	车间	现场处置方案名称
18	重整联合装置区	140万吨/年重整-抽提装置硫化氢泄漏现场处置预案
19	重整联合装置区	140万吨/年重整-抽提装置放射源泄漏现场处置预案

《油化部综合应急预案》是工厂应急预案体系的纲领性文件，其内容包括总则、应急组织机构部门与职责、危险性分析与应急能力评估、预防与预警、应急响应、应急保障、预案管理、附则、附件等内容。预案内容比较全面，具有较强的指导性和可操作性。

油化部各专项预案是《油化部综合应急预案》的支持性文件，阐述了预案事故类型、危险分析、适用范围和事件分级，明确了应急组织体系与职责、预防和预警、应急响应、应急保障等要求，用于指导危险化学品严重泄漏失控和中毒突发事件的响应、救援等应急管理工作。专项预案内容包括事故风险分析、组织机构及职责、处置程序、处置措施、应急保障、附则、附件等内容，内容较为全面，具有较强的指导性和可操作性。

油化部各车间均组织本单位现场作业人员及安全管理等专业人员，编制有现场处置方案。现场处置方案包括事故风险分析、应急工作职责、应急处置和注意事项等内容，具有较强的可操作性。

8.2 事故应急救援组织的建立和人员的配备情况

（一）油化部按要求设立了应急救援组织，工厂应急组织机构由应急领导小组、生产协调组、安全环保组、抢险清理组及后勤保障组组成，各小组职责明确。

（二）应急领导小组设组长（党委书记/部主任）及副组长（专业分管副主任），成员包括专业分管副总、油化部管理组组长、装置区主任。应急救援指挥机构总指挥为部主任，副总指挥为生产副主任、党委副书记、设备

副主任、技术副主任。

（三）生产协调组、安全环保组、抢险清理组及后勤保障组等作为工厂应急领导小组的下设应急机构，接受厂应急领导小组的领导，各司其职，分工合作，共同完成应急救援任务。

8.3 事故应急救援预案的演练情况

公司级应急预案演练每半年组织一次，油化部各车间每月组织一次现场处置预案的演练。

现场调研期间，评价组抽查了油化部及车间的应急预案演练记录，应急演练计划、应急培训、演练方案及演练过程（含演练后评估）完整。

通过各级应急预案演练，进一步提高员工的应急处置水平、反应速度、协调能力，并通过在演练过程中不断发现问题、完善预案，真正发挥预案在应急状态下的指导作用。演练结束后做好总结，做到持续改进。

8.4 应急器材

工厂配备有必要的防护装备及应急器材、设备、物资，并保障其完好和方便使用。

车间按照规定对存在吸入性有毒、有害气体的重大危险源配备便携式浓度检测设备、空气呼吸器、化学防护服、堵漏器材等应急器材和设备；涉及易燃易爆气体或者易燃液体蒸气的重大危险源配备了便携式可燃气体检测设备。

8.4.1 消防系统

（一）消防水系统

（1）消防水源

辽阳石化厂区现有三套消防水供水系统，分别为一配稳高压消防水系

统、二配稳高压消防水系统和炼油部消防水系统。一配、二配系统在环氧乙烷乙二醇装置管网和尼龙部醇酮二车间管网设有联通；二配系统与炼油部系统在加三车间管网设有联通。辽阳石化公司油化部依托辽阳石化第二配水车间（简称二配）的消防给水设施，系统供水稳压压力为 0.8~1.2MPa，火灾时最大供水能力均可达到 2000m³/h，供水压力最大可达到 1.2MPa。

（2）油化部消防水泵房

第二配水车间泵站内设有 Q=500m³/h、H=120m 电动消防水泵 6 台（4 用 2 备），Q=200m³/h、H=120m 的稳压泵 2 台，并备有 2 台柴油驱动泵，供水压力最大可达到 1.2MPa，最大消防水供水能力可达到 2000m³/h，能力满足事故状态下 100%消防设计水量的供给要求。第二配水车间设有 2 个消防储水池，每个有效容积为 11000m³，现消防总储水量为 18804m³，供水总管为 DN500。消防水来源为公用工程部取水、净水车间，可以动态补水，根据目前最大水量核算，单罐补水能力不小于 1000m³/h。

（3）油化部消防水管网

油化部装置区、罐区周围设置环状消防水管网，通过多个接口与老厂区的环状消防水管网联通。消防水由公用工程部第二配水厂的消防供水设施供给，平时由稳压泵维持管网压力，消防时由消防水泵加压，通过消防水管网向消火栓、消防水炮、水喷淋系统等消防设施提供高压消防水。

稳高压消防水管网的工作压力为 0.8~1.2MPa，各单元或建筑物内的消防水若需减压，由单元或建筑物内自行设置减压设施。

（4）消火栓设置

装置内消防水管道上安装消火栓和隔断阀门，消火栓间距不超过 50m，采用阀门隔断的每个管段内消火栓数量不超过 5 个。

（5）消防水炮

装置设置固定式消防水炮，用来保护装置内可燃气体、可燃液体量大的甲、乙类设备的高大框架和设备群，消防水炮设置的位置距保护对象不小于15m且避开管架及其它设备的阻挡，能覆盖所有需要其进行保护的设备。

消防水炮炮体配带快开阀，与地上式防冻自泄型消火栓组合为栓炮一体结构，接管管径为DN150，底部具有防冻自泄装置。水炮具有直流和水雾两种喷射方式，消防水炮的出水量50L/s。

（6）消防软管卷盘

装置内加热炉、甲类气体压缩机、介质温度超过自燃点的泵及换热设备附近等设置自泄防冻型消防软管卷盘，用于扑灭小泄漏的初期火灾或用于控制局部小火，提高应急防护能力，其保护半径为20m。

（7）消防竖管

装置内的甲、乙类设备的构架平台高出其所处地面15m时，沿梯子敷设半固定式消防给水竖管，竖管底部设固定支撑。

（二）蒸汽灭火系统

装置内设置有半固定式蒸汽接头及一定数量的软管站，使可能出现的泄漏点在灭火蒸汽软管覆盖范围内。加热炉的炉膛及输送腐蚀性可燃介质或带堵头的回弯头箱内设固定式筛孔管；室内空间小于500m³的封闭式甲、乙、丙类泵房房内，沿一侧墙高出地面150~200mm设固定式筛孔管，并沿另一侧墙设置半固定式接头，在装置塔器的操作平台上、冷换框架上均设有半固定式蒸汽接头，并配有耐热胶管。

（三）移动式灭火器

根据《石油化工企业设计防火标准》（GB50160-2008，2018年版）和

《建筑灭火器配置设计规范》（GB 50140-2005）的相关要求，为扑灭初期火灾和零散火灾在装置区地面、各层框架平台、储罐区防火堤、罐区泵房设有足够数量的手提式干粉灭火器（MF/ABC），在控制室、外操室、机柜间、变配电间内配置有手提式 CO₂ 灭火器。

各装置区消防设施的配置详见各装置“安全设施”一节的介绍。

（四）消防报警系统

在消防站设消防专用电话总机，中心控制室、催化总变等建筑物内设立火灾报警电话分机，摘机即通。自动电话用户可拨“5155119”专用号向厂消防站值班室报警。

以中心控制室火灾报警系统控制终端为中心，构成厂区火灾自动报警系统。

火灾报警系统采用星型网络。中心控制室作为装置区、公用工程区及系统配套工程、罐区的消防控制中心，设火灾报警集中控制器及图形显示操作站，接收各单元火灾报警系统的报警信号，控制厂区消防设备，将事故信号进行存储，并可进行网络发布。装置设区域火灾报警系统，火灾报警控制器设在现场机柜室的外操间，并通过光纤与中心控制室的集中火灾报警控制器联网。

装置区和罐区设手动火灾报警按钮，处于爆炸危险区域的手动报警按钮为防爆型。变配电所、化验室等设置火灾探测器和手动报警按钮。火灾报警控制器与消防设施实现联动。各建筑设施内的火灾探测器采用感烟探测器或感温探测器。总变电所和各主要变配电所的电缆夹层采用线型感温电缆探测报警。

火灾自动报警系统与电视监控系统、扩音对讲系统联网。当火灾报警控

制器接收到火警信号后，联动控制系统现场附近摄像机自动转向报警区域，及时确认火灾情况。当值班人员确认火警后，通过扩音对讲系统发出语音或声响提示。

（五）消防依托

（1）依托的消防站

油化部依托辽阳石化现有消防站，距离油化部 2.5km 范围内有 3 个消防站，分别是消防三大队、二大队和支队机关（一大队、特勤大队），满足消防服务半径要求。

特勤大队和一大队位于消防支队院内。特勤大队总人数 35 人，执勤车辆 8 台，分别为：水罐车（14t 水）1 台、奔驰干粉车（6t 干粉）1 台、抢险救援车 1 台、器材工具车 1 台、30m 高喷车 1 台、40m 云梯车 1 台、供气车 1 台、指挥车 1 台。合计载水 14t，干粉 6t；一大队总人数 48 人，执勤车辆 7 台，分别为：16m 高喷车（8t 水/4t 泡沫）2 台、泡沫车（6t 水/6t 泡沫）2 台、42m 云梯车（2t 水/3t 泡沫）1 台、泡沫车（8t 水/4t 泡沫）1 台、指挥车 1 台。合计载水 38t，泡沫 27t。

二大队位于 1 号岗东侧 500m。该大队总人数 34 人，执勤车辆 6 台，分别为：水罐车（8.5t 水）2 台、斯太尔泡沫车（4t 水/4t 泡沫）2 台、豪沃泡沫车（5t 水/2t 泡沫）1 台、指挥车 1 台。合计载水 30t，泡沫 10t。

三大队位于 5 号岗南侧 500m。该大队总人数 54 人，执勤车辆 12 台，分别为：16m 高喷车（8t 水/4t 泡沫）3 台、泡沫干粉联用车（4t 水/4t 泡沫/3t 干粉）1 台、32m 高喷车（3t 水/3t 泡沫）2 台、斯太尔泡沫车（8t 水/4t 泡沫）1 台、豪沃泡沫车（9t 水/4t 泡沫）1 台、马基路斯泡沫车（6t 水/6t 泡沫）1 台、56m 高喷车（5t 水/2t 泡沫）1 台、指挥车 1 台。合计载水 62t，

泡沫 38t，干粉 3t。

(2) 依托外部消防力量

现役消防大队为辽阳市消防局宏伟大队，消防站设在辽阳市宏伟区朝阳大街，距离油化部约 3km，指战员 38 人，战斗车辆 7 台（欧曼泡沫车 2 台、18m 高喷 1 台、欧曼水罐车 1 台、东风水罐车 1 台、20m 直臂云梯车 1 台、德国 MAN 抢险救援消防车 1 台）。一次性车载泡沫 7t，水 55t，有各类灭火器材 561 件套。

8.4.2 气防

油化部气防工作由辽化消防支队负责。该大队共有 17 人，其中医护人员 5 人。拥有依维克工程救护车 1 辆、充气泵 1 套、空气呼吸器 10 台、充气瓶 13 个、苏生器 1 套、隔热服 2 套、防毒衣 2 套、救生担架 2 付、软梯 1 架。备有葡萄糖、维生素 C、盐酸肾上腺素、去甲肾上腺素、地塞米松、洛贝林、止血敏、氨茶碱、利血平、尼可刹米、甘露醇、硝酸甘油片、异丙嗪、解毒敏等药品。

工厂每年组织员工定期进行一次身体检查，并为所有从业人员配备劳动防护用品（工作服、安全帽、工作鞋、防毒面具及各类防护手套），能够满足员工正常操作使用，起到了保护员工身体健康要求。

9 评估结论及建议

9.1 评估综述

经过现场实地考察，审阅辽阳石化公司油化部提供的有关资料，并按照国家及行业有关安全技术标准和规范，以及《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》的有关规定，对该公司进行分析和评估，得出以下结论：

1) 重大危险源辨识及分级结果

本报告依据《危险化学品重大危险源辨识》（GB 18218-2018）、《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》（国家安全生产监督管理总局令第40号，[2015]79号修订）的相关规定，对辽阳石化公司油化部进行了重大危险源的辨识与分级，辽阳石化公司油化部各生产单元、储存单元危险化学品重大危险源辨识与分级结果如下：

表 9.1-1 危险化学品重大危险源分级结果汇总表

装置区	生产单元	是否构成重大危险源	R 值	重大危险源等级
加氢联合装置区	240 万吨/年渣油加氢装置	是	3.21	四级
	100 万吨/年催化汽油加氢-醚化装置	是	1.16	四级
催化联合装置区	220 万吨/年重油催化裂化装置（含烟气脱硫脱硝单元）	是	9.93	四级
	40 万吨/年气体分馏装置	是	19.13	三级
	40 万吨/年干气及液化气脱硫装置	是	1.176	四级
	6 万吨/年 MTBE 装置	是	3.91	四级
重整联合装置区	连续重整装置-抽提装置及 PSA 联合装置	是	4.26	四级
	烷基化废酸再生联合装置	是	1.50	四级

2) 主要危险有害因素辨识结果

油化部的主要危险、有害因素是火灾、爆炸、中毒和窒息、灼烫，同时还存在腐蚀、噪声与振动、触电、高处坠落、物体打击、机械伤害、起重伤害、静电危害、淹溺、车辆伤害、高、低温危害等危险、有害因素。

3) 外部安全防护距离分析结果

按照《危险化学品生产装置和储存设施风险基准》（GB 36894-2018）、《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/T37243-2019）进行外部安全距离计算，个人风险和社会风险均符合《危险化学品生产装置和储存设施风险基准》（GB 36894-2018）的相关要求。油化部生产装置多米诺半径影响区域范围内没有相继发生安全事故的厂外设施，与相邻企业之间不会产生多米诺效应。

4) 重大危险源管理现状分析结果

辽阳石化公司油化部危险化学品重大危险源的运行情况较好，其制定了较为完善的安全管理规章制度及安全操作规程制定，并得到有效落实。

辽阳石化公司油化部危险化学品重大危险源安全设施和安全监测监控系统定期由当地相关检测部门进行检测、检验，并定期维护保养。

辽阳石化公司油化部从业人员均已通过企业内部的岗前培训，并经考核合格取得相应的上岗资格。

辽阳石化公司油化部重大危险源的安全管理措施、安全技术和监控措施等方面均符合安全生产的要求。

5) 应急管理

辽阳石化公司油化部根据实际情况编制了完善的重大危险源事故应急预案，且已报当地政府应急管理部门进行评审、备案；企业制定有预案演练

方案并对演练进行记录。

辽阳石化公司油化部根据各场所的危险有害因素特点设置了各类安全标志。

辽阳石化公司油化部配备了充足的应急救援器材、设备、物资。

辽阳石化公司油化部预防和控制事故措施的落实情况较好。

6) 隐患情况

通过依据《化工和危险化学品生产经营单位重大生产安全事故隐患判定标准（试行）》（安监总管三〔2017〕121号）中重大隐患的判定标准对该项目安全管理和现场生产储存设施进行重大隐患判定，辽阳石化公司油化部不存在重大生产安全事故隐患。本次评价过程发现的安全隐患，企业均已整改完成具体见附件。

9.2 建议

1) 火灾爆炸危险是企业危险化学品重大危险源的主要危险有害因素，应强化对储存场所安全管理，切实将各项安全管理措施、安全技术和监控措施落到实处是防止发生人员火灾爆炸等事故确保厂区安全运营的根本途径和重要手段。

2) 根据《国家安全监管总局关于印发〈化工（危险化学品）企业安全检查重点指导目录〉的通知》第十三条，生产、储存装置及设施严禁超温、超压、超液位运行。

3) 企业采用的安全设施符合国家相关法律、法规、标准的规定，在生产过程中发现安全设施失灵、缺陷等不能满足安全生产情况应及时进行更新和改进。

4) 企业应当按照国家有关规定，定期对重大危险源的安全设施和安全

监测监控系统进行检测、检验，并进行经常性维护、保养，保证重大危险源的安全设施和安全监测监控系统有效、可靠运行。维护、保养、检测应当作好记录，并由有关人员签字。

5) 公司应加强对企业危险化学品重大危险源中的设备、设施的检测、检验工作。

6) 严格落实风险分级管控及隐患排查治理制度和包保责任制。

7) 公司应按要求对企业危险化学品重大危险源的安全生产状况进行定期检查，采取措施消除事故隐患。

8) 公司在完成企业危险化学品重大危险源安全评估报告后 15 日内，应当填写企业危险化学品重大危险源备案申请表，连同企业危险化学品重大危险源档案材料报送所在地相关部门备案。

9) 有下列情形之一的，企业应当对重大危险源重新进行辨识、安全评估及分级：

(1) 重大危险源安全评估已满三年的；

(2) 构成重大危险源的装置、设施或者场所进行新建、改建、扩建的；

(3) 危险化学品种类、数量、生产、使用工艺或者储存方式及重要设备、设施等发生变化，影响重大危险源级别或者风险程度的；

(4) 外界生产安全环境因素发生变化，影响重大危险源级别和风险程度的；

(5) 发生危险化学品事故造成人员死亡，或者 10 人以上受伤，或者影响到公共安全的；

(6) 有关重大危险源辨识和安全评估的国家标准、行业标准发生变化的。

10) 根据《化工企业生产过程异常工况安全处置准则（试行）》的要求，具体如下：

(1) 企业应在日常工作中，对照异常工况情形，进行风险评估，建立或明确紧急处置程序，开展培训和演练。

(2) 紧急处置程序应至少包括：处置步骤、安全措施、停车条件。

(3) 紧急处置时，企业未开展评估和进行审批，不得摘除或旁路联锁以强制维持设备或装置运行。

(4) 企业应建立完善岗位人员紧急停车、人员撤离等授权机制。

(5) 装置联锁触发后应及时查明原因，并逐一消除联锁触发条件，严禁强行复位。

(6) 必须及时响应装置所有报警。可燃气体和有毒气体检测、火灾报警系统报警后，严禁不分析原因、不到现场确认随意消除报警。

(7) 动火、受限空间、设备或管线打开等作业，企业应按照规定办理作业审批。

(8) 处置原则

①及时退守到安全状态；②现场处置人员最少化；③全面辨识分析风险稳妥处置；④有效防止能量意外释放；⑤全局考虑统一指挥。

9.3 评估结论

通过对中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部危险化学品重大危险源场所现场考察，查阅公司提供的有关资料，并按照国家及行业有关安全技术标准和规范，对其进行分析和评估，评估组认为：中国石油天然气股份有限公司辽阳石化分公司油化部重大危险源的安全管理、安全设施、应急救援符合《中华人民共和国安全生产法》、《危险化学品安全管理条例》、《危险化学品重大危险源监督管理暂行规定》（原国家安全生产监督管理总局令第40号，2015年修订第79号）和国家有关危险化学品安全管理的法律、法规、规范和标准的要求。