



爵格工业
DRAGON INDUSTRIES

爆炸安全专家
Ex-Protection.com

福建福海创石油化工有限公司 既有建筑物



爆炸荷载分析报告

Explosion Load Analysis Report

编制：徐昊天
日期：2024年3月18日
编号：DIS-ERLA-20240318-02
版本号：04

报告类别：	爆炸荷载分析				
报告密级：	☒ 保密			☐ 公开	
项目名称：福建福海创石油化工有限公司既有建筑物爆炸荷载分析					
受委托方：			委托方：		
爵格工业			福建福海创石油化工有限公司		
声 明 爵格工业受福建福海创石油化工有限公司委托对其现有污水处理车间机柜间、老厂中控室、老厂化验室、老厂维修中心、芳烃机柜间（一）、芳烃机柜间（二）、芳烃机柜间（三）、储运综合办公楼，共计 8 栋既有建筑物进行爆炸荷载分析。 分析涉及的基础资料（包括安全评价报告（《腾龙芳烃（漳州）有限公司安全现状评价报告》2022 年 11 月 28 日版；报告编号：2022-BJXZ-055）、总平面布置图、装置设备平面布置图、设备台账（含工艺参数）、PID 图纸等）均由委托方提供。 截止至当前报告发布版本，受委托方对本报告发布之日后的资料变更所引起的相关结果偏差不负有任何责任。 受委托方保留本报告的所有版权，任何对本报告的转发、引用及数据使用等用途，需经受委托方书面同意。					
04	2024.3.18	总图变更	徐昊天	徐世林	韦建树
03	2023.5.30	终版	徐昊天	徐世林	韦建树
02	2023.5.18	建议措施详述	徐昊天	徐世林	韦建树
01	2023.5.14	初稿	徐昊天	徐世林	韦建树
版本	日期	备注	编写	审核	批准
编号	DIS-ERLA-20240318-02				

主要参考规范标准（不限于）

- 《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
- 《危险化学品生产装置和储存设施风险基准》GB36894-2018
- 《石油化工建筑物抗爆设计标准》GB/T50779-2022
- 《爆炸危险环境电力装置设计规范》GB50058-2014
- 《建筑设计防火规范》GB 50016-2018
- 《石油化工工厂布置设计规范》GB50984-2014
- 《危险化学品重大危险源辨识》GB18218-2018
- 《危险化学品目录》（2015 版）
- 《石油化工企业设计防火标准（2018 年版）》（GB50160-2008）
- 《石油化工过程风险定量分析标准》（报批稿）SH/T 3226-2024
- Risk-based inspection methodology. API RP 581-2019
- Management of Hazards Associated with Location of Process Plant Permanent Buildings. API RP 752
- Guidelines for quantitative risk assessment. TNO Purple Book
- Methods for determining and processing probabilities. TNO Red Book
- -Methods for the calculation of Physical Effects. TNO Yellow Book
- Structures to Resist the Effects of Accidental Explosions. UFC 3-340-02
- ASCE Design of blast resistant buildings in petrochemical facilities 2010
- Reference Manual Bevi Risk Assessments Introduction (Version3.2)
- CCPS Guidelines for Determining the Probability of Ignition of a Released Flammable Mass - Wiley-AIChE (2014)
- CCPS Guidelines for Evaluating Process Plant Buildings for External Explosions, Fires, and Toxic Releases
- CCPS Guidelines for Use of Vapor Cloud Dispersion Models (2nd,1996)
- CCPS Guidelines for Vapor Cloud Explosion, Pressure Vessel Burst, BLEVE, and Flash Fire Hazards, Second Edition (2010).
- OGP Process release frequencies 434-01, Ver2019.

术语和定义

缩写	释义
CE	Credible Event 可信事件
ESDV	Emergency Shut Down Valve 紧急切断阀
F·C	Fault Close 故障关
HAZID	Hazard Identification 危害识别
HAZOP	Hazard and Operability 危险及可操作性分析
IE	Initial Event 初始事件
LOC	Loss of Containment 内容物损失
LOPA	Layer Of Protection Analysis 保护层分析
MCE	Maximum Credible Event 最大可信事件
MSDS	Material Safety Data Sheet 物料安全技术文件
P&ID	Piping & Instruments Diagram 管线及仪表流程图
PFD	Process Flow Diagram 工艺流程图
PHA	Process Hazard Analysis 过程危险性分析
PODI	Probability of Delayed Ignition 延迟点火概率
POII	Probability of Immediate Ignition 立即点火概率
UC	Unit of Calculation 计算单元
VCE	Vapor Cloud Explosion 蒸汽云爆炸

目录

- 1. 爵格工业简介..... 1
- 2. 项目介绍..... 3
 - 2.1 企业概况..... 3
 - 2.2 项目概况..... 3
 - 2.3 工艺简介..... 9
 - 2.4 工作范围..... 52
- 3. 分析方法和软件工具..... 54
 - 3.1 分析流程..... 54
 - 3.2 分析方法..... 54
 - 3.3 软件工具..... 67
 - 3.4 评估爆炸荷载对普通建筑物破坏准则..... 67
- 4. 爆炸模拟与分析..... 70
 - 4.1 爆炸危险介质识别..... 70
 - 4.2 泄漏单元划分..... 74
 - 4.3 可信事件筛选..... 118
 - 4.4 设备单元的最大泄漏量确定..... 118
 - 4.5 阻塞空间识别..... 119
 - 4.6 气象条件..... 133
 - 4.7 后果模拟与分析..... 133
- 5. 结论与建议..... 159
 - 5.1 结论..... 159
 - 5.2 建议措施..... 162
- 6. 附图：爆炸荷载计算结果图..... 169

1. 爵格工业简介

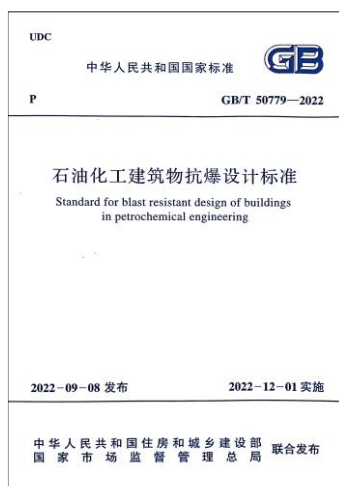
爵格工业成立于 2004 年，国家高新技术企业，专精特新小巨人企业，管理及研发总部位于上海，生产基地位于江苏省盐城市和张家港市。2022 年集团销售总额超过 5 亿元，业务遍及全球 20 多个国家。

2018 年爵格工业获得北京市科学技术奖二等奖。2019 年经应急管理部推荐，研究项目“易燃易爆危险物质爆炸防控关键技术及装备”荣获国家科学技术进步奖二等奖。2021 年荣获中国石油和化学工业联合会科技进步奖一等奖。经过十九年不懈努力，爵格工业已发展成为爆炸安全行业公认的领军企业。

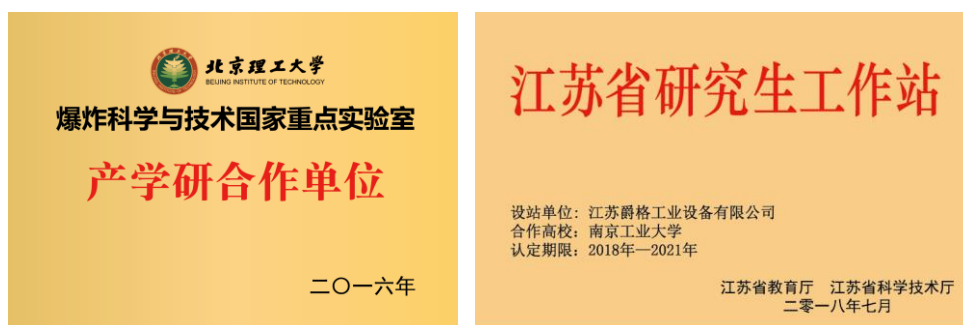


通过 INTERTEK 国际认证公司 ISO 9001 质量体系认证、ISO 14001 环境管理体系认证及 ISO 45001 职业健康安全管理体系认证。拥有建筑工程施工总承包、特种工程（结构补强）专业承包资质及机电安装资质。工业防爆技术创新联盟副理事长单位、中国土木工程协会防护工程分会理事单位、中国化学品安全协会会员单位、美国通风协会 AMCA 会员单位、全国化工建筑设计技术中心站抗爆泄爆设备定点生产单位等。

拥有博士、硕士等组成的专业团队 200 多人，与 BakerRisk、Eurofins (原 VTT)、FM、TUV、北京理工大学、大连理工大学、南京工业大学、南京理工大学、同济大学、东南大学、沈阳特检院、上海化工研究院等国内外著名科研机构、大学以及第三方检测机构建立了长期合作。目前已经拥有 100 多项国家专利，研发能力达到国际一流水平，超过 50% 的新研发产品与工程解决方案填补了国内空白。参编国家标准 GB/T50779-2022《石油化工建筑物抗爆设计标准》、国家标准 GB51237-2017《火工品实验室工程技术规范》、国家建筑标准设计图集 14J938《抗爆、泄爆门窗及屋盖、墙体建筑构造》等十余部标准。



爵格工业与北京理工大学爆炸科学与技术国家重点实验室建立了长期产学研合作关系。与南京工业大学安全科学与工程学院共建研究生工作站。



公司研发的移动式抗爆庇护所成功入选 2016 年国家安全监管总局安全生产重大事故防治关键技术科技项目，获得国家专利，填补国内空白，并出口欧美等发达国家。并与北京理工大学、中石化、中物院等单位联合承担十三五国家重点研发计划“公共安全风险防控与应急技术装备—典型危险化学品爆炸机理及事故防控关键技术研究及示范”。

主要业主包括：中石化、中石油、中海油、中化、中核、广核、中国原子能研究院、中铁、中烟、神华、青岛啤酒、华润啤酒、BASF、Bayer、Invista、DSM、Huntsman、Shell、BP、ADNOC、Petronas、INOES 等。

主要工程公司包括：中石化工程公司 SEG、中石油工程公司 CPECC、中国化学工程公司、中国核电工程公司、中广核工程公司、Fluor、Worley、Technip、TOYO、Wood、Wison 等。

爵格工业以“防止爆炸灾难、保护生命安全”为己任，以一流的研发能力，国际的视野，坚持以专业和安全为宗旨，努力发展成为全球领先的爆炸安全设备制造商和工程服务商。

2. 项目介绍

2.1 企业概况

福建福海创石油化工有限公司成立于 2017 年 10 月 27 日，已取得营业执照（统一社会信用代码：91350600MA2YNG3G0P），位于福建省漳州市古雷港经济开发区腾龙路 84 号，注册资本 1148830 万人民币，占地面积约 290 公顷。公司由福建福化古雷石油化工有限公司（由福建石化集团公司和漳州市九龙江集团公司共同出资设立）与腾龙翔鹭集团（富能控股有限公司、华利财务有限公司、翔鹭石化股份有限公司、腾龙特种树脂（厦门）有限公司等四家企业）共同投资设立，其中福建省福化古雷石油化工有限公司以现金出资持股 90%，原台方股东以重组标的净资产出资持股 10%。公司于 2018 年 1 月 28 日股权重组和债务重组协议生效后，正式运作。重组后公司定员 1599 人。

目前公司总投资约 290 亿元人民币，拥有年产 450 万吨精对苯二甲酸(PTA)、年产 160 万吨对二甲苯(PX)生产装置及自备热电厂、液体化工码头、散杂货码头等公用配套设施，合计年生产商品量 1050 万吨。

1、公司 PX 装置引进世界先进的生产设备和专利技术，以凝析油和燃料油为主要原料，经凝析油加氢分离、加氢裂化、催化重整、抽提歧化、异构化等过程，主要产品为 PX 和邻二甲苯、苯、液化气、轻石脑油、混合芳烃、硫磺等十余种化工产品。

2、公司 PTA 装置主要以 PX 为主要原料，经氧化、分离、干燥、氢化、再分离、干燥，生成 PTA 产品，广泛用于涤纶化纤、聚酯薄膜、瓶片产业。

3、公司建设 PTA 及煤炭散货码头，年吞吐能力 880 万吨；建设 30 万吨级液体化工码头及配套管廊、罐区，年吞吐量 1130 万吨以上；建设四套 670t/h 蒸汽锅炉（13.7MPa，540℃）及三套汽机发电（3×150MW）等公用配套设施。

2.2 项目概况

本报告以福建福海创石油化工有限公司厂区内 17 座建筑物及隔壁海顺德中控楼共 18 座建筑物为目标保护建筑，分析福海创厂区内易燃易爆危险源对其产生的爆炸荷载影响。

厂区总平面布置主要分为工艺生产装置区、原料及成品罐区、辅助生产区、火炬区、厂前区，平面布置如下（以建北方向为基准）。

（1）工艺生产装置区

工艺生产装置区位于厂区中南部，包括凝析油加氢装置、凝析油分离装置、加氢裂化装置、制氢装置、PSA 制氢、重整氢 PSA 装置、高纯氢 PSA 装置、芳烃联合装置、硫磺回收联合装置、减压分馏装置等，西侧紧邻原料及成品罐区。新建 150 万吨/年沸腾床加氢装置、50 万吨/年干气分离装置、新建 2*6 万吨/年硫磺回收装置和联合装置——新建 200 万吨/年芳烃吸附分离装置、50 万吨/年重芳烃轻质化装置等布置在现有热电站南侧的新征地范围内。在新征地范围内设置 50 平方米的公共卫生间，共两座。60 万吨/年液化气分离装置布置在原有硫磺装置的北侧。

（2）原料及成品罐区

原料及成品罐区集中布置于厂区西北部，处于当地夏季最小频率风向上风侧。原料及成品罐区包括凝析油罐区，成品轻油罐区，成品重油罐区，中间罐区 1，中间罐区 2，日罐区 1，日罐区 2，燃料油、重污油、工业用碳十粗芳烃、燃料油 3 罐区，液化石油气罐区 1，液化石油气罐区 2，戊烷罐区等。同时，在现有 C5 球罐区北侧新增 4 台 4000 立方米的球罐。在现有日罐区 1 西侧新增 2 台 5000 立方米的内浮顶罐。在现有汽车装车设施东侧空地上布置新建的石脑油中间罐区（8 台 10000 立方米）。

（3）辅助生产区

辅助生产设施包括空压站、除盐水处理站、氮气站、凝结水处理站、制冷站、维修中心、给水及消防水加压泵站、净水场、循环水场、污水处理场、雨水监控池及事故池、泡沫站等，集中布置于厂区东北部。装卸区、仓库区布置于厂区北部，紧邻厂外公路，便于运输和管理。污水处理场、罐区、仓库均布置在厂区的边缘地带。

同时，新建除盐水处理站、凝结水处理站、制冷站、余热回收站布置在现有火炬拆除后的空地内；尽量靠近负荷中心，减少管道长度和能量损耗。新建循环水场布置在凝析油加氢装置（在建）南侧的预留空地上，需拆除固废堆场。新建给水及消防水加压泵站布置在现有火炬设施东侧的空地上。新建净水场布置在厂区北侧

的预留空地上。

（4）热电站及储煤仓等分区

热电站及储煤仓布置在南部。热电站设置液氨罐区和助燃油罐区，布置在热电站中部位置。同时，在现有热电站东南侧预留新增 2 台 CFB 锅炉用地；为新增锅炉配套的 2#煤仓布置在现有 1#煤仓的西侧预留地内。

（5）火炬区

火炬区布置于厂区东南部，气柜布置在高架火炬北侧。

（6）厂前区

厂前区包括中控室、化验室、食堂（临建）、消防综合楼、维修中心等，布置于厂区北部，非生产区内。

抗爆分析建筑物统计如下：

序号	建筑物名称	序号	建筑物名称
1	中心控制室	10	老厂维修中心
2	FAR28 机柜间	11	FAR23 机柜间
3	FAR30 机柜间	12	新建火炬机柜间
4	FAR22 机柜间	13	芳烃机柜间（一）
5	FAR27 机柜间	14	芳烃机柜间（二）
6	FAR29 机柜间	15	芳烃机柜间（三）
7	现有污水处理车间机柜间	16	FAR21 机柜间
8	老厂中控室	17	储运综合办公楼
9	老厂化验室	18	海顺德中控楼

由于厂区面积较大，将厂区布置图分为北部、中部、南部共三段，每段厂区内装置及目标建筑位置如下图所示：

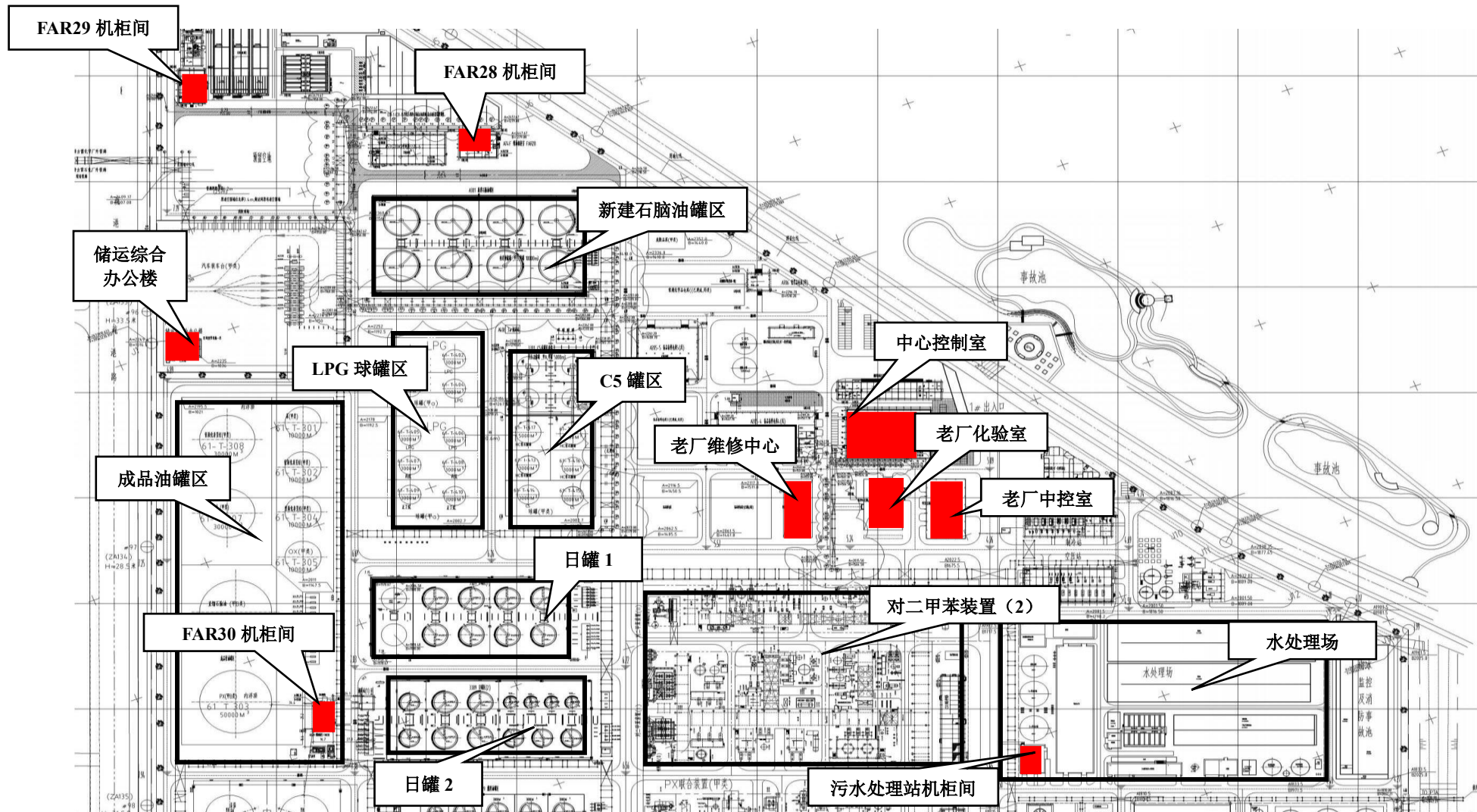


图 2-1 福建福海创石油化工有限公司厂区平面布置图(北段)

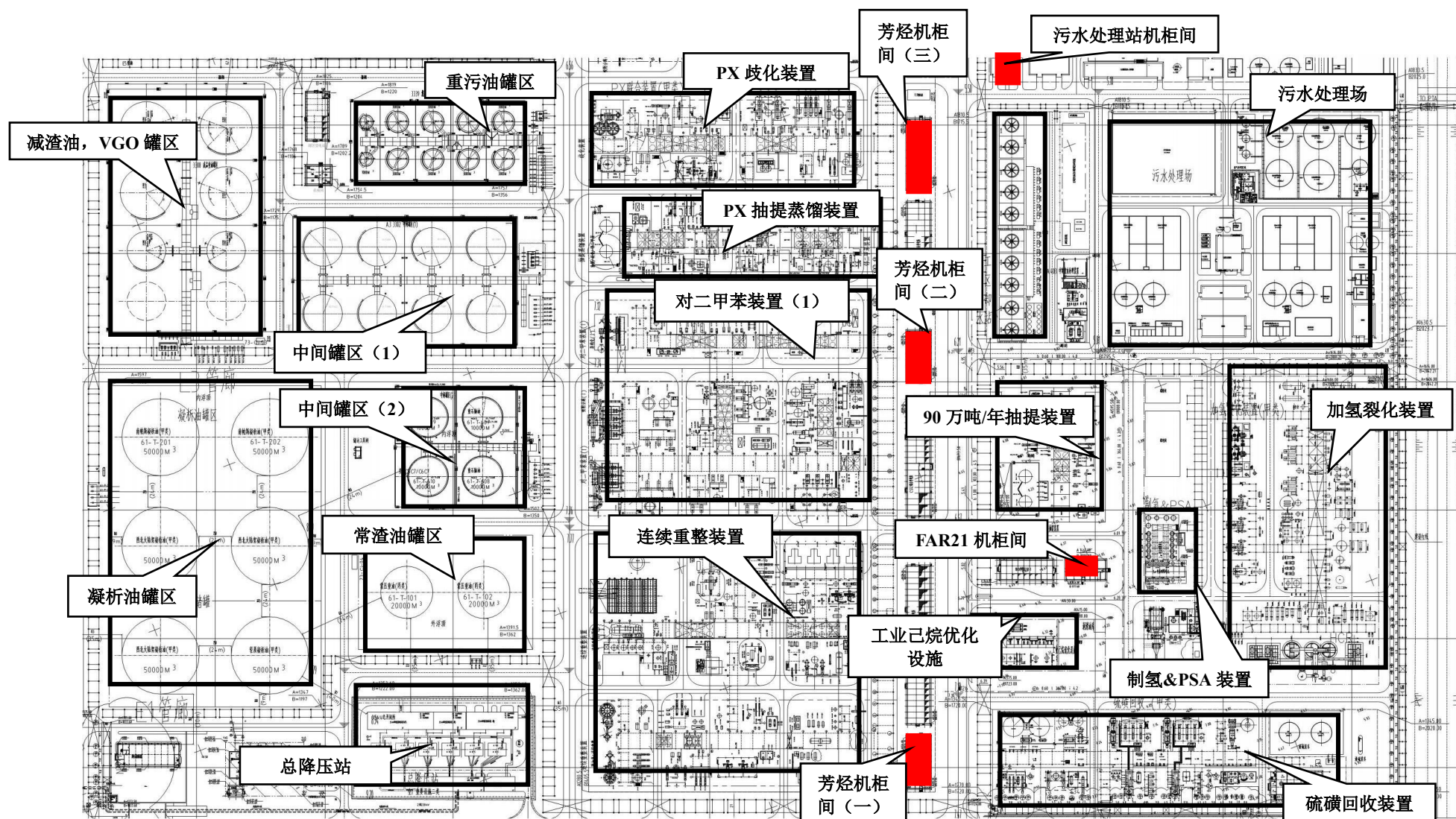


图 2-2 福建福海创石油化工有限公司厂区平面布置图(中段)

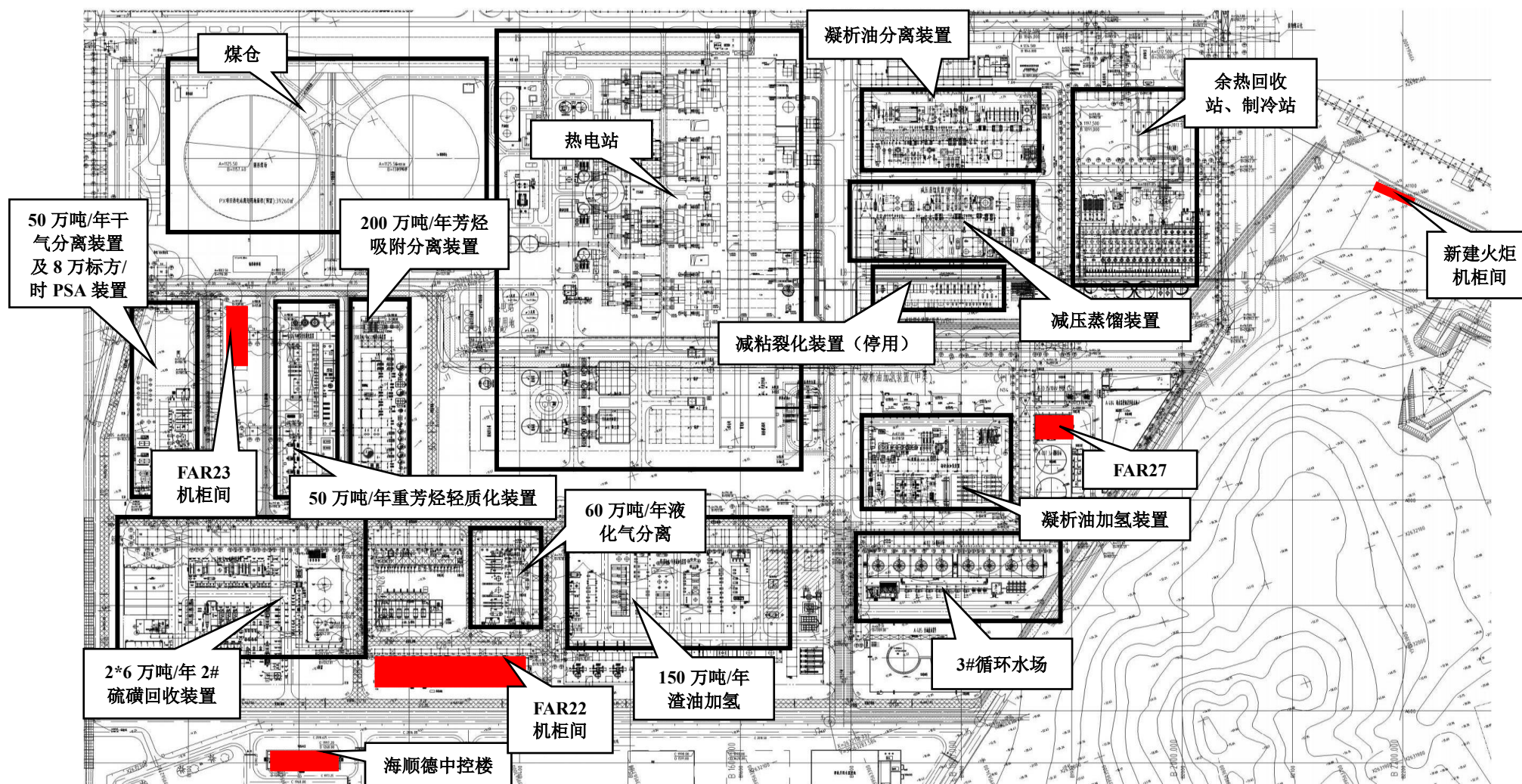


图 2-3 福建福海创石油化工有限公司厂区平面布置图(南段)

2.3 工艺简介

2.3.1 凝析油加氢装置工艺流程

1、除氧塔系统

罐区来的原料凝析油先经凝析油分离装置的电脱盐设备脱盐、脱汞系统脱汞，脱盐脱汞后进入过滤器和进料聚结器进行脱除机械杂质和脱水，从除氧塔(15-C-101)顶部进入，用 PSA 解析气脱除原料中的溶解氧。脱除溶解氧后的汽提尾气从塔顶进入燃料气管网或是去火炬。塔底脱氧后的凝析油经脱氧塔底泵(15-P-101A/B/C)送入反应系统。除氧塔塔顶压力控制 0.20~0.60MPa，除氧塔 C-101 液位控制 30%~70%。

2、反应系统

除氧塔底脱氧后凝析油经脱氧塔底泵升压后与循环氢、部分重整氢混合一起经过反应器进料出料换热器(15-E-101A~F，15-E-102A~F)和反应器进料加热炉(15-H-101)辐射室升温至 267/326℃ (SOR/EOR)后进入反应器保护罐(15-D-104A/B)，然后再进入反应器(15-R-101)中进行加氢反应。加氢后反应器流出物经过反应进料出料换热器(15-E-101F~A，15-E-102F~A)、反应产物出料空冷器(15-AC-101A~P)冷却至 50℃后进入高压分离罐 (15-D-105)中进行气液水三相分离。高分气经循环氢压缩机(15-K-102)压缩后作为循环氢使用，产生的含硫污水出装置去酸性水汽提装置(SWS)，加氢后凝析油则进入汽提塔(15-C-102)中进行汽提。

3、汽提塔系统

高分油经过汽提塔进料/塔底出料换热器(15-E-103A~F)换热至 169℃后进入汽提塔(15-C-102)，塔顶压力控制 0.78~0.92MPa，汽提塔底由加热炉(15-H-101)对流室和塔底再沸器(15-E-104)联合供热。塔顶气经汽提塔顶空冷(15-AC-102A~D)、汽提塔顶冷却器(15-E-105)冷却至 40℃进入汽提塔顶回流罐进行气液分离。液相经汽提塔回流泵升压后作为塔顶回流，气相经过胺吸收塔缓冲罐后进入胺吸收塔。汽提塔塔底液位控制 40%~70%。汽提塔塔底油经过汽提塔底泵升压后分两路，一路去加热炉(15-H-101)对流段，加热至 253℃后返回汽提塔底，另一路经汽提塔进料/塔底出料换热器(15-E-103F~A)、汽提塔底产品空冷器(15-AC-103A~D)冷却至 65℃，冷却后的加氢凝析油送往凝析油分离装置。或者再经过塔底产品后

冷器 (15-E-106A/B)进一步冷却至 40℃ 及以下后送往凝析油储罐。

4、尾气脱硫系统

汽提塔顶气体进入胺吸收塔(15-C-103)后,用 MDEA(N-甲基二乙醇胺)脱除硫化氢。贫胺液用贫胺液泵升压送入胺吸收塔顶部,吸收了硫化氢的胺液由塔底排出,塔底液位控制 30%~70%,自压送去胺液再生装置,脱硫后尾气自胺吸收塔顶排出,进入轻烃吸收塔。

5、液化石油气回收系统

脱硫尾气进入轻烃吸收塔(15-C-104)与塔顶回流气液交换后由塔顶排出,经过轻烃吸收塔顶冷凝器(15-E-109)冷却至 40℃ 后进轻烃吸收塔回流罐(15-D-111)进行气液分离,回流罐(15-D-111)压力控制 0.55~0.85MPa。分离出的水去装置含硫污水管网,液态烃经由轻烃吸收塔顶回流泵(15-P-107)升压后打回塔顶作为回流。回流罐顶尾气再进入轻烃吸收塔顶后冷器(15-E-111)后进入燃料气管网,塔底液位控制 30%~70%。塔底油由轻烃吸收塔底泵升压后,送往凝析油分离装置。

凝析油加氢装置流程见下图:

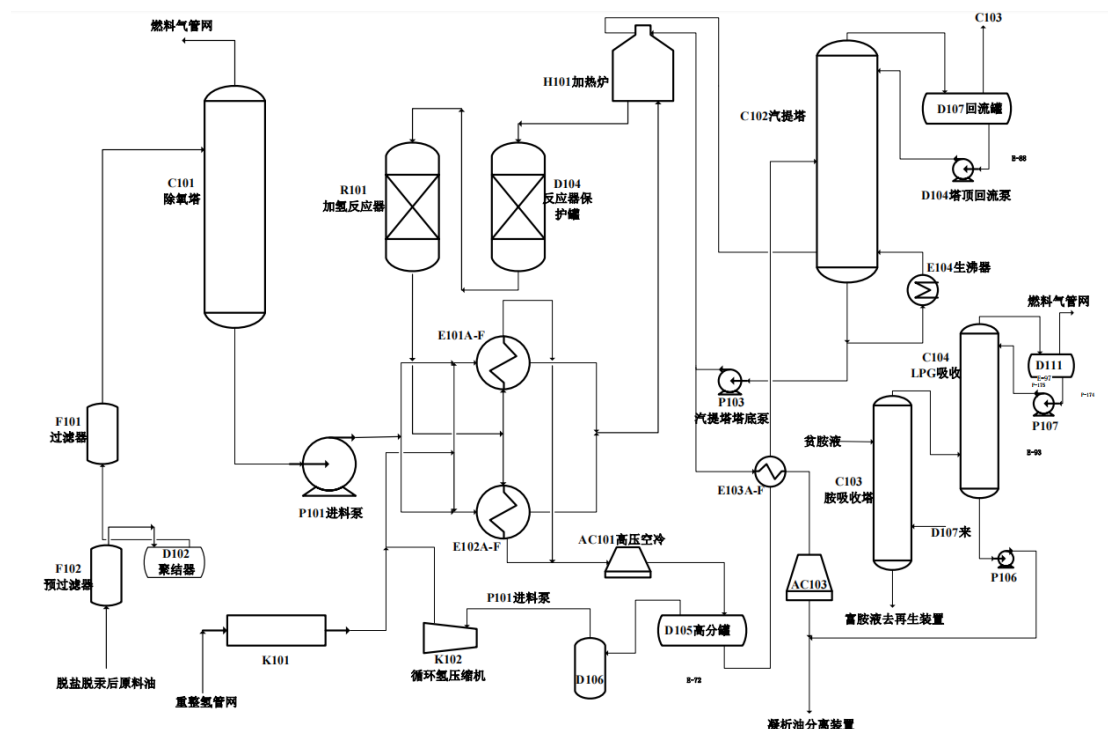


图 2-4 凝析油加氢装置工艺流程图

2.3.2 原料制备联合装置工艺流程

1) 凝析油分离装置工艺流程

工况一：

(1) 原料油前处理

原料经罐区泵升压后送入装置，经凝析油过滤器 13-F-101A/B 过滤后，先与 C5 (13-E-110) 和轻石脑油 (13-E-111) 换热，再与分馏塔顶循 (13-E-103、13-E-106) 换热，再与重石脑油 (13-E-101) 换热至 85℃，进入电脱盐系统进行脱盐脱水。

来自电脱盐系统脱盐凝析油经脱盐凝析油冷却器 13-E-102 冷却至 60℃，进脱汞系统除去凝析油中的含汞。脱汞后的凝析油送至凝析油加氢装置加氢脱硫。

电脱盐系统、脱汞系统和凝析油加氢装置内流程原状利旧，不再复述。

(2) 初馏塔、初馏侧线塔

加氢后的凝析油再次进入装置，分两路：一路与重石脑油 (13-E-346A/B/C)、柴油 (6) (13-E-348) 换热；另一路与直馏石脑油 (13-E-323A/B/C)、蜡油 (3) (13-E-354) 换热。两路合并后与分馏塔顶油气 (13-E-341A/B)、分馏塔顶循 (1) (13-E-345A/B)、柴油 (3) (13-E-347A/B)、柴油 (1) (13-E-343)、分馏塔中循 (2) (13-E-353) 换热到约 180℃，进初馏塔 13-C-321 第 34 层。

来自 13-C-351 的吸收轻烃的重石脑油进初馏塔 13-C-321 第 23 层。

初馏塔 13-C-321 利旧原轻石脑油分离塔壳体，更换塔盘。新增 1 台初馏塔重沸器 13-E-332B，与原轻石脑油分离塔重沸器 13-E-322 并联，用高压蒸汽供热。初馏塔顶油气经原轻石脑油分离塔顶空冷器 13-AC-321、初馏塔顶水冷器 13-E-321A/B 冷凝冷却至 40℃，进原轻石脑油分离塔顶回流罐 13-D-321 进行油气分离。未冷凝的含硫燃料气自压至气柜。罐内液相由初馏塔顶泵 13-P-321A/B 抽出，一部分作为初馏塔顶回流送入初馏塔顶，另一部分初顶油作为脱丁烷塔进料送至 13-E-315 等换热器预热。

从初馏塔第 28 层塔盘抽出一条侧线，流入初馏侧线塔 13-C-322 第 1 层。初馏侧线塔重沸器 13-E-324 由低压蒸汽供热。塔顶气返回初馏塔第 27 层。塔底的直馏石脑油由直馏石脑油泵 13-P-323A/B 抽出，经脱盐油-直馏石脑油换热器 13-E-323A/B/C、直馏石脑油水冷器 13-E-325A/B 冷却到 40℃送出装置去罐区。

初馏塔底油经初馏塔底泵 13-P-322A/B 抽出，经初底油-蜡油 (2) 换热器 13-E-351、初底油-分馏塔中循 (1) 换热器 13-E-552A/B/C/D、初底油-蜡油 (1) 换

热器 13-E-350 换热升温至 266℃，与部分分馏塔底油混合后，进分馏塔重沸器加热炉 13-H-341。

（3）分馏塔、分馏汽提塔

初底油与分馏塔底油混合后进入分馏塔重沸器加热炉 13-H-341，加热至 319℃，进入分馏塔 13-C-341 塔釜。

分馏塔顶油气经分馏塔顶换热器 13-E-341A/B 冷凝后进入分馏塔顶罐 13-D-341。经重石脑油泵 13-P-341A/B 抽出，经 13-E-101、13-E-346A/B/C 换热，再经 13-AC-341、13-E-342 冷却至 40℃，一部分作为重石脑油产品送 PX 联合装置或罐区，另一部分作吸收剂送轻烃吸收塔 13-C-351。

分馏塔设置两条侧线：

分馏塔侧一线从分馏塔第 23 层塔盘抽出流入分馏汽提塔（13-C-342 上段）第 1 层，分馏汽提塔上段重沸器 13-E-355 由高压蒸汽供热。塔顶气返回分馏塔第 22 层。塔底的轻柴油经轻柴油泵 13-P-345A/B 送出，与柴油混合。

分馏塔侧二线由分馏塔第 37 层塔盘抽出流入分馏汽提塔（13-C-342 下段）第 1 层，分馏汽提塔下段重沸器 13-E-357 由分馏塔底油供热。塔顶气返回分馏塔第 36 层。塔底的柴油经柴油泵 13-P-342A/B 送出，经 13-E-343 换热后与轻柴油混合，再经 13-E-312、13-E-347A/B、13-E-303、13-E-348 换热至 $\leq 120^{\circ}\text{C}$ 后送往 AGO 吸附分离装置。当 AGO 需送往罐区时，经柴油空冷器 13-AC-342、柴油冷却器 13-E-344A/B 冷却至 40℃后送往罐区。

为了均衡整个塔的汽液负荷，回收塔内过剩热量，分馏塔设置了顶循环和中段循环。

顶循环自分馏塔第 3 层塔盘下的集油箱由顶循环泵 13-P-344A/B 抽出，经 13-E-345A/B、13-E-332、13-E-106、13-E-103 换热后返回分馏塔第 1 层塔盘。顶循环同时替代分馏塔顶回流。

中段循环自分馏塔第 40 层塔盘下的集油箱由中段循环泵 13-P-346A/B 抽出，经 13-E-352A/B/C/D、13-E-353 换热后返回分馏塔第 31 层塔盘。

分馏塔底油经塔底分馏塔加热炉进料泵 13-P-343A/B 抽出，先经 13-E-357 换热后，一部分与分馏塔进料在炉前混合，用于调节加热炉物料气化率，另一部分经 13-E-350、13-E-351、13-E-354 换热至 $\leq 120^{\circ}\text{C}$ 后送加氢裂化装置。当蜡油组

分需送往罐区时，经蜡油水冷器（13-E-356）冷却至 90℃后送往罐区。

（4）脱丁烷塔

来自 13-P-321A/B 初顶油与 LPG（13-E-315）、轻石脑油（13-E-333）、柴油（4）（13-E-303）换热至 118℃进脱丁烷塔 13-C-301 第 20 层。脱丁烷塔重沸器 13-E-302 改用低压蒸汽供热。脱丁烷塔顶的 C2~C4 产物经脱丁烷塔顶空冷器 13-AC-301 和脱丁烷塔顶后冷器 13-E-301 冷凝冷却至 43℃进入脱丁烷塔顶回流罐 13-D-301。脱丁烷塔顶回流罐底部的冷凝产物一部分由脱丁烷塔回流泵 13-P-301A/B 抽出作为脱丁烷塔回流，另一部份脱乙烷塔进料泵 13-P-304A/B 送至脱乙烷塔底换热器 13-E-313A/B，升温后进入脱乙烷塔 13-C-311。从脱丁烷塔塔底出来的混合石脑油作为 C5 分离塔 13-C-331 进料。

（5）脱乙烷塔

脱丁烷塔的塔顶产物经脱乙烷塔底换热器 13-E-313A/B 升温至 78℃进入脱乙烷塔 13-C-311 第 26 层，脱乙烷塔重沸器 13-E-312 由分馏汽提塔产物 AGO 供热。脱乙烷塔顶的含硫燃料气经脱乙烷塔顶冷凝器 13-E-311 冷凝冷却后至 40℃进入脱乙烷塔顶回流罐 13-D-311 进行油气分离。未冷凝的粗燃料气则继续送至轻烃吸收塔 13-C-351。脱乙烷塔顶回流罐底部的冷凝产物由脱乙烷塔回流泵 13-P-311A/B 抽出作为脱乙烷塔回流。从脱乙烷塔底出来的 LPG 产物经由脱乙烷塔底换热器 13-E-313A/B、初顶油-LPG 换热器 13-E-315 及 LPG 冷却器 13-E-314 冷却至 40℃后送至脱硫醇设备，进行液化石油气脱硫醇的工艺程序。

（6）轻烃吸收塔

来自脱乙烷塔顶回流罐的粗燃料气进入轻烃吸收塔 13-C-351 塔釜。重石脑油进入轻烃吸收塔 13-C-351 第 1 层。重石脑油与粗燃料气在轻烃吸收塔内逆流接触吸收，重石脑油将粗燃料气内轻烃成分丙烷与丁烷吸收后，剩余的燃料气经由塔顶出料至下游的胺吸收塔 13-C-361。吸收轻烃的重石脑油自压送回到初馏塔 13-C-321 第 23 层，进行再炼制回收液化石油气。

（7）胺吸收塔、液化石油气脱硫醇

胺吸收塔、液化石油气脱硫醇的流程原状利用，不再复述。

（8）C5 分离塔

从脱丁烷塔塔底出来的混合石脑油进入 C5 分离塔 13-C-331 第 33 层，C5 分

离塔重沸器 13-E-332 改用分馏塔顶循环油供热。C5 分离塔顶的戊烷经 C5 分离塔顶空冷器 13-AC-331A/B/C/D 冷凝为液相后进入 C5 分离塔顶回流罐 13-D-331。C5 分离塔顶回流罐底部的冷凝戊烷产物一部分由 C5 分离塔顶回流泵 13-P-331A/B 抽出作为 C5 分离塔回流，另一部份泵送至凝析油预热器 13-E-110 及 C5 冷却器 13-E-334A/B，降温至 40℃后送出至戊烷罐区储存。从 C5 分离塔塔底出来的轻石脑油经由 C5 分离塔底出料泵 13-P-332A/B 输送，经 C5 分离塔换热器 13-E-333、凝析油预热器 13-E-111 及轻石脑油冷却器 13-E-335A/B 冷却至 40℃后，送出至轻石脑油罐区储存。

工况二：

(1) 原料油前处理

原料经罐区泵升压后送入装置，经凝析油过滤器 13-F-101A/B 过滤后，先与 C5（13-E-110）和轻石脑油（13-E-111）换热，再与脱盐凝析油（13-E-103）、分馏塔顶循（13-E-106）换热，再与重石脑油（13-E-101）换热至 85℃，进入电脱盐系统进行脱盐脱水。

来自电脱盐系统脱盐凝析油先与凝析油（13-E-103）换热、再经脱盐凝析油冷却器 13-E-102 冷却至 60℃，进脱汞系统除去凝析油中的含汞。脱汞后的凝析油送至凝析油加氢装置加氢脱硫。

电脱盐系统、脱汞系统和凝析油加氢装置内流程原状利旧，不再复述。

(2) 初馏塔、初馏侧线塔

加氢后的凝析油再次进入装置，分两路：一路与重石脑油（13-E-346A/B/C）、柴油（6）（13-E-348）换热；另一路与直馏石脑油（13-E-323A/B/C）换热。两路合并后与分馏塔顶油气（13-E-341A/B）、柴油（3）（13-E-347A/B）、柴油（1）（13-E-343）换热到约 160℃，进初馏塔 13-C-321 第 34 层。

来自 13-C-351 的吸收轻烃的重石脑油进初馏塔 13-C-321 第 23 层。

初馏塔 13-C-321 利旧原轻石脑油分离塔壳体，更换塔盘。新增 1 台初馏塔重沸器 13-E-332B，与原轻石脑油分离塔重沸器 13-E-322 并联，用高压蒸汽供热。初馏塔顶油气经原轻石脑油分离塔顶空冷器 13-AC-321、初馏塔顶水冷器 13-E-321A/B 冷凝冷却至 40℃，进原轻石脑油分离塔顶回流罐 13-D-321 进行油气分离。未冷凝的含硫燃料气自压至气柜。罐内液相由初馏塔顶泵 13-P-321A/B 抽出，

一部分作为初馏塔顶回流送入初馏塔顶，另一部分初顶油作为脱丁烷塔进料送至 13-E-315 等换热器预热。

从初馏塔第 21 层塔盘抽出一条侧线，流入初馏侧线塔 13-C-322 第 1 层。初馏侧线塔重沸器 13-E-324 由低压蒸汽供热。塔顶气返回初馏塔第 20 层。塔底的直馏石脑油由直馏石脑油泵 13-P-323A/B 抽出，经脱盐油-直馏石脑油换热器 13-E-323A/B/C、直馏石脑油水冷器 13-E-325A/B 冷却到 40℃ 送出装置去罐区。

初馏塔底油经初馏塔底泵 13-P-322A/B/C 抽出，作为分馏塔 13-C-331 进料。

（3）分馏塔、分馏汽提塔

初底油进入分馏塔 13-C-341 第 31 层。分馏塔加热炉 13-H-341 作为分馏塔重沸炉使用。

分馏塔顶油气经分馏塔顶换热器 13-E-341A/B 冷凝后进入分馏塔顶罐 13-D-341。重石脑油由重石脑油泵 13-P-341A/B 抽出，经 13-E-101、13-E-346A/B/C 换热，再经 13-AC-341、13-E-342 冷却至 40℃，一部分作为重石脑油产品送 PX 联合装置或罐区，另一部分作吸收剂送轻烃吸收塔 13-C-351。

分馏塔的两条侧线及分馏汽提塔停用。

顶循环作为分馏塔顶回流使用。顶循环自分馏塔第 3 层塔盘下的集油箱由顶循环泵 13-P-344A/B 抽出，经 13-E-332、13-E-106 换热后返回分馏塔第 1 层塔盘。

中段循环停用。

分馏塔底油一部分由分馏塔加热炉进料泵 13-P-343A/B 抽出，送分馏塔加热炉 13-H-341，进行重沸循环；另一部分由柴油泵 13-P-342A/B 抽出，经 13-E-343，再经 13-E-312、13-E-347A/B、13-E-303、13-E-348 换热至 $\leq 120^{\circ}\text{C}$ 后送往 AGO 吸附分离装置。当 AGO 需送往罐区时，经柴油空冷器 13-AC-342、柴油冷却器 13-E-344A/B 冷却至 40℃ 后送往罐区。

（4）脱丁烷塔、脱乙烷塔、轻烃吸收塔、胺吸收塔、液化石油气脱硫醇、C5 分离塔工艺流程与工况一相同。

2) 减压分馏装置工艺流程

自罐区来的常压渣油，经换热器换热至 140℃ 后进入电脱盐罐 12-D-401/402，脱盐后换热至 287℃ 后进入脱柴油馏分塔 12-C-301 下部。塔顶油气由抽真空系

环氢混合后,再经反应进料加热炉加热至 380℃后,进入一段反应器 21-R-101A/B,反应流出物经一系列的换热和冷却至 226℃后,进入高压分离器(压力 14MPa)进行气液分离,顶部气相经循环氢脱硫塔脱硫后,进一步进行气液分液,再经循环氢压缩机升压后,分为三路作为循环氢与一、二段反应器进料混合后进入反应器。27 单元重整氢 PSA 装置来的补充氢(压力 2.6MPa,温度 40℃)经往复式压缩机三级升压至 17MPa 并入反应系统,

维持反应系统操作压力(13.6MPa)。高压分离器底部液相经降压后进入低压分离器(压力 2.9MPa,温度 60℃)进一步进行气液分离,气相经低分气脱硫塔脱硫后去 27 单元 PSA 装置进行氢气回收。液相进入产品汽提塔(压力 1.1MPa,塔底温度 260℃,塔顶温度 110℃)脱除硫化氢、轻烃和轻石脑油。顶部气相送至轻烃回收部分,液相部分作为塔顶回流,部分送至轻烃回收部分脱乙烷塔顶回流罐。底部液相进入分馏塔(压力 0.2MPa,塔底温度 280℃,塔顶温度 95℃)进行产品分离,中段抽出重石脑油(温度 142℃),经重石脑油汽提塔汽提出轻石后送出装置。顶部稳定轻石脑油送至贫油塔顶回流罐作为轻烃回收部分贫油吸收塔吸收油。

分馏塔底部未转化油小部分作为燃料油 3 送出装置,大部分送至二段进料缓冲罐(压力 0.6MPa,温度 174℃),经二段进料泵升压至 17MPa 后,与循环氢混合,再经二段进料加热炉升温至 330℃后,进入二段反应器转化,反应产物经一系列的换热和冷却至 226℃后,与一段反应产物汇合后进入高压分离器。

汽提塔顶和分馏塔顶的粗产品进入轻烃回收系统后,经脱乙烷塔(压力 1.0MPa,塔顶温度 50℃,塔底温度 90℃)脱除 C2 以下组分,塔顶气相经贫油吸收塔(压力 1.0MPa,塔顶温度 45℃,塔底温度 50℃)与分馏塔顶来的稳定石脑油接触进行 C3、C4 回收,贫油吸收塔顶不凝气经燃料气脱硫塔(压力 0.5MPa,温度 45℃)脱硫后并入公司燃料气管网。脱乙烷塔底液相进入脱丁烷塔(压力 0.9MPa,塔顶温度 65℃,塔底温度 138℃)进行液化石油气和轻石脑油产品分离,顶部液化石油气产品经液化石油气脱硫塔脱硫后送出装置,底部轻石脑油产品通过自压送出装置。

加氢裂化装置工艺流程图见下图:

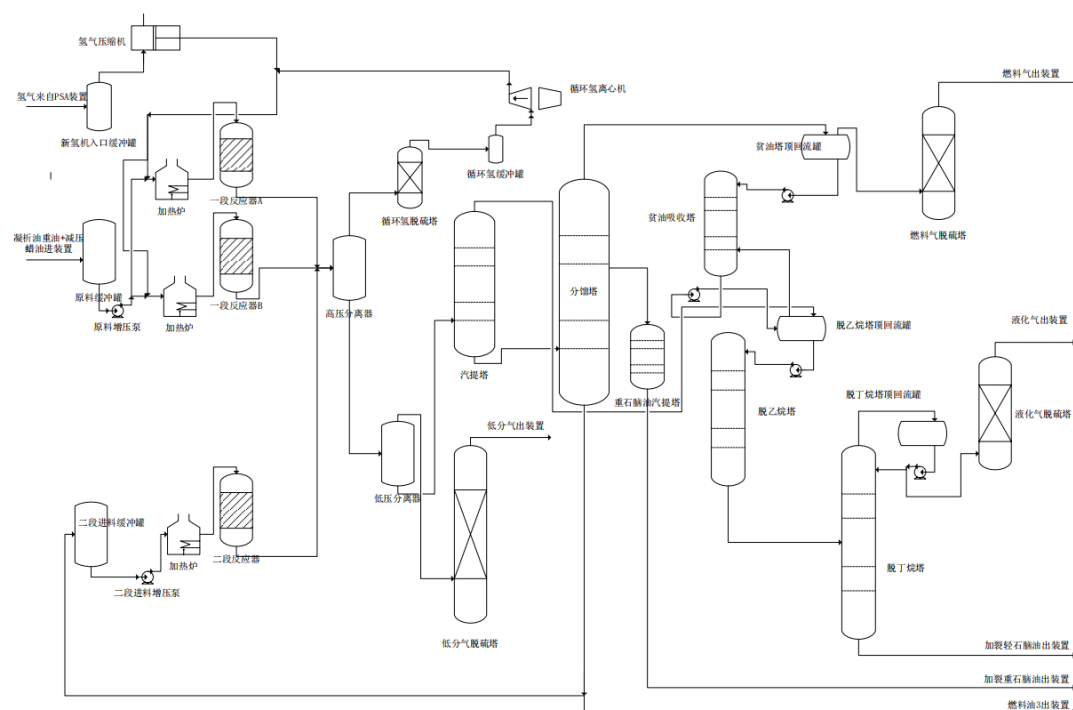


图 2-6 加氢裂化装置工艺流程图

2.3.4 芳烃联合装置工艺流程

芳烃联合装置主要包括预加氢装置、连续重整装置、抽提装置、歧化装置、对二甲苯装置 I、对二甲苯装置 II、邻二甲苯装置。

1) 预加氢装置

由装置外来的混合石脑油进入原料缓冲罐(31-D-101)后，经进料泵(与循环氢混合，再与进料/反应产物换热器(31-E-101A~F)换热及进料加热炉(31-H-101)升温后(290℃)进入预加氢反应器(31-R-101)中。反应产物冷凝冷却后(44℃)在气液分离器(31-D-102)中进行气液分离。31-D-102 罐顶氢气作为循环氢使用，罐底反应生成油与汽提塔进料/塔底油换热器 (31-E-103A~C) 换热后进入汽提塔 (31-C-101)，脱除溶解在油中的水、硫化氢、氨及 C4 以下轻烃，含硫气体自汽提塔回流罐顶送到脱硫设施处理，塔底精制油进入加氢脱汞罐(31-R-102)进行脱汞处理后送至重整反应部分。

为防止汽提塔顶设备和管线受到硫化氢腐蚀，设有一台注缓蚀剂系统，将缓蚀剂注入汽提塔(31-C-101)塔顶管线。

预加氢反应产物空冷器(31-AC-101A~D)入口设有注洗涤水(高压锅炉给水)的设施，以防胺盐结晶堵塞。酸性水可与来自汽提塔回流罐 (31-D-104) 水包的

酸性水合并送至界外酸性水汽提装置。

预加氢装置流程见下图：

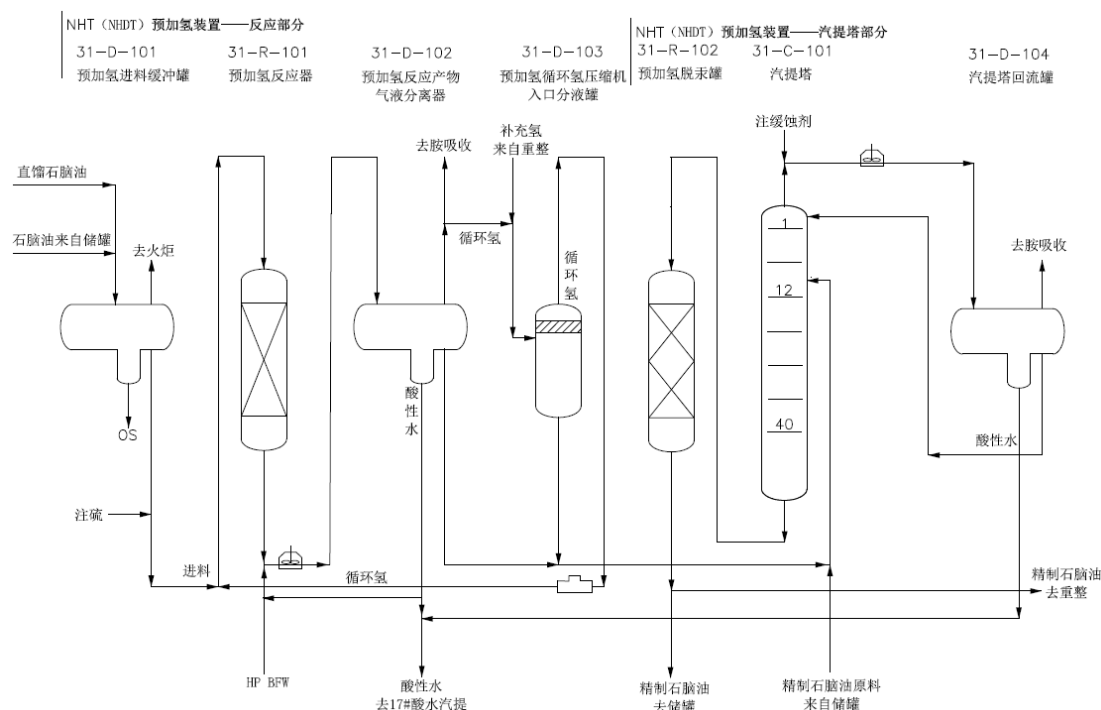


图 2-7 预加氢装置工艺流程图

2) 连续重整装置

1、重整反应部分

自预加氢装置来的精制石脑油与自加氢裂化装置来的加氢裂化重石脑油混合后进入芳烃进料缓冲罐(32-D-101)，经重整进料泵(32-P-101A/B)与重整循环氢混合进入重整进料换热器(32-E-101)，与重整反应产物换热再经第一重整加热炉(32-H-101)加热后(526℃)，进入第一重整反应器(32-R-101)上部，由第一重整反应器下部排出进入第二重整加热炉(32-H-102)，再依次进入第二重整反应器(32-R-102)、第三重整加热炉(32-H-103)、第三重整反应器(32-R-103)、第四重整加热炉(32-H-104)，直至由第四重整反应器(32-R-104)下部出来，经冷凝冷却后(44℃)进入重整气液分离器(32-D-102)中进行气液分离。含氢气体一部分作为重整循环氢，其余氢气经增压后与重整生成油混合后送至再接触部分。

在重整反应部分中设有重整注氯泵(32-P-110A)、注硫泵(32-P-108A/B)、注水(32-P-109)等调节催化剂水-氯平衡设施。

连续重整装置反应部分流程见下图：

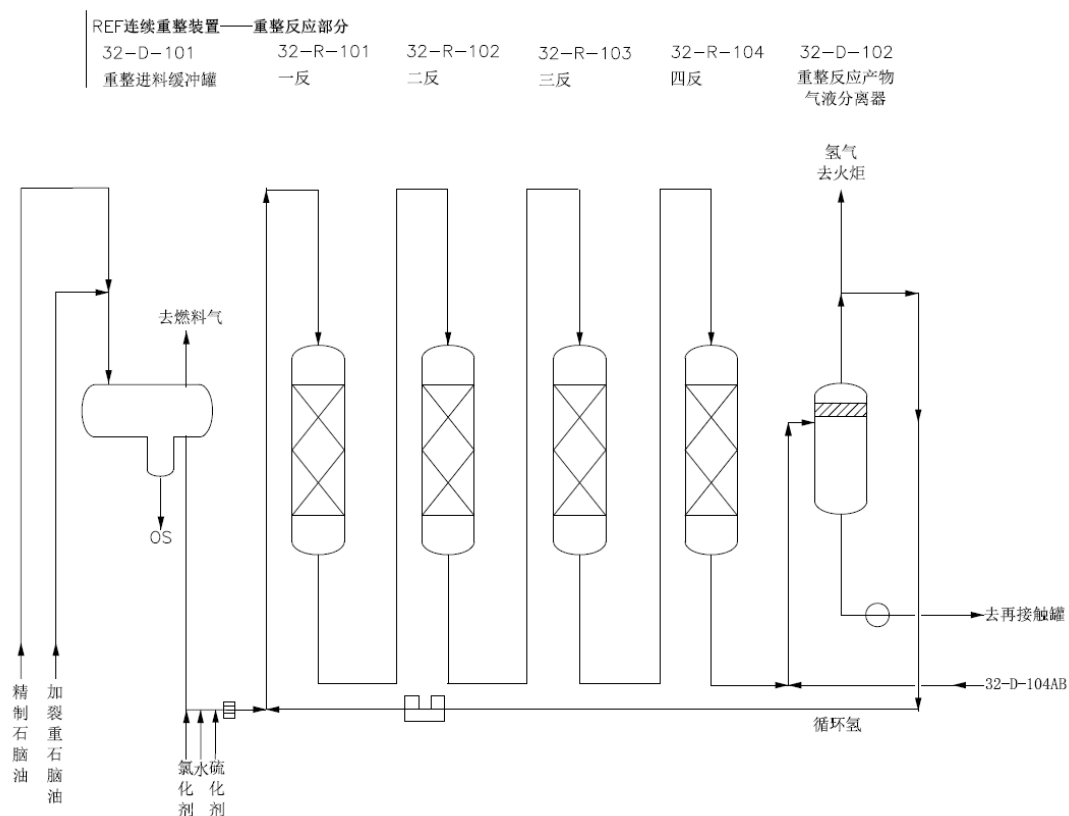


图 2-8 连续重整装置反应部分工艺流程图

2、再接触部分

重整产氢、来自重整催化剂再生部分的还原尾气、歧化装置和异构化装置的高压尾气经重整氢增压机（32-K-102A~D）三级增压（3.20MPa）后与重整生成油进行再接触。气液混合物冷却到 0℃后进入再接触罐（32-D-105），进行油气分离。提纯后的氢气进行脱氯处理后，少部分作为芳烃联合装置（31、33、37、42、44 单元）自用，大部分送至重整氢 PSA 装置提浓。再接触后的重整生成油送至液化石油气吸收罐（32-D-106）。

再接触部分流程见下图：

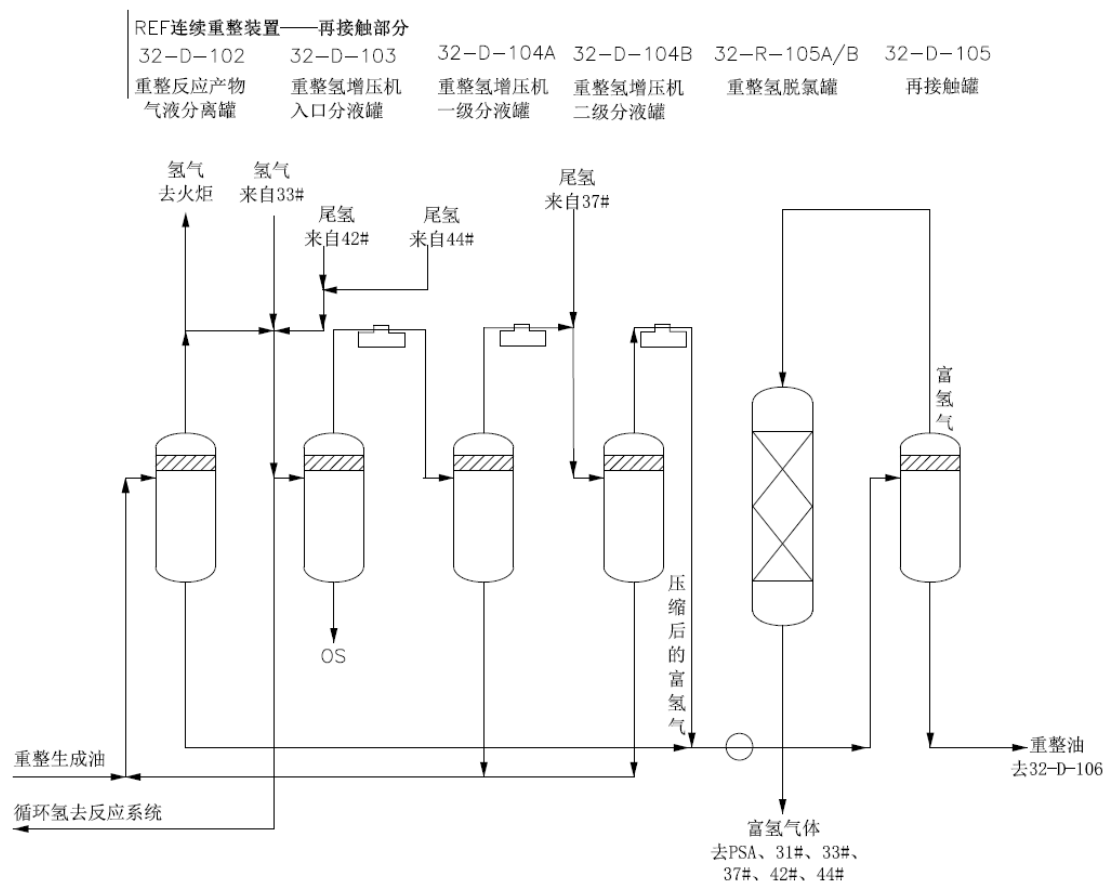


图 2-9 连续重整装置再接触部分工艺流程图

3、液化气吸收和稳定部分

再接触后的重整生成油与自稳定塔回流罐(32-D-107)顶燃料气进入液化石油气吸收罐(32-D-106),分出少量气体进入燃料气管网,液相经脱氯罐(32-R-106A/B)进行脱氯处理与自歧化装置(37 单元)和对二甲苯装置 (42 和 44 单元)来的轻烃混合换热后进入稳定塔(32-C-101)内。塔顶气相经冷却后(40℃)部分冷凝进入回流罐(32-D-107),部分返回到液化气吸收罐进行回收;液相一部分经作为回流返回稳定塔,其余液化石油气送至脱乙烷塔(32-C-102),塔顶气部分冷凝后(40℃)进入回流罐(32-D-108),部分气相进入燃料气管网,液相经脱乙烷塔回流泵(32-P-107A/B)全部返回塔顶。塔底液化气经冷却后(44℃)送出装置。稳定塔底重整油换热后送入重整油分馏塔(32-C-201)。

液化气吸收和稳定部分流程见下图:

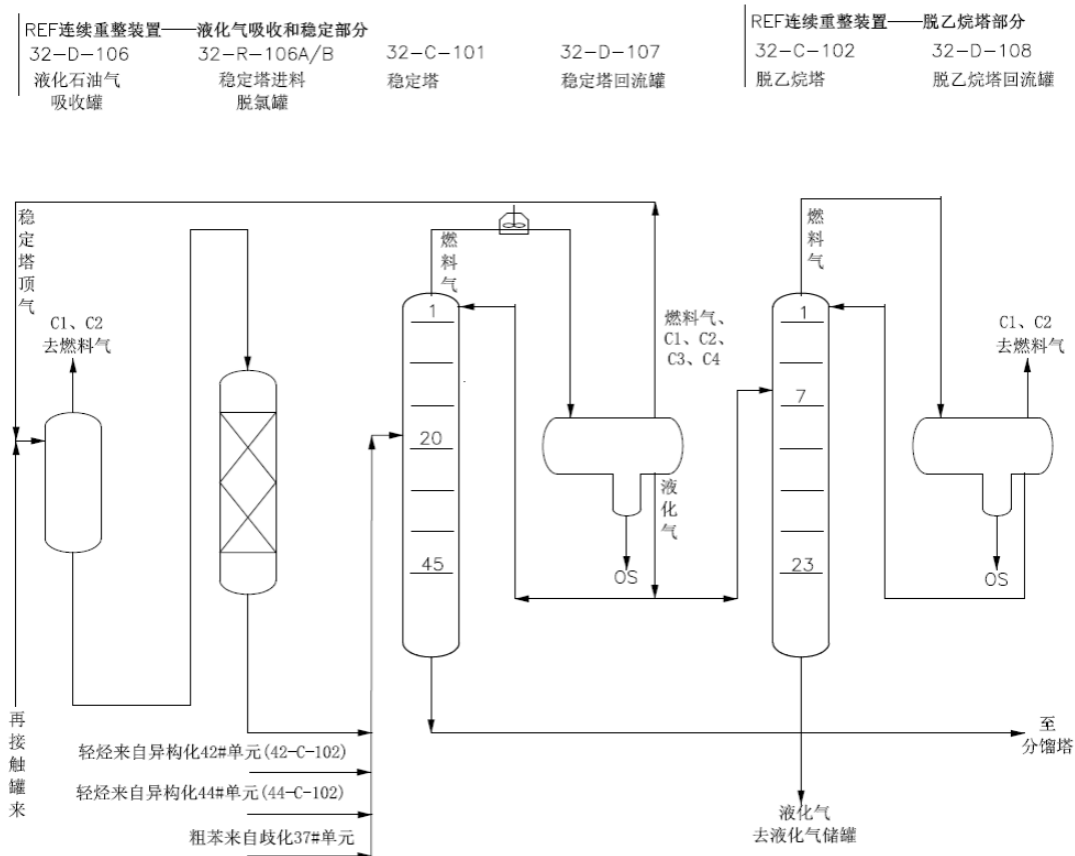


图 2-10 连续重整装置液化气吸收和稳定部分工艺流程图

4、重整油分馏部分

自稳定塔塔底来的重整油经换热后进入重整油分馏塔。塔底物流一部分作为重沸物返回塔底，重沸器由中压蒸汽供热。

重整油分馏塔塔底产物为重重整油(C8+馏分)，经换热后(170~200℃)进入重整油白土处理器(32-R-201A~D)进行处理。脱除烯烃后的重重整油送至对二甲苯装置。

重整油分馏塔塔顶气相经冷凝后进入重整油分馏塔回流罐(32-D-201)，一部分作为回流，其余轻重整油(C5~C7 组份)经冷却后送至轻重整油罐区。

重整油分馏流程见下图：

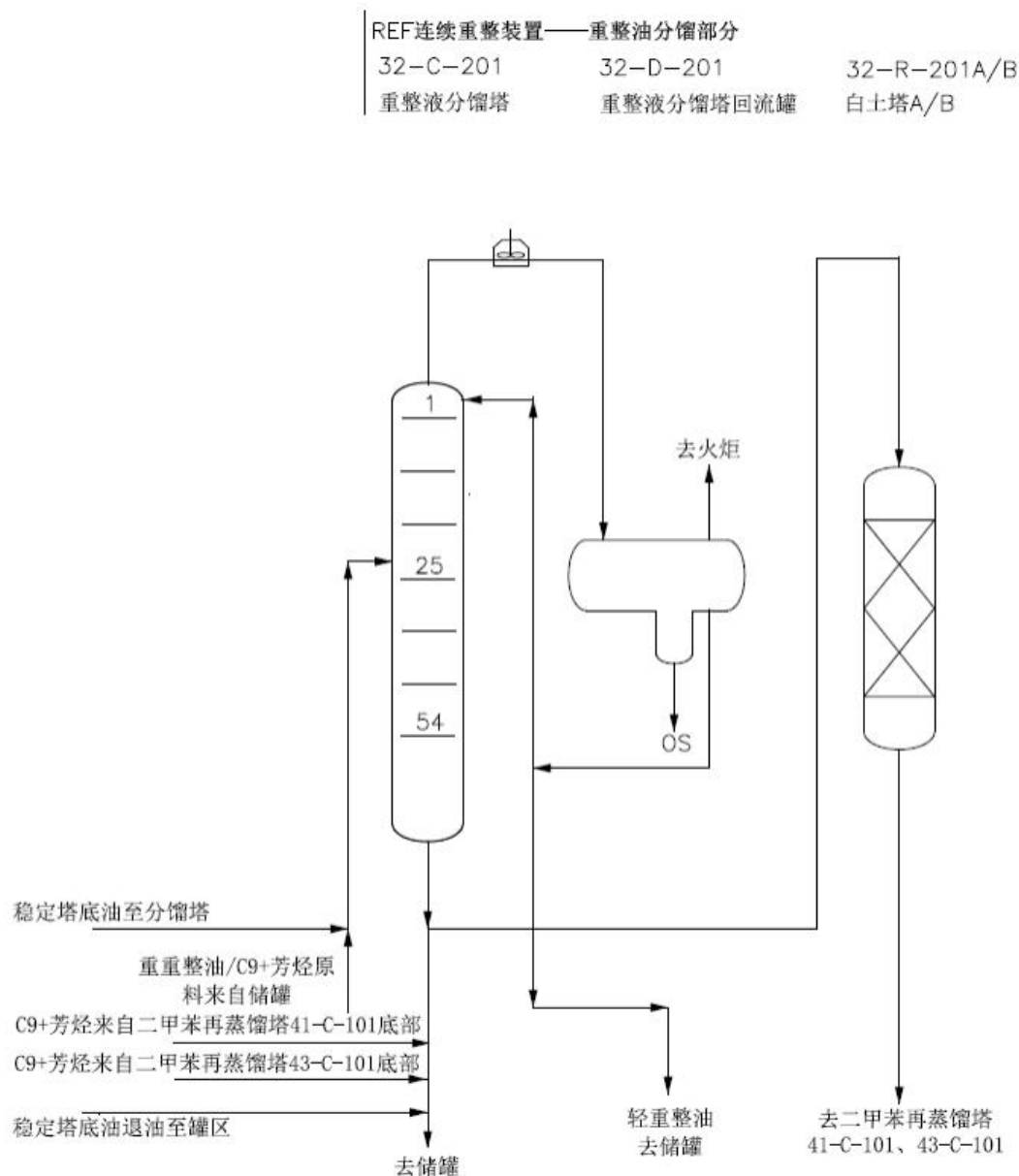


图 2-11 连续重整装置重整油分馏部分工艺流程图

4、催化剂再生部分

催化剂再生部分的目的是将待生重整催化剂进行再生，恢复其活性，然后再送回反应器，从而使重整反应始终在高苛刻度下进行。

(1) 催化剂循环

第四反应器内的待生催化剂靠自身重力下流至第五催化剂下部料斗(33-D-124)，通过一次和二次气量调节将催化剂由第五提升器(33-D-134)提升至再生器上部缓冲罐(33-D-101)，催化剂在定时器的控制下连续送入再生器进行烧焦再生。

催化剂在再生器内依次流过一段烧焦区、二段烧焦区、氧氯化区以及焙烧区后，流入一号下部料斗(33-D-103)，再流入一号催化剂提升器(33-D-104)，在氮气

的提升下进入第一反应器顶部的第一上部料斗(33-D-110)，催化剂向下进入还原器(33-D-111)被热氢气还原后，进入第一反应器、第二下部料斗和第二提升器，依次提升，送入第二上部料斗、第二反应器、第三下部料斗和第三提升器后，提升至第三上部料斗，送入第三反应器、第四下部料斗和第四提升器，提升至第四上部料斗，送入第四反应器、第五下部料斗和第五提升器后提升至再生器上面的缓冲罐，从而完成整个催化剂的循环。

催化剂循环流程如下图所示：

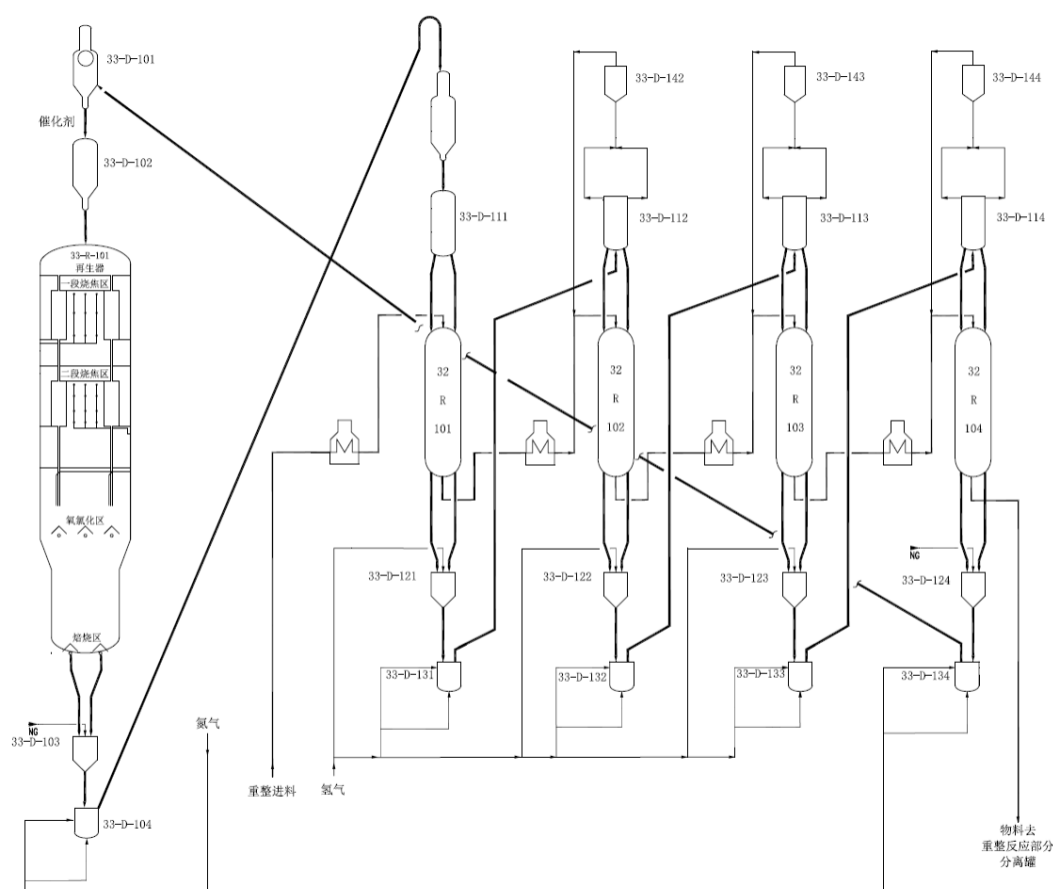


图 2-12 连续重整装置催化剂循环部分工艺流程图

（2）催化剂再生

待生催化剂从最后一台反应器引出，提升至再生段。在再生器中，催化剂依次经一段烧焦区、二段烧焦区、氧氯化区以及焙烧区。完成再生反应后，催化剂在提升器中由氮气提升至第一反应器上部料斗(33-D-110)，在流经还原室(33-D-111)时被来自 PSA 的氢气(经换热、加热后的热氢气)还原。

①再生气流程

经碱洗、干燥的再生气由再生气循环压缩机(33-K-102)压出，分为三股：大

部分经换热、加热升温到 484℃后进入一段烧焦区，与催化剂接触，再生气在中心管汇集，与二段烧焦气混合，进入二段烧焦区，烧去催化剂上的残炭，二段烧焦再生气冷却后去碱洗罐(33-D-108)。另一路再生气与氯化气换热，一部分加热到 520℃后进入再生器氧氯化区，另一部分与空气混合并加热至 530℃后进入干燥区。干燥气体与催化剂轴向逆流接触，然后由中间细管窜入氯化区，氧氯化区尾气与烧焦尾气混合经水冷后去碱洗塔(33-D-108)。碱洗后的再生气经干燥器(33-DR-101)、过滤器送入再生气循环压缩机。

②洗涤循环

由碱洗循环泵(33-P-101A/B)将含碱洗涤水送进洗涤塔，在循环碱水连续洗涤下，除去再生过程产生的酸性气体、含氯气体，洗涤后的再生气少部分放空，大部分由压缩机压缩后循环使用。碱洗罐的废碱液排入酸碱中和池内，中和后送出装置。

③催化剂粉尘回收

催化剂在反应再生过程的输送中，因磨损会有部分粉尘产生。通过设在上部缓冲料斗和第一上部料斗上部的淘析器，利用氮气对催化剂进行逆流反吹，把催化剂粉尘除去，在粉尘过滤器(33-F-101 和 33-F-102)中把粉尘回收，定期卸出装桶。

催化剂再生部分流程见下图：

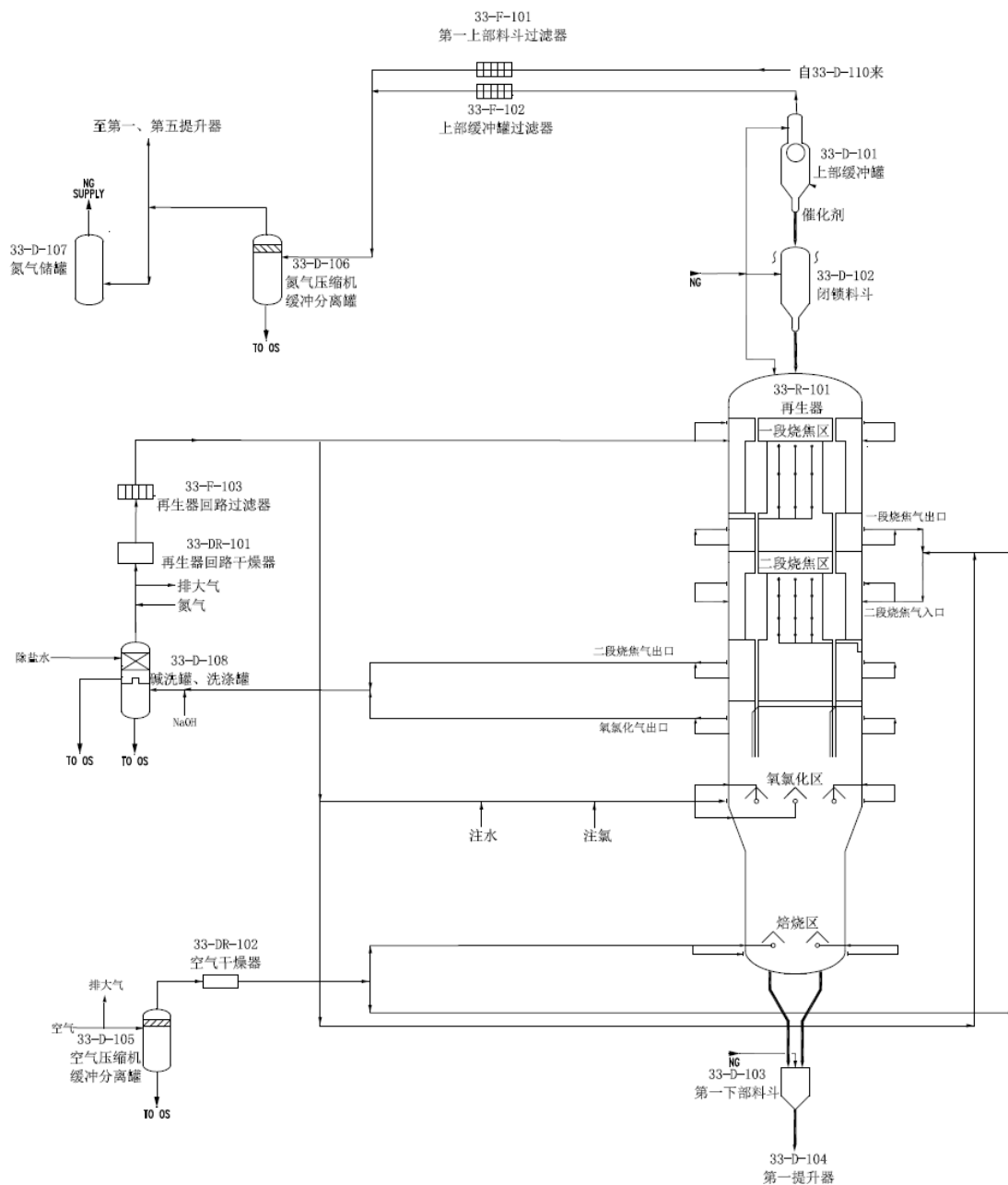


图 2-13 连续重整装置催化剂再生部分工艺流程图

3) 抽提蒸馏装置

重整油(C5~C7)自原料罐来,与贫溶剂换热,被加热(113℃或111℃)后从28层塔板进入抽提蒸馏塔(36C101)。贫溶剂与轻重整油换热后,被冷却至115℃,从第11层塔板进入抽提蒸馏塔(36C101)。溶剂/进料比大约在3.76/3.77左右,抽提蒸馏塔的热量由塔底再沸器预加热器(36E103)和抽提蒸馏塔再沸器(36E104)串联提供,塔底温度控制在174℃,塔顶压力控制在0.13MPa,实现15%左右的汽化率。在抽提蒸馏塔中芳烃组分溶解在环丁砜溶剂中沉入塔底,形成富含芳烃的

富溶剂，经塔底泵(36P103)送入回收塔作为回收塔进料；非芳组分通过塔顶气相管线经空冷(36AC101)、水冷 (36E105)冷却后进入回流罐，回流罐内物料经塔顶泵(36P106)升压后，一部分作为回流打回至抽提蒸馏塔中，其余在回流罐液位(36LIC004)与流量(36FIC006)控制下送至脱戊烷塔作为进料。

抽提蒸馏塔塔底的富溶剂经塔底泵(36P103)升压后进入回收塔(36C102)的第16层塔板。回收塔的热源由内插式蒸汽再沸器(36E106)提供，塔釜温度控制在174℃，塔顶压力控制在-39kPa。回收塔塔顶汽相经空冷(36AC102)和水冷(36E107)冷却后进入回流罐(36D102)。回流罐内物料经回流泵(36P110)升压，一部分作为回流打回塔中，其余部分在回流罐液位(36LIC007)控制下送到抽出油产品罐(T105)，用作歧化装置的进料。从回收塔底出来的贫溶剂经塔底泵(36P108)升压，大部分打到抽提蒸馏塔，作为溶剂的循环使用，在溶剂的循环过程中，检测贫溶剂的 pH 值，在贫溶剂进入抽提蒸馏塔之前，通过注入单乙醇胺(MEA)，来调节贫溶剂的 pH 值。小部分去再生塔(36C103)再生，在这里，去除溶剂中的降解物及机械杂质，由于溶剂再生塔与回收塔直接相连，溶剂再生后为气相返回回收塔中。

抽提蒸馏塔顶物料从第15层塔盘进入脱戊烷塔，脱戊烷塔热源由蒸汽再沸器(36E117)提供，塔底温度控制在106℃至118℃之间。塔底物料经泵(36P119)升压后，经进料/塔底换热器(36E116)冷却，再经抽余油产品冷却器(36E118)冷却至40℃，作为产品送至罐区；塔顶气相经空冷(36AC103)冷却至55℃进入回流罐(36D107)，回流罐内物料经泵(36P118)升压后一部分作为回流，多余部分作为戊烷产品送至罐区。

抽提蒸馏流程见下图：

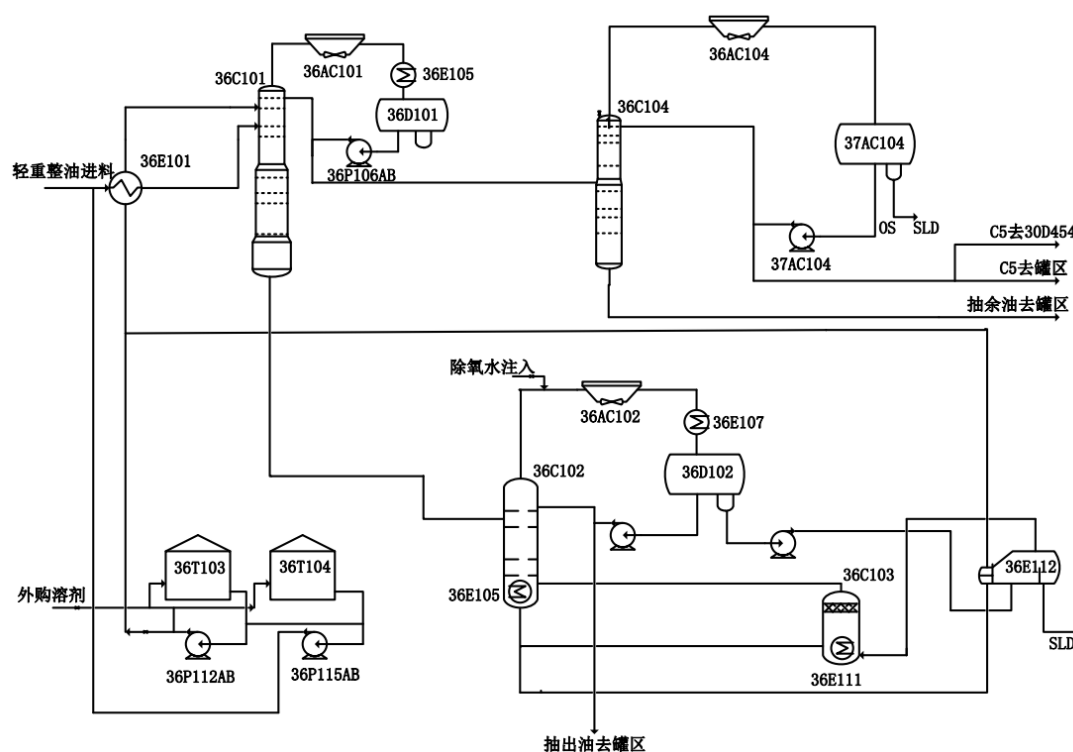


图 2-14 抽提蒸馏装置工艺流程图

4) 歧化装置

①分馏部分

分馏部分是通过精馏为歧化反应部分提供歧化反应所需的甲苯及 C9+A，同时生产高纯度的苯和混合 C8+A 做为二甲苯分馏塔进料，另外还得到 C10+A 副产品。

来自罐区的抽出油与歧化稳定塔(37C104)塔底来的 C6+A 物料混合后，从上至下通过白土塔(37R101)除去烯烃和羰基。来自白土塔的物料进入到苯塔(37C101)的第 33 层塔盘，进料温度控制约为 151℃。苯塔热源由甲苯塔顶气相组分提供，塔顶压力控制在 0.08MPa 至 0.12MPa 之间，塔底温度控制在 165℃左右。苯塔塔顶气相经空冷器(37AC101)冷却后进入苯塔回流罐(37D101)，回流罐的物料经苯塔回流泵(37P101)升压后作为回流打至苯塔塔顶；石油苯产品从第 5 层塔板侧线采出，经苯产品水冷器(37E103)降至常温，送至石油苯产品日罐；苯塔塔釜物料在苯塔塔釜液位(37LIC004)和流量(37FIC009)串级控制下送至甲苯塔(37C102)。

来自苯塔底的物料从甲苯塔第 37 层塔板进入，甲苯塔的热源由高压蒸汽再

沸器(37E105A/B)提供,塔顶压力控制在 0.46MPa,塔底温度控制在 239℃。塔顶气相一部分作为苯塔再沸器(37E104A/B)的热源而被冷却,进入甲苯塔回流罐(37D102);一部分在甲苯塔顶压力(37PIC004)控制下经蒸汽发生器(37E106A/B/C)冷凝后,进入甲苯塔回流罐(37D102);甲苯塔回流罐的液体经泵(37P104)升压后全部回流至甲苯塔塔顶。甲苯从第五层塔板侧线采出甲苯组分送至歧化反应进料缓冲罐(37D104);甲苯塔底 C8+A 物料经甲苯塔底泵(37P105)升压后分别送至吸附分离装置(I)、吸附分离装置(II)的二甲苯分馏塔。

C9+A 原料从重芳烃塔(37C103)的第 31 块塔板进入重芳塔,进料温度为 203℃。重芳烃热源由吸附分离装置(I)二甲苯再蒸馏塔塔底物料/吸附分离装置(II)二甲苯再蒸馏塔塔底物料提供。重芳烃塔顶气相经蒸汽发生器(37E109A/B/C)冷凝后,进入重芳烃塔回流罐(37D103)。回流罐的液相一部分回流至重芳烃塔;另外部分送至反应部分进料缓冲罐,作为歧化反应进料。

②反应部分

歧化反应部分目的是将甲苯和 C9+A 通过催化作用发生脱烷基反应、烷基转移反应和歧化反应,得到目的反应产物苯和混合 C8A,本装置使用的催化剂是 EM-1100 和 HAT-099。

来自甲苯塔侧线的甲苯和来自重芳烃塔的 C9+A 进入歧化进料缓冲罐(37D104)内进行混合,经泵 37P108 升压后与循环氢压缩机 37K101 出口的循环氢混合进入歧化反应器 37R102,入口操作压力为 2.48MPa,操作温度 360℃至 460℃(初期/末期)。反应产物经空冷器 37AC103 与水冷器 37E111A/B 进一步冷却至 44℃,进入高分罐(37D105)进行气液分离。(37D105)顶部气相小部分送到重整反应部分;其余大部分循环氢与重整装置来的补充氢混合后经循环氢压缩机(37K101)升压后循环使用,控制反应系统氢气纯度为 80.0vol%左右。高分罐 37D105 内液体物料送至歧化稳定塔 37C104。

自高分罐(37D105)来的反应产物从稳定塔的第 28 层塔板进入。歧化稳定塔 37C104 塔顶压力控制在 0.58MPa,塔底温度控制在 208℃至 218℃。歧化稳定塔热源由塔底再沸器(37E115)高压蒸汽提供。塔顶气相经塔顶空冷器(37AC104)和水冷器(37E113)冷却后进入稳定塔回流罐(37D107)。稳定塔回流罐的液相经泵 37P109 升压后全部回流至稳定塔塔顶。粗苯自稳定塔的第 5 层塔板侧线采出,

经泵 37P110 升压后送至重整装置；歧化稳定塔底物料经塔底泵 37P111 升压后送至歧化装置分馏部分。

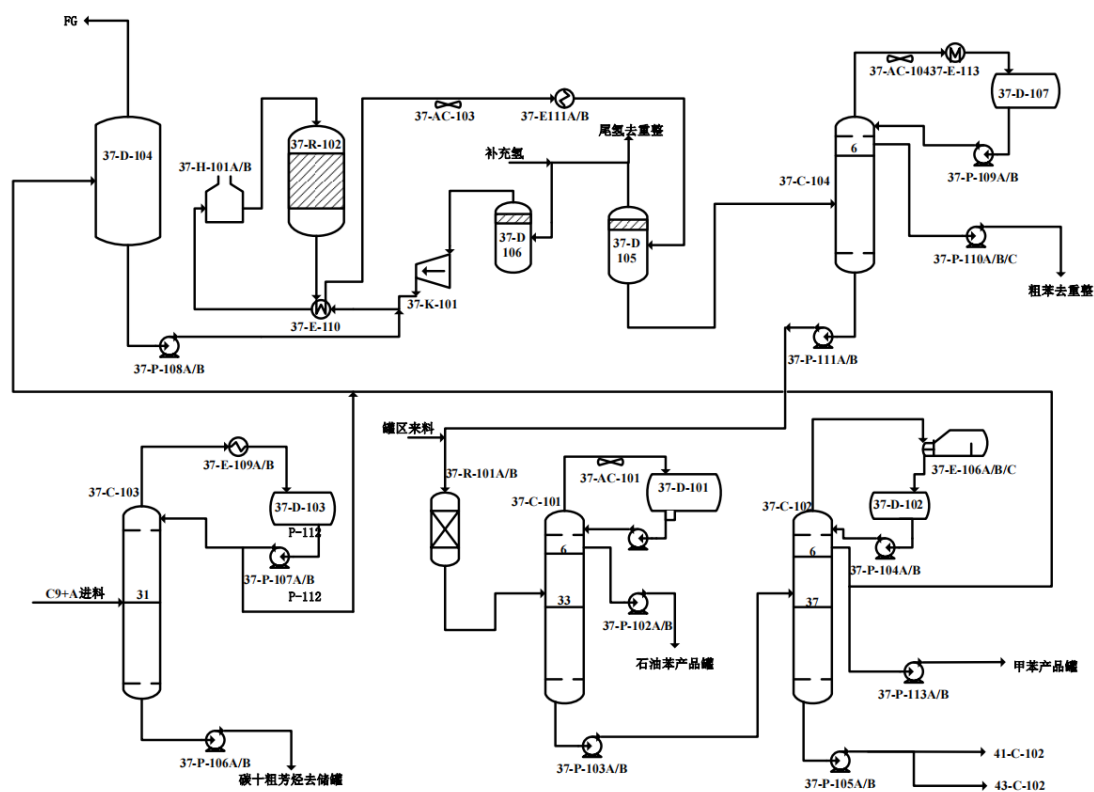


图 2-15 歧化装置工艺流程图

5) 对二甲苯装置 I 和 II

1、二甲苯分馏部分

来自连续重整装置并经白土处理的 C8+重整油经换热后进入二甲苯再蒸馏塔下部进料口；自异构化单元白土处理器来的 C8+芳烃经重沸炉对流段预热后进入二甲苯再蒸馏塔上部进料口。二甲苯再蒸馏塔顶气相 C8 芳烃冷凝成液相后进入回流罐，经塔顶泵升压一部分作为回流返回塔顶，另一部分送至吸附分离进料缓冲罐(41-D-201)。塔底 C9+芳烃经换热后送至歧化装置的重芳烃塔。塔底所需的热量由二甲苯再蒸馏塔重沸炉供给。

二甲苯分馏塔为上部 and 下部两台串联而成，两台之间气相通过管线直接相连，液相通过内回流泵输送。来自歧化装置的 C8+芳烃进入二甲苯分馏塔(41-C-101A)下部进料口；自异构化单元白土处理器来的 C8+芳烃经重沸炉对流段预热后进入二甲苯分馏塔(41-C-101A)上部进料口。二甲苯分馏塔顶气相 C8 芳烃冷凝成液相进入回流罐，经塔顶泵升压一部分作为回流返回塔顶，另一部分送至吸附分离进

料缓冲罐。塔底邻二甲苯和 C9+ 芳烃送往邻二甲苯装置的邻二甲苯塔作为进料。塔底所需的热量由二甲苯分馏塔重沸炉供给。

工艺流程简图如下：

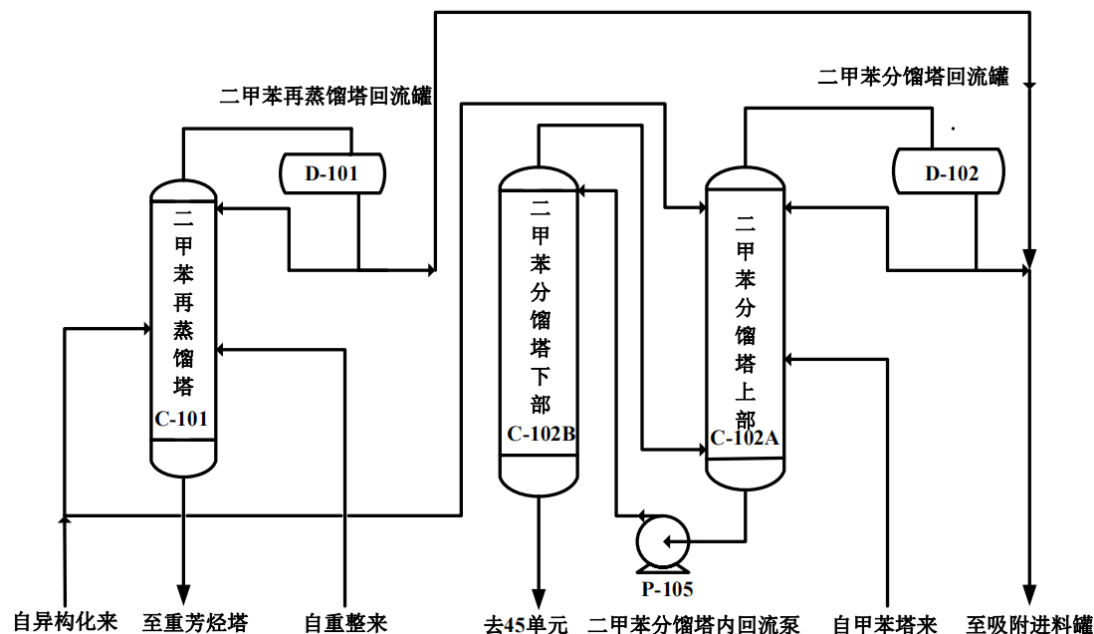


图 2-16 对二甲苯装置二甲苯分馏部分工艺流程图

2、吸附分离部分

吸附分离进料缓冲罐中 C8 芳烃原料经吸附分离进料泵升压后，作为成品塔的塔底重沸热源冷却至 175℃，然后经过滤后进入吸附塔进料集合管，并经顺序控制系统(SCS)控制的流量控制阀进入吸附塔。串联操作的吸附塔均由 12 个吸附剂床层构成，塔内充满液体。两塔之间通过吸附塔循环泵相连，循环液通过循环泵由一个吸附塔的底部打入另一个吸附塔的顶部来实现循环操作。吸附剂对不同 C8 芳烃同分异构体的相对选择性的差异导致了吸附塔内的特定浓度分布，故循环液的流量和组成并非固定不变，而是随所处吸附区域的不同而变化。

不同物流的注入和抽出位置按相互间固定的床层间隔由顺序控制系统(SCS)沿塔逐个床层步进切换，24 个步进为一周期，每个步进约 75s，一个周期约为 30min。在每个步进间隔内，均有五个相应的电磁阀分别控制进料、解吸剂、反洗液的注入和抽出液、抽余液的抽出。各层的注入和抽出均与设在吸附塔周围的各物流集合管相连。

反洗液为较高纯度的对二甲苯，自抽出液塔顶侧线抽出返回吸附塔。两个吸

附塔的压力(塔底压力 0.9MPa)通过调整抽余液流量进行控制,以避免物料在吸附塔内因压力较低而汽化。

(1) 抽出液塔

抽出液自吸附塔抽出后进入混合罐均匀混合经换热后进入抽出液塔。塔顶粗对二甲苯冷凝冷却后进入回流罐,再经塔顶泵升压后,一部分作为回流返回塔顶,另一部分经换热后进入成品塔。塔顶部侧线抽出较高纯度的对二甲苯经反洗液泵升压并经过滤后,在流量控制下进入吸附塔。塔底解吸剂经塔底泵升压并换热后至解吸剂缓冲罐。

(2) 成品塔

成品塔塔顶甲苯经冷凝冷却后进入回流罐,再经塔顶泵升压后一部分送至塔顶作为回流,另一部分送至歧化装置作为反应进料。塔底对二甲苯产品经塔底泵升压换热冷却至 44℃,经化验分析合格后送往成品罐。

(3) 抽余液塔

抽余液自吸附塔抽出后进入混合罐均匀混合换热后进入抽余液塔。塔顶馏出物经冷凝冷却后进入回流罐,罐顶不凝气和水蒸汽进一步冷却后至抽余液塔放空罐,游离水与轻烃在其中分离,回收的轻烃返回回流罐。回流罐中凝液经回流泵升压全部作为回流返回塔顶。贫对二甲苯的 C8 芳烃从侧线抽出进入侧线缓冲罐,并送至异构化单元进料。塔底解吸剂经塔底泵升压并换热后至解吸剂缓冲罐。

(4) 解吸剂循环

自抽出液塔底和抽余液塔底抽出的解吸剂进入解吸剂缓冲罐。罐内的解吸剂经解吸剂泵升压后,至成品塔提供热源并经旁路温度调节至吸附分离操作所需的 175℃,再经过滤后在 SCS 的流量控制下进入吸附塔。

从抽余液塔底抽出一小部分解吸剂(约为抽余液塔底量的 5%)送往解吸剂再蒸馏塔,塔顶解吸剂冷凝冷却后进入回流罐。冷凝液经回流泵升压,一部分作为塔顶回流,另一部分送往抽余液塔。塔底重聚合物经塔底泵间断抽出,送至歧化装置与重芳烃塔底物一起冷却后送出装置。工艺流程简图如下:

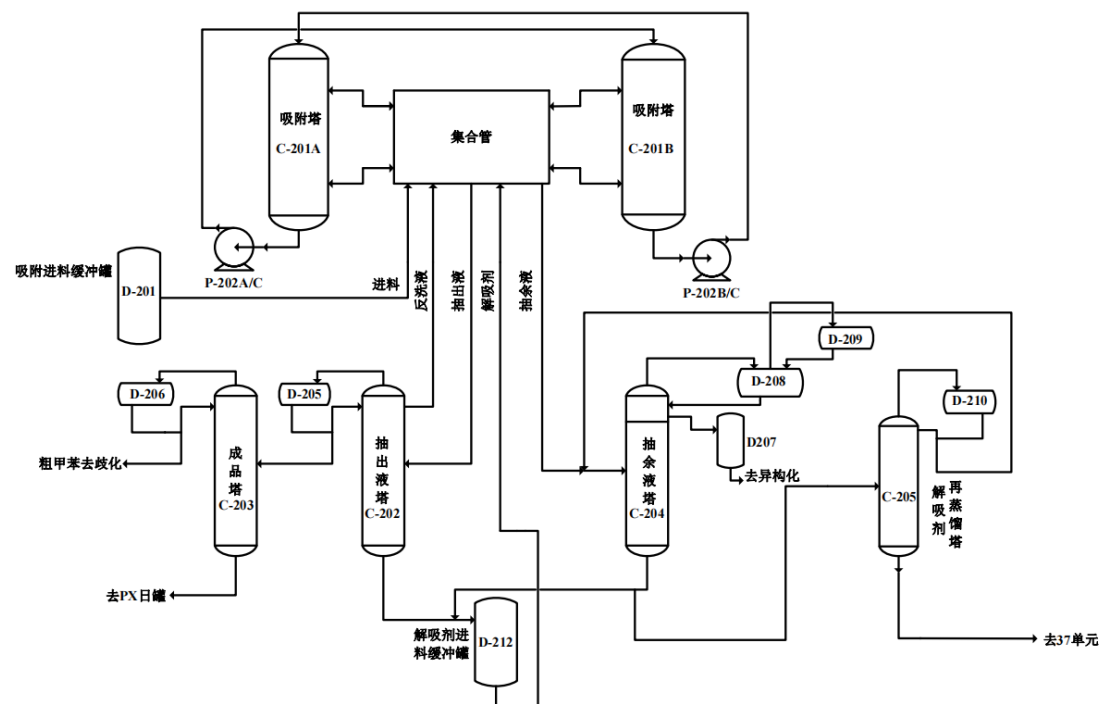


图 2-17 对二甲苯装置吸附分离部分工艺流程图

3、异构化单元

异构化单元的目的在于临氢和催化剂作用下，将自吸附分离部分来的贫对二甲苯的 C8 芳烃转化为对二甲苯趋于平衡的 C8 芳烃。该部分由反应和产品分离两个部分组成。

(1) 反应部分

来自吸附分离部分的贫对二甲苯的 C8 芳烃与来自循环塔的 C8N+P 馏分混合过滤后，与循环氢气一起换热后再加热至反应所需温度，进入异构化反应器进行反应，在催化剂作用下将贫对二甲苯的 C8 芳烃转化为对二甲苯趋于平衡的 C8 芳烃。反应产物经冷凝冷却后，进入气液分离器进行气液分离。气液分离器顶气相循环氢，在压缩机入口分液罐内分离出夹带的微量凝液后，经循环氢压缩机增压循环回反应系统。异构化反应是临氢反应需消耗少量氢气，需连续排放尾氢和压缩机出口加入补充氢来保持循环氢的浓度，尾氢排至重整装置，补充氢由重整氢气供给。异构化气液分离器的液相经换热后进入脱庚烷塔。

(2) 产品分离部分

脱庚烷塔顶气经冷凝冷却后进入回流罐。脱庚烷塔回流罐的冷凝液经脱庚烷塔回流泵升压后，一部分作为回流返回塔顶，另一部分经换热后进入循环塔。脱庚烷塔底 C8+芳烃经脱庚烷塔底泵升压后和邻二甲苯装置来的混合 C8 芳烃一起

换热并经白土处理器处理后送至二甲苯分馏部分循环塔塔顶气经冷凝冷却后与脱庚烷塔回流罐顶不凝气体混合冷凝冷却后，进入循环塔回流罐。罐顶排出的尾气经进一步冷凝冷却后，不凝气排至燃料气管网，回收的轻烃则自流返回循环塔回流罐。循环塔回流罐内凝液经循环塔回流泵升压，一部分作为回流返回塔顶，另一部分送至重整装置。富含 C8N+P 的循环塔底物流经循环塔底泵升压后返回异构化反应部分提供部分反应进料。

对二甲苯装置 II 工艺流程和对二甲苯装置 I 完全一致。

工艺流程简图如下：

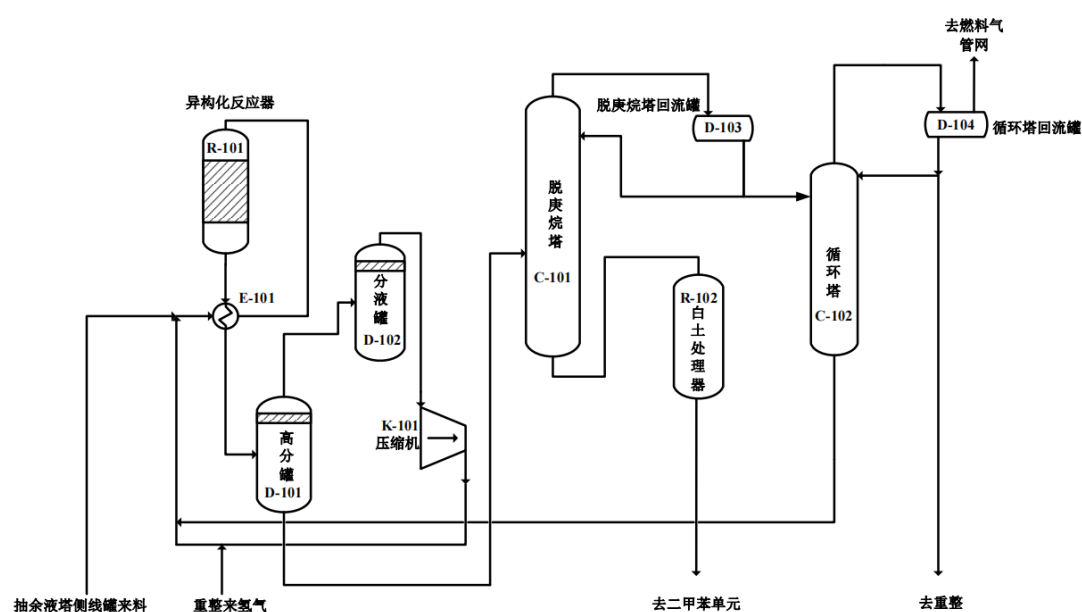


图 2-18 对二甲苯装置异构化部分工艺流程图

6) 邻二甲苯装置

1、混合二甲苯汽提部分

来自罐区的石油混合二甲苯与混合二甲苯汽提塔回流混合，一起进入混合二甲苯汽提塔第一块塔盘。塔顶气冷凝、冷却后进入回流罐。回流罐内液体经回流泵升压后全部作为回流返回混合二甲苯汽提塔。回流罐顶的不凝气排放至火炬总管。混合二甲苯汽提塔底混合 C8 芳烃经塔底泵升压后，送至对二甲苯装置 I 和对二甲苯装置 II 异构化脱庚烷塔进料。

2、邻二甲苯分离部分

来自二甲苯装置(I)和二甲苯装置(II)二甲苯分馏塔底的 C8+芳烃经换热后进入邻二甲苯塔中部进料。邻二甲苯塔顶气冷凝冷却后进入回流罐。回流罐内液体

经回流泵升压，一部分作为回流液返回邻二甲苯塔顶，另一部分冷却后作为邻二甲苯产品送至装置外中间罐区。邻二甲苯塔底 C9+芳烃经塔底泵升压，送至歧化装置重芳烃塔。

工艺流程简图如下：

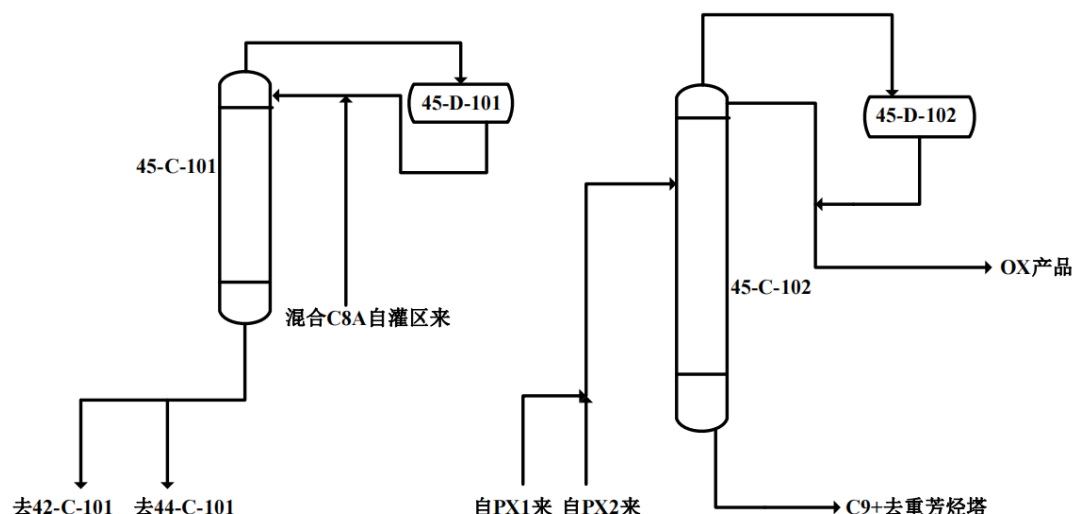


图 2-19 邻二甲苯装置异构化部分工艺流程图

2.3.5 制氢及 PSA 装置工艺流程

1、制氢装置工艺流程

ROG 原料或石脑油原料经升压、预热至 360℃、3.6MPa 后依次进入加氢反应器 25-R-133、脱硫反应器 R-131A/B 将原料净化至硫含量降到 0.1mg/m³ 以下，氯含量降到 0.1mg/m³ 以下。脱硫后原料与 4.0MPa 过热蒸汽混合后经原料预热段 25-CE-202 加热至 516℃ 进入转化炉 25-H-201。原料气在转化炉管内的转化催化剂上反应,转化为甲烷含量低于 6.5%，含氢气、CO、CO₂、蒸汽和甲烷等混合物的转化气。

转化气经余热锅炉 25-E-301 冷却至约 335℃ 后进入中变反应器 25-R-301，将部分 CO 和水蒸气变换反应成 CO₂ 和 H₂。中变气经热量回收后进入 26 单元 PSA 进行氢气提纯，通过 10-2-5 变压吸附得到纯度≥99.0vol%的产品氢气送至 2.7MPa 氢气管网。

2、PSA 装置工艺流程

重整富氢和加氢裂化低分气混合后进入 27 单元重整氢 PSA 装置进行氢气提

纯，经 PSA 吸附塔提纯后产出纯度 $\geq 99.0\text{vol}\%$ 的产品氢气送至 2.7MPa 氢气管网。重整氢 PSA 解吸气经压缩机 25-K-001 升压至 0.45MPa 后，一部分送至制氢装置作为 ROG 原料，其余部分送至高压燃料气管网。

氢气纯度 $\geq 99.0\text{vol}\%$ 的产品氢气进入 28 单元高纯氢 PSA 装置进一步提纯至 $\geq 99.999\text{vol}\%$ 的高纯氢气送至 PTA 团队使用，28 单元高纯氢 PSA 解吸气与 27 单元重整氢 PSA 解吸气混合后送至离心压缩机 25-K-001 升压至 0.45MPa 后送至燃料气管网。

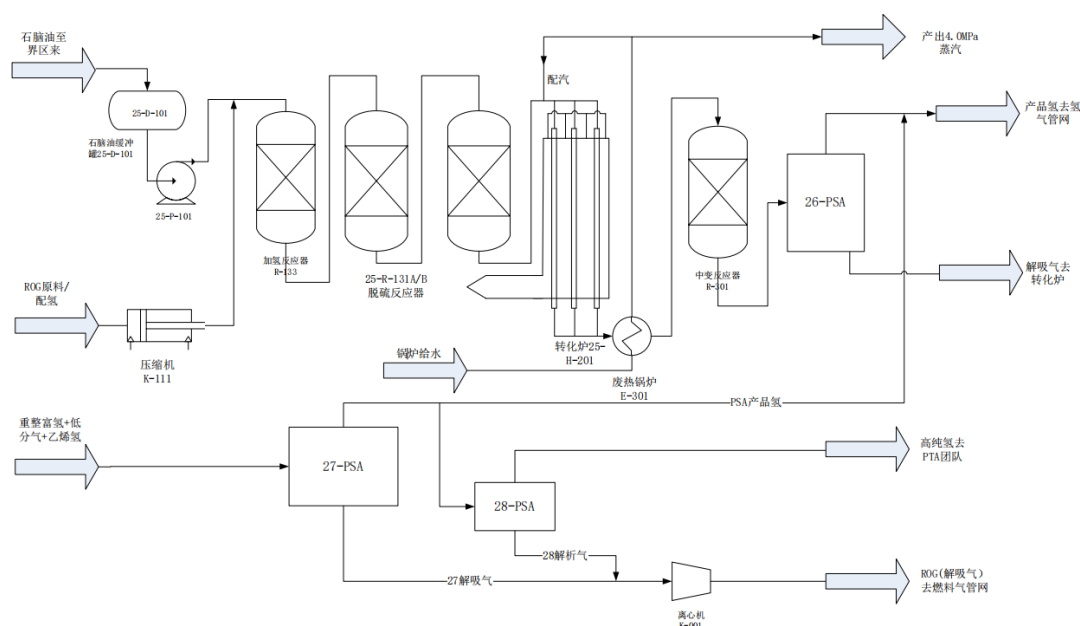


图 2-20 制氢及 PSA 装置工艺流程图

2.3.6 硫磺回收联合装置工艺流程

1、硫磺回收装置

来自溶剂再生装置的酸性气在装置中与来自尾气处理溶剂再生部分的酸性气混合，经再生酸性气分液罐分液后，分配进入两个硫磺回收系列。来自酸性水汽提装置的富 NH_3 酸性气，经汽提酸性气分液罐分液后，分配进入两个硫磺回收系列。分离出的酸性凝液分别经再生酸性气凝液泵和汽提酸性气凝液泵间断加压送出装置。

硫磺回收 I 和硫磺回收 II 的流程相同。以下以硫磺回收 I 为例对工艺流程进行说明：

全部汽提酸性气与部分再生酸性气混合后进入安装于酸性气燃烧炉前部的

酸性气燃烧炉燃烧器。剩余部分的再生酸性气进入酸性气燃烧炉的二区。这样的目的在于可以提高酸性气燃烧炉一区的火焰温度，使其达到 1322°C ，如此高的火焰温度可以几乎彻底地分解汽提酸性气中的氨。控制 16-H-101 一区压力小于 0.055MPa ，16-D-101 液位控制 $40\%\sim 60\%$ 。燃烧空气由酸性气燃烧炉鼓风机供给，主路设置流控阀，根据酸性气流量前馈比例调节主路空气量，旁路设置流控阀，根据设置在捕集器出口过程气管线上的 $\text{H}_2\text{S}/\text{SO}_2$ 比值分析仪调节旁路空气量。控制的目的是使捕集器出口过程气中 $\text{H}_2\text{S}/\text{SO}_2$ 比值为 2: 1。

离开酸性气燃烧炉的过程气中的废热能量通过在废热锅炉发生高压蒸汽来进行回收。废热锅炉上方设置汽包，高压锅炉给水连续进入汽包中。为控制汽包进水量，采用了三元液位控制方案，在正常操作工况下，废热锅炉汽包的液位控制与高压锅炉给水的流量控制进行串级。部分废热锅炉发生的高压蒸汽用于加热进入 CLAU S 反应器的过程气，剩余部分送至中压蒸汽过热器。废热锅炉冷凝下来的液硫经过硫封器进入硫池。离开废热锅炉的过程气进入一级硫冷凝器管程以冷凝其中的气态硫磺，冷凝下来的液硫经过硫封器进入硫池。一级硫冷凝器出口的过程气含有大量的 H_2S 和 SO_2 ，为了将其转化为硫磺，过程气中 H_2S 和 SO_2 还需要在二级 CLAU S 反应器中继续进行反应。离开一级硫冷凝器的过程气经一级过程气加热器被装置自产的高压蒸汽间接加热到 240°C 后进入一级反应器，在一级反应器中，过程气中的 H_2S 和 SO_2 在催化剂的作用下发生 CLAU S 反应并达到平衡。一级反应器出口过程气进入二级硫冷凝器管程以冷凝其中的气态硫磺，冷凝下来的液硫经过硫封器进入硫池。离开二级硫冷凝器的过程气经二级过程气加热器被装置自产的高压蒸汽间接加热到 207°C 后进入二级反应器，在二级反应器中，过程气中的 H_2S 和 SO_2 在催化剂的作用下发生 CLAU S 反应并达到平衡。二级反应器出口过程气进入三级硫冷凝器管程以冷凝其中的气态硫磺，冷凝下来的液硫经过硫封器进入硫池。一级硫冷凝器和二级硫冷凝器回收了过程气中的热量并在壳程发生 0.5MPa 蒸汽，一级硫冷凝器壳程的锅炉给水由来自一、二级过程气加热器管程的凝结水和低压锅炉给水组成，给水量由一级硫冷凝器壳程的液位控制。二级硫冷凝器壳程的锅炉给水全部为低压锅炉给水，给水量由二级硫冷凝器壳程的液位控制。

三级硫冷凝器回收了过程气中的热量并在壳程发生 0.12MPa 蒸汽，发生的

蒸汽与自液硫冷却器发生的蒸汽一起经蒸汽空冷器全部冷凝后大部分循环回三级硫冷凝器壳程，一部分冷凝水补充液硫冷却器壳程。离开三级硫冷凝器的过程气(尾气)进入捕集器以捕集除去过程气中夹带的硫雾后进入尾气处理部分，捕集的液硫经过硫封器进入硫池。离开各硫封器的液硫进入硫池(地下)的未脱气隔间，未脱气的液硫经液硫脱气泵加压送至液硫脱气设施。液硫在液硫冷却器冷却后进入液硫脱气塔。在液硫脱气塔中，液硫与来自工厂管网的经脱气空气预热器与低压蒸汽换热后的非净化压缩空气直接接触以脱除液硫中溶解的 H_2S 。在离开液硫脱气塔的脱气空气中含有 H_2S ，循环回酸性气燃烧炉。在硫磺回收系列停工时，该系列的脱气空气可以送至尾气焚烧炉进行焚烧处理。

脱气后的液硫经硫封器自流至硫池的已脱气隔间并由液硫输送泵间断送至罐区液硫储罐。液硫冷却器回收液体硫磺中的热量并在壳程发生 0.12MPa 蒸汽，该蒸汽与三级硫冷凝器发生的蒸汽合并后被送至蒸汽空冷器冷凝，部分冷凝液闭路循环回硫磺冷却器的壳程。为使硫池中的液硫液面以上的气体(含硫气体)中的 H_2S 含量低于爆炸下限，设置蒸汽喷射器(16-J-101A/B)(一开一备)，该含硫气体被蒸汽喷射器抽至酸性气燃烧炉(16-H-101)或尾气焚烧炉(16-H-301)进行焚烧处理。

为提高硫磺回收率，离开硫磺回收的尾气还需要进入尾气处理部分进行进一步处理。来自硫磺回收 I、II 的尾气经尾气集合总管，在尾气加热器与过热高压蒸汽换热至 $240^{\circ}C$ (正常工况及低负荷工况)或 $270^{\circ}C$ (最差工况或末期)。加热后的尾气经尾气-氢气混合器与氢气混合后进入装载有新型低温 Co-Mo 催化剂的加氢反应器。

在加氢反应器中，在低温催化剂的作用下，过程气中硫组份(SO_2 、 CS_2 和气态硫磺)被还原或水解成 H_2S 。离开反应器的高温尾气，经尾气处理废热锅炉壳程发生 0.5MPa 蒸汽，壳程液位由锅炉给水的流量进行控制。

进入急冷塔的尾气在塔内被急冷水直接冷却至饱和状态，塔底急冷水使用急冷水循环泵加压、急冷水过滤器过滤，并经急冷水空冷器和急冷水冷却器冷却至 $38^{\circ}C$ 返回急冷塔循环使用。尾气中冷凝下来的酸性水在冷却后被送出装置进行处理。急冷塔顶尾气管线设置 H_2 在线分析仪，在线分析急冷后的尾气中的 H_2 含量。急冷后的尾气进入尾气吸收塔，并在塔内与浓度为 30% 的贫 MDEA 溶剂进

行逆相接触以吸收其中的 H_2S 及部分 CO_2 ，尾气吸收塔底的富溶剂经 TGT 富胺液泵送至溶剂再生部分进行再生。脱硫后的尾气在尾气吸收塔除雾器脱除夹带的液滴后进入尾气焚烧炉燃烧器。在尾气焚烧炉中，尾气在燃料气助燃的条件下进行焚烧。燃烧空气由尾气焚烧炉鼓风机(一开一备)提供。

尾气焚烧炉出口烟气的过剩热量通过在高压蒸汽过热器对装置自产高压蒸汽进行过热和在尾气焚烧炉废热锅炉发生高压蒸汽的方式进行回收。废热锅炉上方设置汽包，高压锅炉给水连续进入汽包中。为控制汽包进水量，采用了三元液位控制方案。在正常操作情况下，过热后的高压蒸汽一部分经尾气加热器加热硫磺回收来的尾气，其余部分在高压蒸汽减温器中减温至 $370^{\circ}C$ 后被送至工厂系统管网。一旦高压蒸汽后路被切断，装置发生的高压蒸汽需要在相关控制阀作用下减压扩容后送至工厂中压蒸汽管网。

在尾气处理开停工时，使用氮气通过尾气循环风机进行循环。除在开工期间用于加氢催化剂的预硫化外，尾气循环风机以及尾气循环系统还用于卸出加氢催化剂前进行的钝化处理、设备的检查和装置的低负荷操作工况中。

富溶剂经 TGT 富胺液泵加压送至贫富液换热器与离开重沸器的贫液换热升温，升温后的富液进入再生塔顶部。

富液在塔内经汽提得到再生，热量由低低压蒸汽经重沸器提供，再生塔顶酸性气在再生塔顶空冷器和再生塔顶回流罐进行冷凝分液，凝液经再生塔顶回流泵加压返塔，酸性气作为进料返回硫磺回收部分。

再生后的贫液经贫富液换热器冷却后经贫胺液泵加压，并经贫液空冷器及贫液冷却器冷却后送至尾气吸收塔顶。部分贫液在一级贫液机械过滤器、活性炭过滤器和二级贫液机械过滤器中进行过滤。

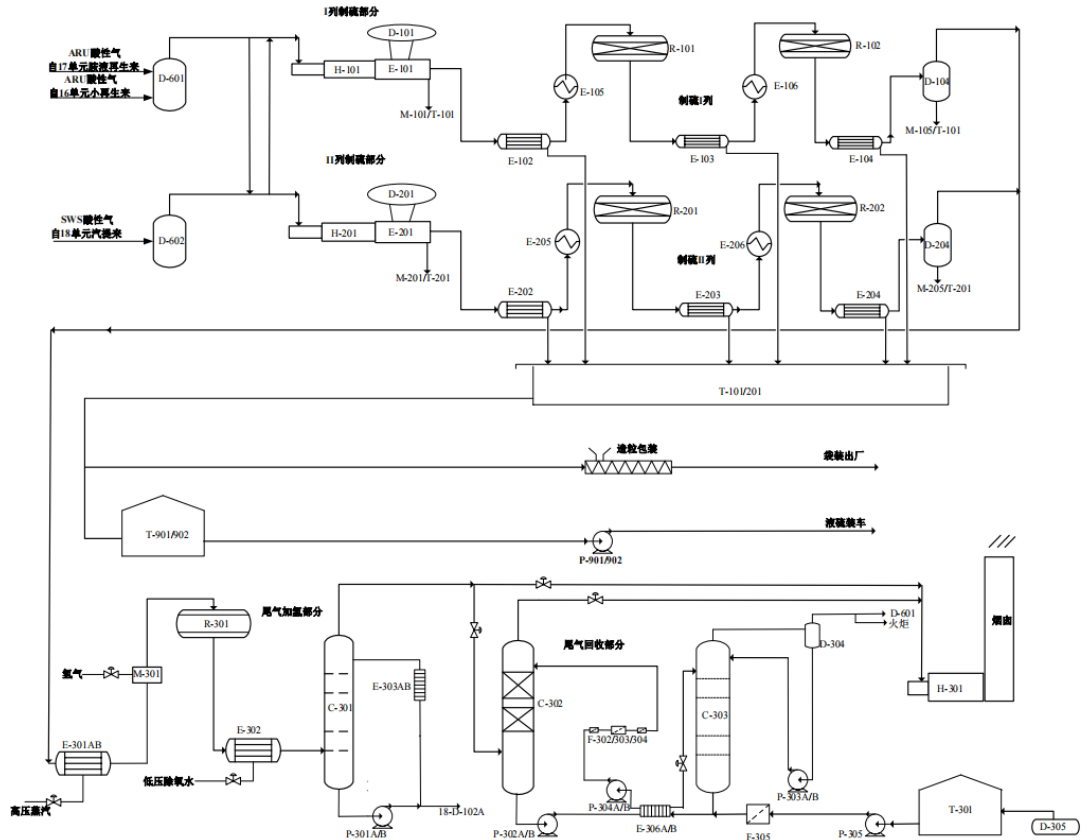


图 2-21 硫磺回收装置工艺流程图

2、溶剂再生装置

自上游装置脱硫单元来的含 H₂S 及 CO₂ 混合富溶剂，进入富液过滤器过滤杂质后，进入富液闪蒸罐，闪蒸出大部分溶解烃，再经富液泵加压，并经贫富液换热器换热至 98℃，进入再生塔，塔底由重沸器供热。塔顶压力控制 0.05MPa~0.15MPa，塔底液位控制 30%~65%。塔顶气体经酸性气空冷器和酸性气水冷却器冷凝冷却、酸性气分液罐分液后，酸性气送至硫磺回收装置，冷凝液经再生塔顶回流泵返塔作为回流。塔底贫液经贫富液换热器换热后，由溶剂循环泵加压，经贫液空气冷却器及贫液冷却器冷却至 40℃后，送至上游各装置脱硫单元循环使用。

来自加氢裂化装置、减压分馏装置、硫磺回收装置、罐区的中高压凝结水经蒸汽扩容器扩容，闪蒸后的低低压蒸汽并入低低压蒸汽管网；闪蒸后的低低压凝结水与硫磺回收装置、酸性水汽提装置及溶剂再生装置的低低压凝结水汇集进入凝结水回收罐，闪蒸乏汽后，经凝结水泵升压后送出装置。自凝结水回收罐闪蒸出的乏汽至硫磺回收装置除氧设施。

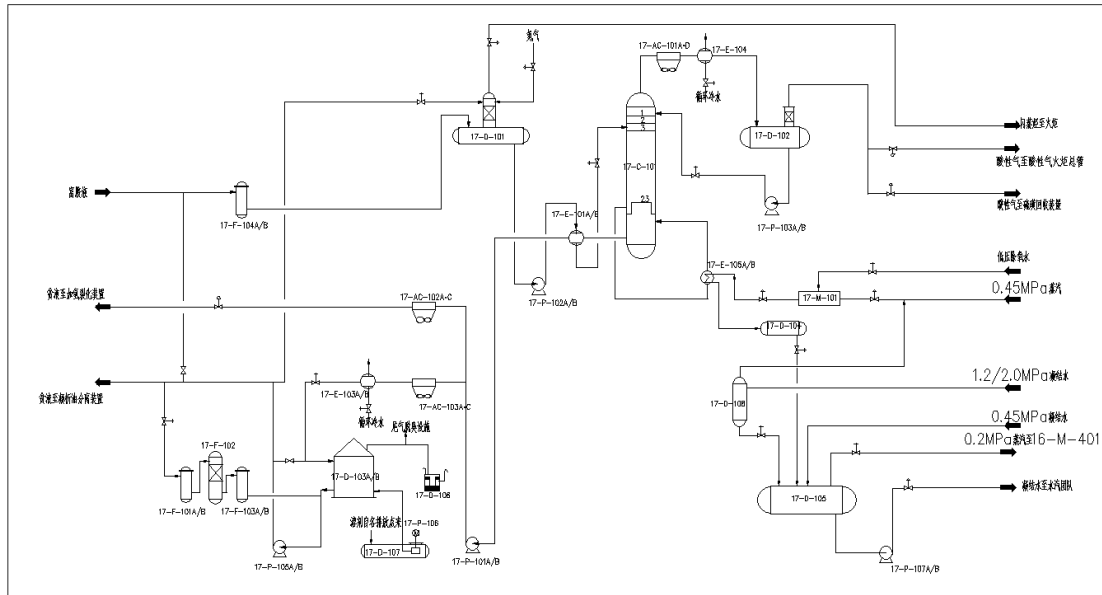


图 2-22 胺液再生装置工艺流程图

3、酸性水汽提装置

自装置外来的酸性水,进入原料水脱气罐,脱出的轻油气送至低压火炬管网。18-D-101A/B 压力控制 0.05MPa~0.15MPa,脱气后的酸性水进入原料水罐沉降除油,再经原料水泵加压后进入原料水除油器进一步除油,脱出的轻污油间断自流至污油罐,经污油泵间断送至轻污油罐。除油后的酸性水进入原料水缓冲罐,经原料水增压泵加压,再经原料水—净化水换热器与主汽提塔底净化水换热至 100℃,进入主汽提塔上部。塔底用 0.45MPa 蒸汽通过重沸器间接加热汽提,以保证塔底温度 122℃,塔底液位控制 30%~65%;冷凝后的凝结水经凝结水罐压送至溶剂再生装置凝结水回收系统。

汽提塔底净化水经原料水—净化水换热器与原料水换热后，通过净化水泵加压，经净化水空冷器及净化水冷却器冷却至 40℃，大部分送至上游装置回用，剩余部分送至污水处理场。汽提塔顶酸性气经酸性气空冷器冷凝冷却至 90℃后，进入塔顶回流罐，分凝后的酸性气送至硫磺回收装置生产硫磺；凝液经塔顶回流泵返塔作为回流。原料水罐顶部设置尾气脱臭设施，吸收原料水罐顶排放气中的硫化氢及氨等有毒有害物质，减轻对操作环境的污染；同时在原料水罐旁设置氮气水封罐，保证原料水罐的安全。开工初期，净化水可通过开工循环线返至原料水罐，实现内部循环，直到净化水合格为止。

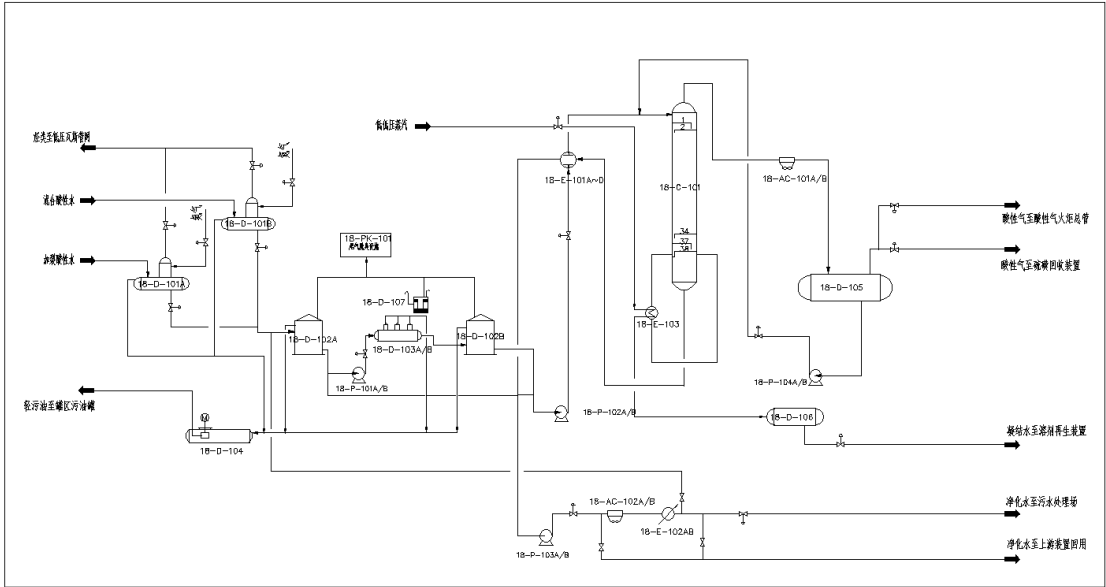


图 2-23 酸性水汽提装置工艺流程图

2.3.7 200 万吨/年芳烃吸附分离装置

自上游凝析油分离装置来的 AGO 在流量控制下送入预吸附原料缓冲罐，经预吸附进料泵升压后进入吸附进料换热器，与循环解吸剂换热升温至 80℃后，进入预处理吸附塔脱除进料中的杂质，确保满足吸附分离进料要求。脱除杂质后的 AGO 在预处理吸附塔出口压力和流量低选控制下进入吸附进料缓冲罐，罐内液相经吸附进料泵升压、吸附原料过滤器脱除固体杂质后，在流量控制下进入吸附塔。

吸附塔由 12 个吸附剂床层构成，塔内充满液体，每个床层连接 5 股进出料管线（进料、解吸剂、抽出液、抽余液、反洗液），每股进出料线上均设有电磁切断阀，总共 60 台，通过专有控制系统周期性的改变电磁阀开关顺序，进而实现了 5 股进出料在床层进出位置的步进式变化，12 个步进为一个周期。5 股进料将 12 个床层分为四个区域，分别为解吸区、精制区、吸附区、缓冲区，按照 4-3-3-2 床层数设置。吸附进料进入吸附塔后，在吸附塔中依次实现吸附、提纯和解吸过程，吸附塔循环液由吸附塔循环泵从吸附塔底部抽出升压后，循环回吸附塔顶部，其流量随所处吸附区域的不同而变化。

抽余液为非芳烃和解吸剂的混合物，自吸附区底部抽出，在吸附塔底压力控制下进入抽余液混合罐。抽余液混合罐为满罐操作，目的是确保抽余液塔进料的组成相对稳定。抽余液自抽余液混合罐自压送出并依次经抽余液进料/塔顶换热

器、抽余液进料/5#白油换热器换热升温后，最后送入抽余液塔中部进料。抽余液塔微正压操作，塔顶全回流。循环解吸剂由精馏段侧线采出，与自抽出液塔侧线采出的循环解吸剂混合后，送入解吸剂缓冲罐。

罐内液相经解吸剂循环泵升压后，经解吸剂空冷器冷却、解吸剂过滤器脱除固体杂质后，作为循环解吸剂返回吸附塔。塔釜采出非芳烃组分，经抽余液塔釜泵升压后，送至非芳分离塔中部进料。

非芳分离塔采用负压操作，塔顶气相经非芳分离塔顶水冷器冷凝冷却后进入非芳烃分离塔真空缓冲罐。非芳分离塔负压状态由非芳分离塔真空机组调节，罐顶气相由非芳分离塔真空机组抽出，送至低低压放空系统，罐底液相排至地下罐。非芳分离塔上部侧线采出轻质非芳烃，经轻质非芳烃采出泵升压后，进入轻质非芳烃空冷器冷却，冷却后轻质非芳烃分为两股，一股作为回流返回非芳分离塔顶部，另一部分经轻质非芳烃水冷器进一步冷却后作为产品送出装置。非芳分离塔下部侧线采出 5#工业白油，经 5#工业白油采出泵升压后，依次进入抽余液进料/5#工业白油换热器、5#工业白油空冷器和 5#工业白油后冷器冷却后，作为产品送出装置。非芳分离塔釜主要为非芳重组分，可根据原料终馏点确定是否外甩重组分，当原料较轻时，可不进行外甩；当原料较重时，塔釜可根据馏程切割要求采出少量非芳重组分，采出的重组分经非芳分离塔釜泵升压后，依次进入非芳重组分空冷器、非芳重溶剂水冷器，冷却至 50℃后送出装置。

抽出液为重芳烃和解吸剂的混合物，自解吸区底部抽出，在流量控制下进入抽出液混合罐。抽出液混合罐为满罐操作，目的是确保抽出液塔进料组成的相对稳定。抽出液自抽出液混合罐自压送出并依次经抽出液塔顶/进料换热器、抽出液进料/重芳烃换热器换热升温后，送入抽出液塔中部进料。抽出液塔微正压操作，塔顶全回流。循环解吸剂由精馏段侧线采出，与自抽余液塔侧线采出的循环解吸剂混合后，送入解吸剂缓冲罐。塔釜采出重芳烃产品，经抽出液塔釜泵升压后，依次进入抽出液进料/重芳烃换热器、重芳烃产品空冷器和重芳烃水冷器冷却后，作为产品送出装置。

当预吸附剂需要再生时，从罐区引入乙醇，在装置内升温至指定温度后，自预处理吸附塔顶进入，自上而下冲洗预处理吸附剂上吸附的杂质。冲洗液自预吸附塔底流出，自压进入预吸附剂再生塔中部进料，塔顶气相经预吸附剂再生塔顶

水冷器冷凝冷却后进入预吸附剂再生塔顶回流罐。罐内液相分为两股，一股作为回流返回塔顶，另一股返回预处理吸附塔可进行多次冲洗，确保预处理吸附剂冲洗干净。塔釜采出自预处理吸附剂上冲洗下来的柴油，经预处理再生塔底水冷器冷却后送至全厂污油系统。

抽余液塔、非芳分离塔和抽出液塔均采用重沸炉供热，预吸附剂再生塔再沸器采用抽余液塔底液供热。

2.3.8 50 万吨/年重芳烃轻质化装置

1、反应部分

自装置外来的混合重芳烃在流量、液位串级控制下进入装置，与分馏部分来的循环油混合，一起通过原料油过滤器进行过滤，除去原料中大于 $25\mu\text{m}$ 的颗粒后，进入原料油缓冲罐，原料油缓冲罐用燃料气气封。滤后混合重芳烃经加氢进料泵升压后与混合氢混合作为混合进料，混合进料经反应流出物/混合进料换热器换热至规定温度，进入预加氢反应器，发生稠环芳烃的选择性加氢饱和、烯烃加氢饱和等反应。预加氢反应产物再经反应产物/预加氢反应产物换热器换热至反应温度后进入轻质化反应器，进行加氢脱烷基、双环芳烃选择性开环、烷基转移等轻质化反应。预加氢反应器设三个催化剂床层，轻质化反应器设五个催化剂床层，2 台反应器各床层间均设急冷氢注入设施。轻质化反应器入口设有开工用的反应加热炉，正常操作时走旁路。

自轻质化反应器出来的反应流出物依次经反应产物/预加氢反应产物换热器、反应产物/混合进料换热器、反应产物/低分油换热器、反应产物空冷器、反应产物水冷器换热、冷却后至 45°C 进入高压分离器进行气液分离。高压分离器顶出来的循环氢分成两路：一路进入膜分离设施，提纯氢至新氢压缩机入口，膜分离尾气与低分气和分馏部分的塔顶气一起出作为轻质化干气出装置；另一路作为循环氢进入循环氢压缩机升压，然后再分为两路：一路作为急冷氢去反应器控制反应器床层入口温度，另一路与来自新氢压缩机出口的新氢混合成为混合氢。新氢压缩机每台级间均设冷却器和分液罐。

高分油在液位控制下进入低压分离器，低分气并入轻质化干气出装置，冷低分油在液位控制下经反应产物/低分油换热器加热后，送至分馏部分的脱丁烷塔。

自装置外来的新氢与膜分离来的提纯氢混合，一起经新氢压缩机入口分液罐

分液后，进入新氢压缩机升压，然后与循环氢压缩机出口的循环氢混合成为混合氢。混合氢与加氢进料泵来的混合重芳烃混合，进入反应系统。

2、分馏部分

来自反应部分的低分油进入脱丁烷塔，脱丁烷塔底采用重沸器，热源为脱重芳烃塔底油。脱丁烷塔顶气经脱丁烷塔顶空冷器和脱丁烷塔顶后冷器冷却后，进入脱丁烷塔顶回流罐进行气液分离。脱丁烷塔顶气在塔顶压力控制下并入轻质化干气送至装置外；脱丁烷塔顶液分成两路：一路经脱丁烷塔顶回流泵升压后，在流量和塔顶温度串级控制下返回脱丁烷塔顶，作为塔顶回流；另一路经脱乙烷塔进料泵升压后送至脱乙烷塔。脱丁烷塔底液在液位控制下进入脱轻烃塔。

自脱乙烷塔进料泵来的脱丁烷塔顶液进入脱乙烷塔，塔底设重沸器，由 C11+芳烃产品提供热源。脱乙烷塔顶气相经脱乙烷塔顶冷却器冷却、冷凝后进入脱乙烷塔顶回流罐进行气液分离。脱乙烷塔顶气在塔顶压力控制下并入轻质化干气送至装置外；液相经脱乙烷塔顶回流泵升压后，全部返回塔顶，做为塔顶回流；塔底为液化气，液化气经液化气冷却器冷却后，作为产品液化气送至装置外。

自脱丁烷塔底来的脱丁烷塔底液进入脱轻烃塔，塔底设重沸器，由 C11+芳烃产品提供热源。塔顶气经脱轻烃塔顶冷却器冷却、冷凝后进入脱轻烃塔顶回流罐，罐顶设氮封。

脱轻烃塔液经脱轻烃塔顶回流泵升压后分成两部分：一部分在流量和塔顶温度控制下，作为脱轻烃塔顶回流返塔；另一部分作为轻质化石脑油产品送至装置外。脱轻烃塔底油经脱轻烃塔底泵升压后，送至脱 BTX 塔。

自脱轻烃塔底来的脱轻烃塔底液进入脱 BTX 塔，脱 BTX 塔底采用重沸器，热源为脱重芳烃塔底油。塔顶气经脱 BTX 塔顶气/热水换热器、脱 BTX 塔空冷器换热、冷却、冷凝后进入脱 BTX 塔顶回流罐，罐顶设氮封。脱 BTX 塔液经脱 BTX 塔顶回流泵升压后分成两部分：一部分在流量和塔顶温度控制下，作为脱 BTX 塔顶回流返塔；另一部分作为 BTX 产品送至装置外。脱 BTX 塔底油经脱 BTX 塔底泵升压后，送至脱重芳烃塔。

自脱 BTX 塔底来的脱 BTX 塔底液进入脱重芳烃塔，脱重芳烃塔底采用重沸炉。塔顶气经脱重芳烃塔顶气/热水换热器、脱重芳烃塔空冷器换热、冷却、冷凝后进入脱重芳烃塔顶回流罐，罐顶设氮封。脱重芳烃塔液经脱重芳烃塔顶回流泵

升压后分成两部分：一部分在流量和塔顶温度控制下，作为脱重芳烃塔顶回流返塔；另一部分作为 C9/C10 芳烃产品送至装置外。

脱重芳烃塔底油分为两部分：一部分经脱重芳烃塔底重沸炉泵升压，依次经脱丁烷塔底重沸器、脱 BTX 塔底重沸器、分馏塔底重沸炉后返塔；另一部分由分馏塔底泵升压后经脱轻烃塔底重沸器、脱乙烷塔底重沸器、C11+芳烃产品/热水换热器后分为两路：一路作为循环油返回反应部分，与混合重芳烃混合作为反应进料；另一路经 C11+芳烃产品冷却器冷却后，作为 C11+芳烃产品送出装置。

2.3.9 150 万吨/年沸腾床渣油加氢装置

液化气进入进料缓冲罐（V-0101），经缓冲后经过脱丙烷塔进料换热器 I（E-0101A,B）与脱丙烷塔底料换热，再经脱丙烷塔进料换热器 II（E-0102）与凝结水换热后，进入脱丙烷塔（C-0101）中部。丙烷和混合 C4 组分在脱丙烷塔内进行分离。塔顶油气经过脱丙烷塔顶空冷器（A-0101A-H）冷却至 48℃ 后，进入脱丙烷塔顶回流罐（V-0102）。罐底丙烷由脱丙烷塔顶回流泵（P-0102A/B）抽出升压后，一部分作为塔顶回流返回脱丙烷塔顶，另一路送出装置。塔顶含硫污水送至火炬分液罐（V-0901）后集中送出装置。塔底混合 C4 组分抽出分为两部分，一部分进脱丙烷塔底重沸器（E-0103A,B）加热后返回脱丙烷塔；另一部分作为脱异丁烷塔进料，经过 E-0101A,B 换热后进脱异丁烷塔（C-0102）分离出粗异丁烷和正丁烷。

C-0102 塔顶油气经过脱异丁烷塔顶冷却器（A-0102A-L）冷却至 49℃ 后，进入脱异丁烷塔顶回流罐（V-0103）。罐底异丁烷由脱异丁烷塔顶回流泵（P-0103A/B）抽出后分为三路，一路作为塔顶回流返回脱异丁烷塔顶；一路经异丁烷冷却器（E-0106）冷却至 40℃ 后送出装置；一路送至脱乙烷塔。塔顶含硫污水送至 V-0901 后集中送出装置。塔底正丁烷抽出分为两部分，一部分进脱异丁烷塔底重沸器（E-0105A,B）加热后返回脱异丁烷塔；另一部分作为正丁烷产品，经正丁烷泵（P-0104A,B）提压后经过正丁烷空冷器（A-0103）、正丁烷冷却器（E-0107A,B）冷却至 40℃ 后送出装置。

粗异丁烷自泵 P-0103A/B 抽出后，经脱乙烷塔进料换热器（E-0108）与脱乙烷塔底料换热后，进入脱乙烷塔（C-0103）中部。液化气在脱乙烷塔内进行分离。塔顶油气经脱乙烷塔顶冷却器（E-0110）冷却至 40℃ 后，进入脱乙烷塔顶回流罐

(V-0104)。罐底料由脱乙烷塔顶回流泵(P-0105A/B)抽出,作为塔顶回流返回脱乙烷塔。塔顶含硫污水送至火炬分液罐(V-0901)后集中送出装置。塔底料一部分进脱乙烷塔底重沸器(E-0109)加热后返回脱乙烷塔;另一部分作为异丁烷产品出装置。

2.3.10 60 万吨/年液化气分离装置

液化气进入进料缓冲罐(V-0101),经缓冲后经过脱丙烷塔进料换热器 I(E-0101A,B)与脱丙烷塔底料换热,再经脱丙烷塔进料换热器 II(E-0102)与凝结水换热后,进入脱丙烷塔(C-0101)中部。丙烷和混合 C4 组分在脱丙烷塔内进行分离。塔顶油气经过脱丙烷塔顶空冷器(A-0101A-H)冷却至 48℃后,进入脱丙烷塔顶回流罐(V-0102)。罐底丙烷由脱丙烷塔顶回流泵(P-0102A/B)抽出升压后,一部分作为塔顶回流返回脱丙烷塔顶,另一路送出装置。塔顶含硫污水送至火炬分液罐(V-0901)后集中送出装置。塔底混合 C4 组分抽出分为两部分,一部分进脱丙烷塔底重沸器(E-0103A,B)加热后返回脱丙烷塔;另一部分作为脱异丁烷塔进料,经过 E-0101A,B 换热后进脱异丁烷塔(C-0102)分离出粗异丁烷和正丁烷。

C-0102 塔顶油气经过脱异丁烷塔顶冷却器(A-0102A-L)冷却至 49℃后,进入脱异丁烷塔顶回流罐(V-0103)。罐底异丁烷由脱异丁烷塔顶回流泵(P-0103A/B)抽出后分为三路,一路作为塔顶回流返回脱异丁烷塔顶;一路经异丁烷冷却器(E-0106)冷却至 40℃后送出装置;一路送至脱乙烷塔。塔顶含硫污水送至 V-0901 后集中送出装置。塔底正丁烷抽出分为两部分,一部分进脱异丁烷塔底重沸器(E-0105A,B)加热后返回脱异丁烷塔;另一部分作为正丁烷产品,经正丁烷泵(P-0104A,B)提压后经过正丁烷空冷器(A-0103)、正丁烷冷却器(E-0107A,B)冷却至 40℃后送出装置。

粗异丁烷自泵 P-0103A/B 抽出后,经脱乙烷塔进料换热器(E-0108)与脱乙烷塔底料换热后,进入脱乙烷塔(C-0103)中部。液化气在脱乙烷塔内进行分离。塔顶油气经脱乙烷塔顶冷却器(E-0110)冷却至 40℃后,进入脱乙烷塔顶回流罐(V-0104)。罐底料由脱乙烷塔顶回流泵(P-0105A/B)抽出,作为塔顶回流返回脱乙烷塔。塔顶含硫污水送至火炬分液罐(V-0901)后集中送出装置。塔底料一部分进脱乙烷塔底重沸器(E-0109)加热后返回脱乙烷塔;另一部分作为异丁烷

产品出装置。

2.3.11 50 万吨/年干气分离装置

自炼厂各装置来的减压干气、凝析油加氢干气、凝析油分离干气、轻质化干气、渣油加氢干气、HC 干气、预加氢干气、重整干气、对二甲苯干气和 PSA 尾气等炼厂干气混合后，经过压缩后，送入碳四吸收单元和汽油吸收单元，得到的富乙烷气送乙烯裂解装置做原料。

1、碳四吸收解吸单元

自炼厂各装置来的减压干气、凝析油加氢干气、凝析油分离干气、轻质化干气、渣油加氢干气、HC 干气、预加氢干气、重整干气、对二甲苯干气和 PSA 尾气等炼厂干气混合后，经干气压缩机一段吸入罐分液后，送入干气压缩机，经压缩机升压至 3.8MPa (G)，再经干气冷却器冷却到 15℃后，送入二段排出罐，罐底分离出的水相送往污水罐，罐顶分离出的干气送往碳四吸收塔。

干气自中部进入碳四吸收塔，自下而上与从塔顶自上而下的贫碳四吸收剂接触，回收干气中的碳二及碳二以上重组分，塔顶未被吸收的甲烷、氢气、氮气等不凝气夹带部分碳四吸收剂送往汽油吸收塔，塔底富碳四吸收剂自压送至碳四解吸塔。碳四吸收塔上部设置一台中间冷却器，塔内部分液相由中冷器循环泵自塔上部集液盘内抽出，送至中间冷却器，经冷媒水冷却到 15℃后送回碳四吸收塔内，通过控制中冷器循环泵抽出量来控制集液盘处液位，防止泵抽空。碳四吸收塔下部设置了两台中间再沸器，以充分利用装置内物料余热，吸收塔第一中沸器以碳四解吸塔塔釜的贫碳四吸收剂为热源；吸收塔第二中沸器以来自汽油解吸塔塔釜的贫汽油吸收剂为热源。碳四吸收塔塔釜设置吸收塔再沸器，以低压蒸汽作为热源，蒸汽凝结水送入吸收塔凝液罐。正常操作中，通过调节低压蒸汽流量来控制吸收塔釜温度；通过调节塔釜温度，来控制塔釜出料中 CH₄ 的含量；通过调节进入吸收塔中碳四吸收剂用量，来控制碳二组分回收率。

碳四吸收塔塔底富碳四吸收剂自压送至碳四解吸塔中部。塔顶气体经过解吸塔冷凝器冷却至 15℃后，在解吸塔回流罐中进行气液分离，凝液经碳四解吸塔回流泵送至碳四解吸塔塔顶作回流，气相经解吸塔过冷器冷却后送碳二采出罐，进行汽液分离，液相返回解吸塔回流罐，气相富乙烷气作为产品送出装置。塔釜贫碳四吸收剂进入碳四吸收剂循环罐，经碳四循环泵抽出后送至吸收塔第一中沸

器做热源，再经碳四吸收剂换热器回收热量，再经碳四吸收剂水冷器冷却至 40℃ 后，分出一部分送至界区外（目的是平衡循环吸收剂中的重组分），剩余的碳四吸收剂与自碳四吸收剂补充泵来的补充碳四混合后，经碳四吸收剂过冷器冷却至 15℃ 后，送至碳四吸收塔顶部作吸收剂。碳四解吸塔塔釜再沸器采用低压蒸汽作热源，蒸汽凝结水送入凝液罐。正常操作中，通过调节低压蒸汽流量来调整塔釜温度。

装置内设有一台碳四吸收剂补充罐。补充碳四自罐区来，经碳四吸收剂补充泵升压，再经碳四吸收剂过冷器冷却后，送至碳四吸收塔顶部作吸收剂。

2、汽油吸收解吸单元

来自 1#碳四吸收塔塔顶和 2#碳四吸收塔塔顶的未被吸收的 H₂、N₂、CH₄ 等不凝气和夹带的少量碳四吸收剂，从塔底送入汽油吸收塔中。自界区外来的汽油吸收剂进入汽油吸收剂罐，经汽油吸收剂进料泵抽出送至汽油冷却器冷却到 15℃ 后，进入汽油吸收塔塔顶作为吸收剂，吸收 H₂、N₂、CH₄ 等不凝气中夹带的碳四吸收剂。塔顶未被吸收的甲烷、氢气、氮气等作为粗氢气经汽油分离罐分液后送至膜分离成套设备，得到膜分离尾气和富氢气体，膜分离尾气送至燃料气管网，富氢气体经压缩机升压后送至 PSA 装置。

塔中部设置一台汽油吸收塔中间冷却器，从塔的第二段填料下部用汽油吸收塔中冷器泵抽出液相，经汽油吸收塔中间冷却器用冷媒水冷却到 15℃ 后，送回至塔内。塔釜富汽油吸收剂自压送至汽油解吸塔。

自汽油吸收塔塔釜来的富汽油溶剂先进入碳四吸收剂换热器与碳四吸收剂换热，再进入汽油吸收剂换热器与自吸收塔第二中沸器来的贫汽油吸收剂换热后，进入汽油稳定塔中部，在汽油稳定塔内将富汽油溶剂中的碳四及少量碳二解吸出来。塔顶气相经汽油稳定塔冷凝器冷却后，进入汽油稳定塔分液罐进行气液分离，罐底液相经汽油稳定塔回流泵抽出，一部分送至碳四吸收剂补充罐做为补充碳四吸收剂，剩余部分送至汽油稳定塔顶部作为回流，分液罐顶不凝气送燃料气管网。塔底贫汽油吸收剂经汽油稳定塔釜液泵抽出后，送至吸收塔第二中沸器回收热量，再经汽油吸收剂换热器加热富汽油吸收剂后送至汽油吸收剂罐循环使用。塔釜汽油稳定塔再沸器以中压蒸汽作为热源。

2.3.12 2*6 万吨/年硫磺回收装置 II

1、酸性水汽提单元

自装置外来的酸性水首先进行预处理。上游装置来的混合酸性水进入原料水脱气罐脱气，脱出的轻油气送至火炬系统，脱气后的酸性水进入原料水除油器，脱除上游携带的轻油污后，进入原料水罐 A 进一步沉降除油除颗粒。脱出的轻油污间断自流至地下污油罐，经污油自吸泵间断送至工厂污油罐区。

除油后的酸性水经原料水罐 B 缓冲并由原料水进料泵加压经换热后进入主汽提塔的第 1 层塔盘。塔底用 1.0MPa 蒸汽通过重沸器间接加热汽提。汽提塔底净化水与原料水换热，再经过净化水空冷器和净化水冷却器冷却至 40℃后，送至上游装置回用，剩余部分送至污水处理场；汽提塔顶含氨酸性气经冷却、分液后送至硫磺回收装置。凝液则经塔顶回流泵返塔作为回流。

2、溶剂再生单元

自上游装置循环氢脱硫、干气液化气脱硫来的富液，经富液过滤器过滤杂质后，与贫液经贫富液二级换热器换热至 60~65℃，进入富液闪蒸罐，闪蒸出大部分溶解烃，再经富溶剂泵加压，并经贫富液一级换热器换热至 98℃进入再生塔，塔底由重沸器供热，进行间接蒸汽加热。塔顶气体经酸性气-热水换热器和酸性气水冷却器冷凝冷却、酸性气分液罐分液后，酸性气送至硫磺回收装置，冷凝液经再生塔顶回流泵返塔作为回流。塔底贫液经贫富液一级换热器换热，由溶剂循环泵加压，再经贫富液二级换热器换热、贫液空气及贫液冷却器冷却至 40℃后，进入溶剂缓冲罐，而后经溶剂外送泵压送至上游各脱硫单元循环使用。

3、硫磺回收单元

(1) 制硫部分

汽提酸性气和再生酸性气在界区处混合后进入分液罐分液，分液后的酸性气分成两股分别进入两个系列。以下以一个系列流程简述。

分液后的酸性气经过酸性气预热器加热至 160℃进入酸性气燃烧炉。由燃烧炉鼓风机来的空气经空气预热器预热后进入酸性气燃烧炉，酸性气燃烧配风量按烃类完全燃烧和 1/3 硫化氢生成二氧化硫来控制。进炉酸性气与燃烧炉空气采用主回路比例调节，尾气管道上设置 H₂S/SO₂ 比例在线分析仪，连续分析尾气的组成，反馈微调进炉空气，使过程气中 H₂S/SO₂ 尽量接近 2: 1。

燃烧后高温过程气进入废热锅炉产生 4.4MPa 蒸汽，过程气被冷却，经一级冷凝器冷却、分离液硫，过程气用废热锅炉产生的高压蒸汽加热至所需温度后，进入一级反应器，进行 CLAU S 反应，然后经二级冷凝分离液硫；过程气用废热锅炉产生的高压蒸汽加热至所需温度后进入二级反应器，进行 CLAU S 反应，然后进入三级冷凝器分离出液硫；过程气（尾气）再经液硫捕集器进一步捕集硫雾后，送至尾气处理部分。

产生的液硫在硫池（地下）中储存。硫池由 2 个隔间组成，分别储存未脱气液硫和已脱气液硫。由各硫冷凝器冷凝分离出的液硫经硫封至硫池未脱气部分，未脱气的液硫经液硫脱气泵加压送至液硫冷却器，冷却后的液硫送至尾气捕集器。在尾气捕集器中，液硫与 CLAU S 尾气直接逆向接触以脱除液硫中溶解的 H₂S。液硫中的 H₂S 与 CLAU S 尾气一起进入尾气处理部分。脱气后的液硫自尾气捕集器底部经硫封进入液硫池已脱气部分隔间，脱气后的液硫送至造粒成型机进行成型，固体硫磺（粒径 2~6mm）经计量、包装、缝袋后存放于仓库中，定期由汽车或火车运至厂外。同时设置液硫出厂设施。

（2）尾气处理部分

本部分有两个系列，以下以一个系列流程简述。

自捕集硫雾后的 CLAU S 尾气采用高压蒸汽加热升温，并设置外部氢气源保持尾气加氢反应所需的氢气浓度。过程气和氢气混合后进入加氢反应器，其中的各种硫化物被水解加氢还原为 H₂S，加氢后过程气经尾气处理废热锅炉取热后送入急冷塔进一步冷却，其中的水蒸汽组份被冷却分离，产生的急冷水部分经由急冷水泵送至酸性水汽提处理。

急冷后的尾气进入尾气吸收塔，与高效脱硫剂逆流接触，其中的 H₂S 和部分 CO₂ 被溶剂吸收，尾气吸收塔顶出来的尾气进入焚烧炉，用燃料气助燃进行热焚烧，使硫化物焚烧为 SO₂，焚烧炉烟道气经高压蒸汽过热器和废热锅炉冷却，烟道气降温到约 300℃ 后，利用烟-空换热器预热辅助燃烧空气，使烟气温度冷却至 180℃，送至烟气后碱洗部分。

酸性气燃烧炉废热锅炉及尾气焚烧炉废热锅炉发生的高压蒸汽除一部分用于一级过程气加热器、二级过程气加热器及尾气加热器外，其余部分经蒸汽过热器过热后并入工厂高压蒸汽管网。

一、二级硫冷凝器和尾气处理废热锅路产生的 0.45MPa 蒸汽供装置内保温、伴热用，剩余部分送至溶剂再生单元使用。

(3) 溶剂再生

从两个系列来的硫磺回收尾气吸收塔的富液进入尾气处理溶剂再生单元，混合富液在贫-富液换热器内与贫液换热后进入再生塔上段，塔顶酸性气体经冷却分液后返至硫磺回收酸性气分液罐，冷凝液返回塔顶作为回流；离开再生塔的贫液经贫液增压泵增压与富液换热后，再经贫液空冷器及水冷器冷却后进入溶剂缓冲罐，经溶剂循环泵分别送至尾气吸收塔循环使用。

(4) 烟气后碱洗

自两个系列焚烧炉废热锅炉来的烟气与净化烟气换热后进入烟气碱洗塔，在塔内与循环液逆流接触，烟气温度降至 57℃，同时烟气中的剩余的大部分的二氧化硫等被洗涤脱除。在碱洗塔内定期注入碱液，碱液的注入量由循环液返塔管线上 pH 分析仪控制，使塔釜内的液体保持中性(pH 约 6~7)。塔釜内的循环液经洗涤循环泵升压后，大部分返回洗涤塔作为冷却水，仅少部分送至下一步处理。

洗涤循环泵排放的废盐水送至氧化罐，在其中通过空气氧化降低其 COD，氧化空气由尾气焚烧炉鼓风机供给，氧化后的含盐废水溢流至排液罐，再经排液泵升压、冷却后送至污水处理场统一处理。

为维持塔内的液相平衡，洗涤塔设置补水线（除盐水）。冷却后的烟气自烟气碱洗塔顶部排出，进入气-气换热器加热至 140℃后送至 80m 烟囱排空。

同时设置烟气旁路，仅在排放烟气中 SO₂ 含量超标和开停工期间启用烟气后碱洗设施。

2.4 工作范围

本项目以福建福海创石油化工有限公司现有污水处理车间机柜间、老厂中控室、老厂化验室、老厂维修中心、芳烃机柜间（一）、芳烃机柜间（二）、芳烃机柜间（三）、FAR21 机柜间、储运综合办公楼为目标保护建筑，分析新建石脑油罐区、液化石油气（LPG）球罐区、戊烷（C₅）罐区、成品油罐区、日罐区 1、日罐区 2、中间罐区 1、对二甲苯装置 I、对二甲苯装置 II、PX 歧化装置、PX 抽提蒸馏装置、连续重整装置、90 万吨/年抽提装置、加氢裂化装置、制氢 PSA 装

置、硫磺回收装置、凝析油分离装置、减压蒸馏装置、减粘裂化装置（停用）、50 万吨/年干气分离装置及 8 万标方 PSA 装置、50 万吨/年重芳烃轻质化装置、200 万吨/年芳烃吸附分离装置、凝析油加氢装置 2*6 万吨/年 2#硫磺装置、150 万吨/年沸腾床加氢装置、工业己烷优化设施对其产生的爆炸荷载影响。

注意：

1. 本项目根据安全现状评价报告、安全专篇、PID 图、设备台账进行本项目爆炸危险有害因素辨识；

2. 本项目爆炸事故后果分析用于确定建筑物所在位置上的事故荷载，不考虑连续多次爆炸和事故后果的多米诺效应对建筑物的破坏作用。

3. 分析方法和软件工具

3.1 分析流程

建筑物的抗爆设计采用的峰值入射超压及相应的正压作用时间，一般采用**最大可信事件**或爆炸载荷累计频率曲线进行评估确定。本次评估采用最大可信事件场景所计算出的峰值入射超压及相应的正压作用时间，作为控制室抗爆能力评估的依据。

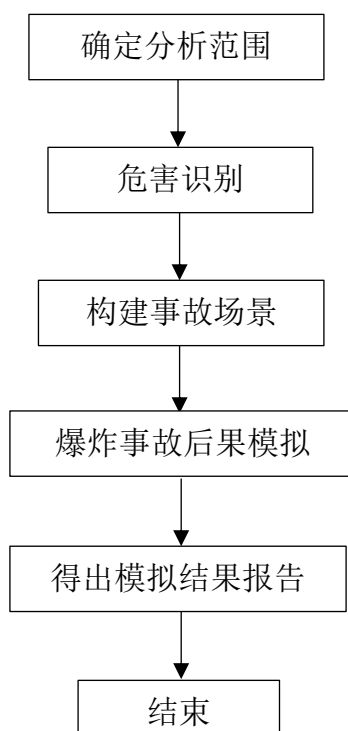


图 3-1 爆炸模拟分析流程图

3.2 分析方法

3.2.1 危害识别

根据装置物料平衡表、物料安全技术说明书、过去类似装置的事故案例、HAZOP 分析报告、重大危险源评估报告等资料和信息，识别各个装置危险物料分布、危险物料泄漏导致的气云扩散、火灾和爆炸场景、可能发生的工艺事故以及极端事故场景。

辨识气体爆炸源。气体爆炸源指受阻塞、封闭的空间或区域，且该区域可能产生处于爆炸极限范围内的可燃气体，该可燃气体遇到延迟点火源后，产生气体

爆燃或爆轰现象。

3.2.2 泄漏单元划分方法

根据工艺流程图、工艺管道仪表流程图、系统隔离设施的设置情况和操作工况将工艺装置和储运系统划分为不同的过程模块泄漏单元。过程模块泄漏单元中的危险物料相同，单元中的工艺操作压力相差不超过 1 个数量级。划分时，系统隔离设施为：

- 1) 提供安全切断功能的控制阀；
- 2) 往复式压缩机和容积泵；
- 3) 在运行期间处于关闭的切断阀；
- 4) 安全阀、爆破片和液封；
- 5) 与止回阀串联使用的过流阀；
- 6) 故障安全型（故障关）的紧急切断阀，在正常运行期间为阀门开，紧急工况时，能够自动关闭或能够在控制室通过远程操作进行切断；
- 7) 其他在泄漏情况下能有效提供切断功能的设备设施等。

装置之间的工艺管道或装置与储运系统之间的长管道单独划分为一个泄漏单元。如果泵或压缩机与上下游储存系统之间有紧急切断或隔离设施时，泵或压缩机单独作为一个泄漏单元。

3.2.3 后果场景确定方法

按照 GB/T37243-2019 中 6.4.4 条款泄漏场景根据泄漏孔大小可分为完全破裂和孔泄漏两大类，各泄漏孔径的取值范围和代表值见表 3-1。泄漏一般发生于各设备的连接处，因此各设备泄漏场景一般取决于各设备连接的最大连接管径。

表 3-1 泄漏孔径取值范围

泄漏场景	范围/mm	代表值/mm
小孔泄漏	0~5	5
中孔泄漏	5~50	25
大孔泄漏	50~150	100
完全破裂	>150	1)设备(设施)完全破裂或泄漏孔径>150; 2)全部存量瞬时释放

泵和压缩机的泄漏场景取吸入管道的泄漏场景，当泵或压缩机的吸入管径小于 150mm 时，取小于吸入直径的孔泄漏场景以及完全破裂场景。

3.2.4 有效泄漏时间确定方法

有效泄漏时间的确定应考虑以下因素：

- a) 设备和相连系统中的存量；
- b) 探测和联锁切断时间；
- c) 可能采取的任何反应措施。

在确定有效泄漏时间时，应对每个泄漏场景的有效泄漏时间逐个确认，有效泄漏事件可取如下三项中的最小值：

- a) 60min
- b) 最大可能泄漏量与泄漏速率的比值；
- c) 基于探测及联锁切断系统等级的泄漏时间，参见表 3-2、表 3-3。

表 3-2 探测系统的分级指南

序号	探测系统类型	探测系统分级
1	专门设计的仪器仪表，用来探测系统的运行工况变化所造成的物质损失（即压力损失或流量损失）；	A
2	适当定位探测器，确定物质何时会出现在承压密闭体以外；	B
3	外观检查、照相机，或带远距功能的探测器；	C

表 3-3 联锁切断系统的分级指南

序号	联锁切断系统类型	联锁切断系统等级
1	直接在工艺仪表或探测器启动，而无需操作者干预的隔离或停机系统	A
2	操作者在控制室或远离泄放点的其他合适位置启动的隔离或停机系统	B
3	手动操作阀启动的隔离系统	C

通过对探测和联锁切断系统的分级，各孔径下的泄漏时间见表 3-4。

表 3-4 基于探测和联锁切断系统等级的泄漏时间

序号	探测系统分级	联锁切断系统分级	泄放时间
1	A	A	5mm 泄漏孔径, 20min 25mm 泄漏孔径, 10min 100mm 泄漏孔径, 5min
2	A	B	5mm 泄漏孔径, 30min 25mm 泄漏孔径, 20min 100mm 泄漏孔径, 10min
3	A	C	5mm 泄漏孔径, 40min 25mm 泄漏孔径, 30min 100mm 泄漏孔径, 20min
4	B	A 或 B	5mm 泄漏孔径, 40min 25mm 泄漏孔径, 30min 100mm 泄漏孔径, 20min
5	B	C	5mm 泄漏孔径, 60min 25mm 泄漏孔径, 30min 100mm 泄漏孔径, 20min
6	C	A、B 或 C	5mm 泄漏孔径, 60min 25mm 泄漏孔径, 40min 100mm 泄漏孔径, 20min

注：以上分级指南只在评价连续性泄漏时使用。

3.2.5 单元最大泄漏量确定方法

泄漏单元的液体物料存量采用下式进行计算：

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

式中：

V_i ——第 i 个容器物料的体积，单位为 m^3 ；

V_j ——第 j 个板式换热器或空冷器物料的体积，单位为 m^3 ；

V_k ——第 k 个管壳式换热器物料的体积，单位为 m^3 ；

V_l ——第 l 个炉子危险物料的体积，单位为 m^3 ；

V_m ——第 m 个管道的体积，单位为 m^3 ；

ρ ——物料的密度，单位为 kg/m^3 ；

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

t ——切断隔离时间，单位为 s 。

3.2.6 事件树与概率分配

参照 GB/T37243-2019 附录 F，针对不同状态的可燃介质建立事件树，如图 3-2 至图 3-6 所示：

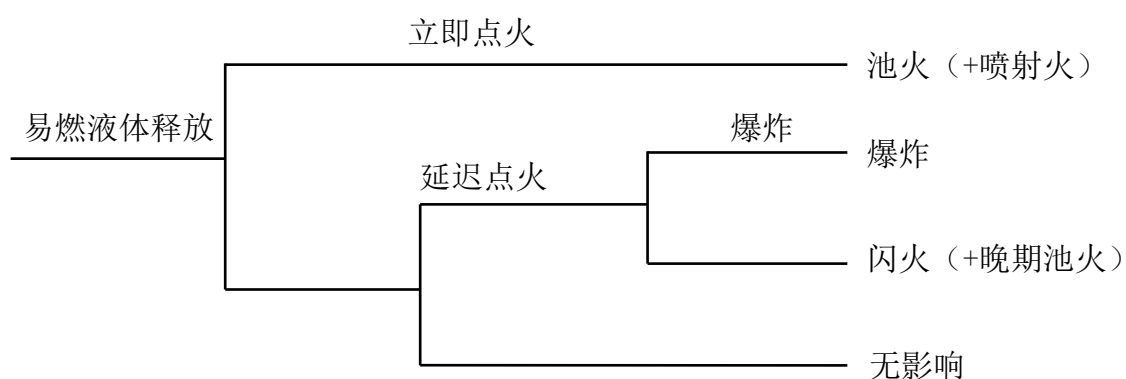


图 3-2 易燃液体释放事件树

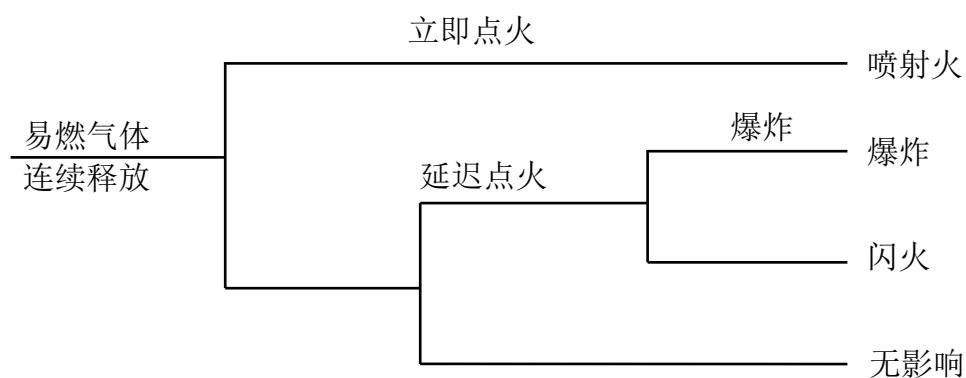


图 3-3 易燃气体连续释放事件树

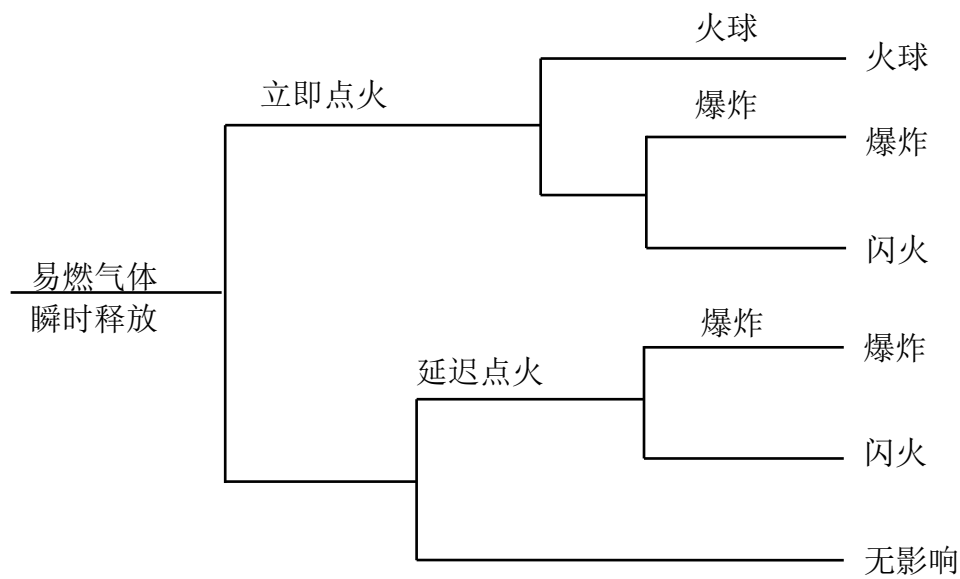


图 3-4 易燃气体瞬时释放事件树

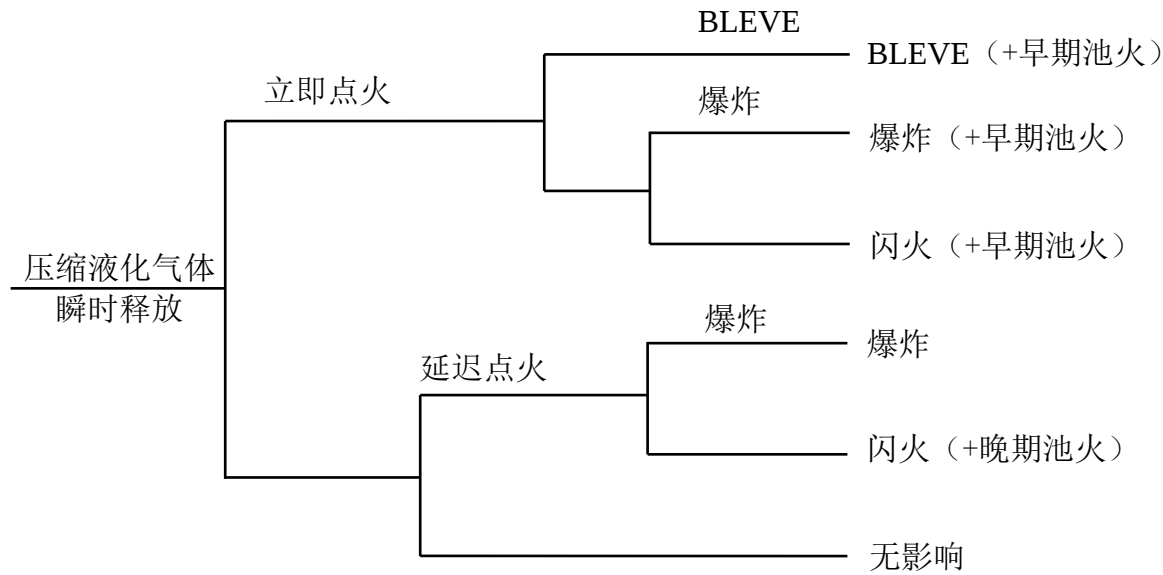


图 3-5 压缩液化气体瞬时释放

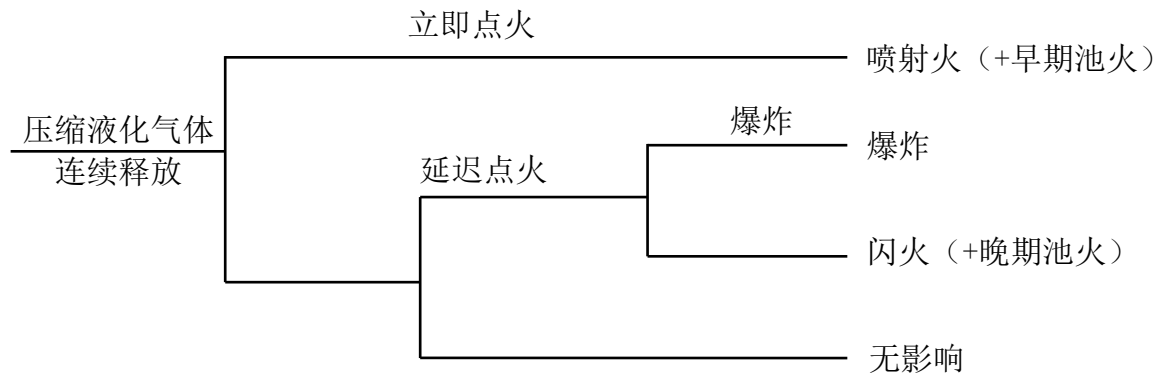


图 3-6 压缩液化气体连续释放

延迟点火概率取值如表 3-5 所示：

表 3-5 延迟点火概率取值表

点火源	延迟点火概率
点源	
机动车辆	0.4
火焰	1
室外燃烧炉	0.9
室内燃烧炉	0.45
室外锅炉	0.45
室内锅炉	0.23
船	0.5
危化品船	0.3
捕鱼船	0.2
游艇	0.1
内燃机车	0.4
电力机车	0.8
线源	
输电线路	0.2/100m
公路	按交通流量计算
铁路	按交通流量计算
面源	
化工厂	0.9/座
炼油厂	0.9/座
重工业区	0.7/座
轻工业区	按人口计算
人口	
居民	0.01/人
工人	0.01/人

延迟点火概率（PODI）按照 1-立即点火概率（POII）进行保守计算，在延迟点火概率的事件后果中，以 0.4 和 0.6 的后果事件概率分配给 VCE 爆炸后果和闪

火（+晚期池火）的后果概率。

3.2.7 蒸汽云爆炸模型

本项目采用 OREM（Obstructed Region Explosion Model）蒸汽云爆炸模型，该模型通过考虑阻塞区域和可燃蒸汽云的相互作用来预测蒸汽云爆炸的影响，具体包括 TNO 多能模型和 Baker-Strehlow-Tang 模型。模型以已发表的世界权威文献为基础，以超压峰值、正相位持续时间和蒸汽云爆炸周围区域的脉冲形式预测爆炸损害，以便在后果和风险评估中使用。

TNO 多能模型是用于确定障碍空间而非封闭性空间中蒸汽云爆炸特征的方法，它强调障碍物和边界约束对爆炸后果的影响。该方法的主要特点是根据气体受限程度的不同把蒸汽云分成若干块体积，即障碍区域，每个障碍区域对应于一个爆炸强度指数。

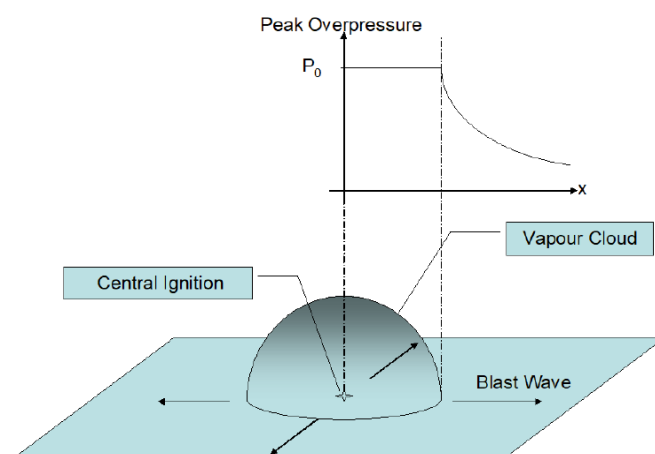


图 3-7 TNO 模型原理示意图

将每个障碍区域内的气云等效成半球形（如图 3-7 所示），在球心处点火，火焰对称地向四周传播，气云范围内产生峰值超压 P_0 ，气云外部的超压随距离的增大而衰减，不同爆炸强度的衰减规律参见下图 3-8。

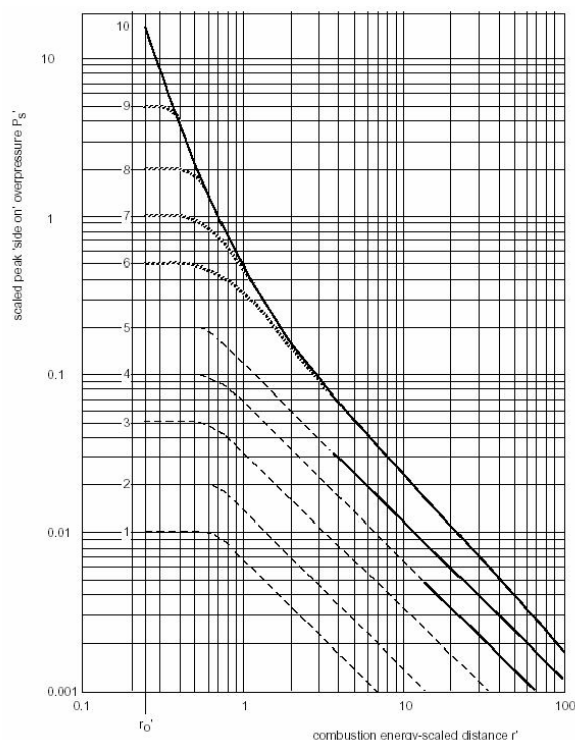


图 3-8 TNO 模型爆炸强度曲线（侧向超压）

比例侧向超压与比例距离符合下述公式：

$$P'_s = \frac{\Delta P_s}{P_a} \quad (1)$$

$$r' = \frac{r}{\left(\frac{E}{P_a}\right)^{\frac{1}{3}}} \quad (2)$$

式中，

P'_s 为比例峰值侧向超压；

ΔP_s 为峰值侧向超压；

P_a 为大气压力；

r' 为比例距离；

r 为与球心（点火点）的直线距离；

E 为总的燃烧热。

通过模拟计算障碍区域蒸汽云爆炸参数，根据爆炸波参数特征曲线中的比例距离确定比例峰值侧向超压或比例正相持续时间，从而计算出爆炸波超压和持续时间。TNO 多能模型中，蒸汽云爆炸危害后果表示为：爆炸波峰值侧向超压 P_s

和正相持续时间 t_p 。

3.2.8 爆炸源强度确定方法

多能法将爆炸源爆炸强度分为 10 个等级，爆炸强度等级与点火能量、障碍区域障碍程度和障碍区域限制程度有关，如表 3-6 所示。

表 3-6 爆炸源强度等级划分表

点火能		受阻塞程度			受约束程度		强度等级
弱	强	强	弱	不存在阻塞	平行板约束	不存在平行板	
	X	X			X		7~10
	X	X				X	7~10
		X			X		5~7
	X		X		X		5~7
	X		X			X	4~6
	X			X	X		4~6
X		X				X	4~5
	X			X		X	4~5
			X		X		3~5
X			X			X	2~3
X				X	X		1~2
X				X		X	1

爆炸强度的确定应综合以下几个因素：

(1) 点火能量

- 强：泄爆过程中就能引燃蒸汽云；
- 弱：潜在点火源仅为热表面或火花；

(2) 受阻塞程度

— 强：表示障碍物的体积大于整个阻塞区域体积的 30%且障碍物之间的距离小于 3m；

- 弱：表示该区域障碍物存在，但不能同时满足前面两个条件的情况；
- 不存在：指该区域内没有障碍物。

(3) 受约束程度

- 存在约束：指可燃气体云被 2 个或 3 个固体面限制；
- 不存在约束：指可燃气体云只受到地表一个表面限制。

3.2.9 容器物理爆炸模型

容器物理爆炸可采用 BLEVE 爆炸模型，PHAST 软件中的 BLEVE 模块可用于计算流体的 BLEVE 爆炸沸腾液体蒸汽爆炸。在 BLEVE 模型中，爆炸能量是对爆炸产生的峰值超压和冲量有最大影响的因素。通常使用热力学方法估算爆炸能量，即取物料（包含液态和气态物料）在爆炸前和爆炸后的内能之差作为爆炸能量。

$$h = u + Pv$$

式中，

h 为比焓（J/Kg）；

u 为内能（J/Kg）；

P 为绝对压强（Pa）；

V 为比容（m³）。

物料在爆炸前具有的内能：

$$u_1 = x_{L,1}h_{L,1} + (1 - x_{L,1})h_{G,1} - x_{L,1}P_1v_{L,1} - (1 - x_{L,1})P_1v_{G,1}$$

式中，

$h_{L,1}$ 为爆炸前饱和液体的比焓（J/Kg）；

$h_{G,1}$ 为爆炸前饱和蒸气的比焓（J/Kg）；

$x_{L,1}$ 为爆炸前液体的质量百分比；

$v_{L,1}$ 为爆炸前饱和液体的比容（m³/Kg）；

$v_{G,1}$ 为爆炸前饱和蒸气的比容（m³/Kg）。

物料在爆炸后具有的内能：

$$u_2 = x_{L,2} \left(x_{L,2}^{L1} h_{L,2}^{L1} + (1 - x_{L,2}^{L1}) h_{G,2}^{L1} - x_{L,2}^{L1} P_0 v_{L,2}^{L1} - (1 - x_{L,2}^{L1}) P_0 v_{G,2}^{L1} \right) + \\ (1 - x_{L,2}) \left(x_{L,2}^{G1} h_{L,2}^{G1} + (1 - x_{L,2}^{G1}) h_{G,2}^{G1} - x_{L,2}^{G1} P_0 v_{L,2}^{G1} - (1 - x_{L,2}^{G1}) P_0 v_{G,2}^{G1} \right)$$

爆炸能量：

$$E_{EX} = M(u_1 - u_2)$$

式中，

E_{EX} 为爆炸能量（J）；

M 为流体质量（Kg）。

确定爆炸能量后，再根据比例距离与比例峰值超压、比例冲量的关系图确定比例超压、比例冲量，从而最终确定超压和冲量。

$$\bar{R} = r \left[\frac{P_0}{E_{EX}} \right]^{1/3}$$

式中，

$\bar{R}$ 为比例距离；

r 为与爆炸源的距离（m）。

$$\bar{P}_s = \frac{p_s}{P_0} - 1$$

式中，

$\bar{P}_s$ 为比例超压（Pa）；

p_s 为峰值侧向超压（绝对压强）（Pa）。

$$\bar{I} = \frac{i_s a_0}{P_0^{2/3} E_{EX}^{1/3}}$$

式中，

i_s 为正相位侧向冲量（Pa.s）；

a_0 为声速（m/s）。

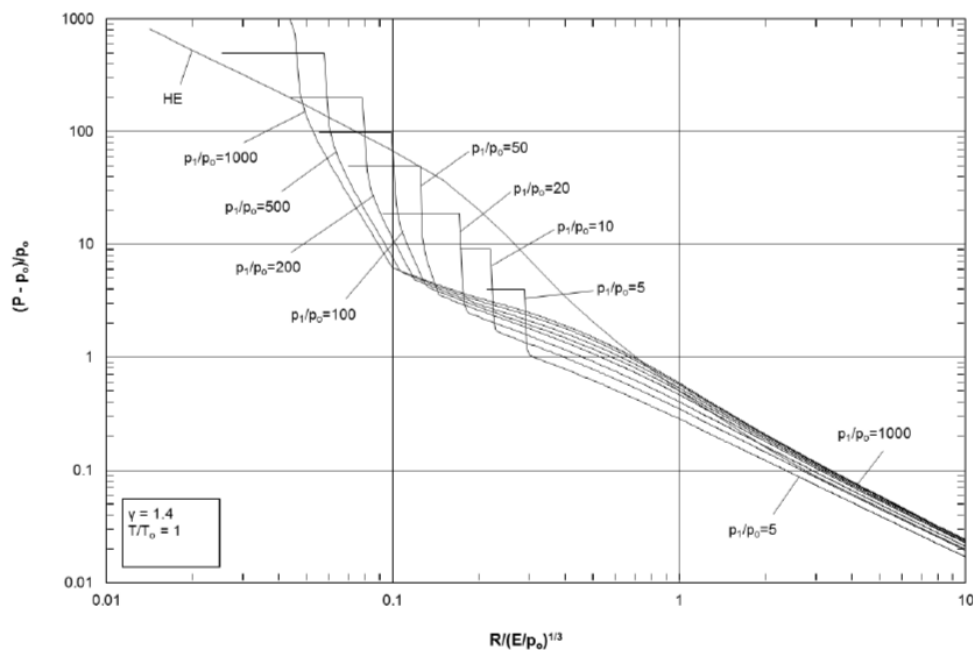


图 3-9 BLEVE 模型中比例超压与比例距离的关系

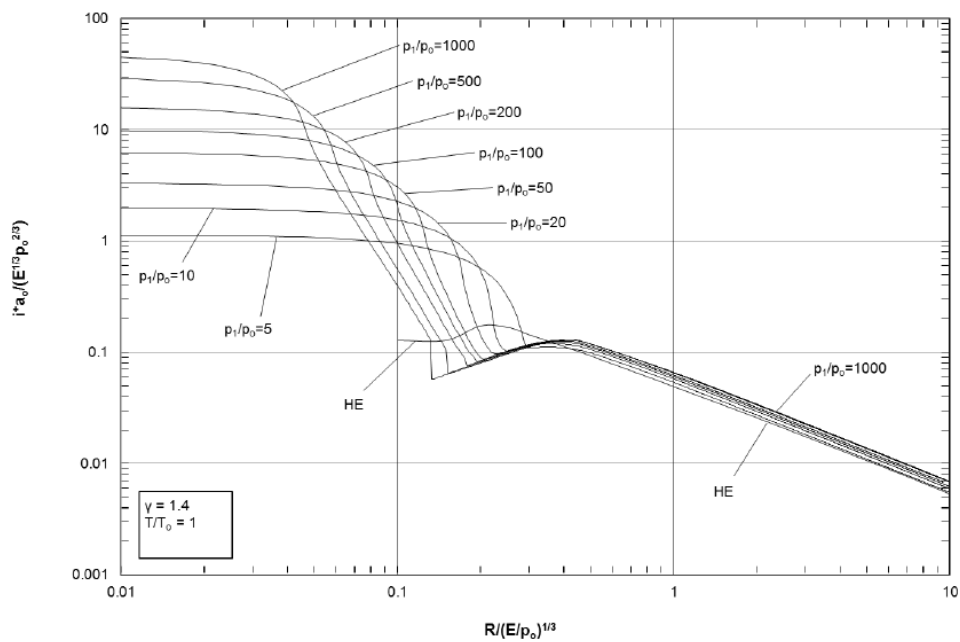


图 3-10 BLEVE 模型中比例冲量与比例距离的关系

3.2.10 容器物理爆炸失效压力的确定

根据《石油化工过程风险定量分析标准》（报批稿）SH/T 3226-2024，容器爆裂时的特征参数可参照下表进行选择。

表 3-7 容器爆裂时的特征失效压力和失效温度

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

失效原因	失效压力	失效温度
	接近化学式气体混合物时，采用 8~10 倍的气体初始压力	

3.3 软件工具

本次分析采用 DNV 公司的 PHAST 软件，模拟本项目各系统的爆炸后果。PHAST 软件全称工艺危险源分析软件工具（Process Hazard Analysis Software Tool），主要用于检查潜在事件从最初发布到远场散布分析的进展情况，包括池扩散和蒸发建模以及易燃和毒性效应。主要功能是通过软件中的数学模型模拟和预测由油气所产生的安全事故的危险和后果，这其中包括，闪火、喷射火、池火、火球、爆炸以及有毒气体扩散等。

OREM 是为 PHAST 3D 和 SAFETI 3D 开发的蒸汽云爆炸模型。它包括 TNO 多能模型和 Baker-Strehlow-Tang 模型，并通过考虑阻塞区域和可燃云的相互作用来预测蒸汽云爆炸的影响。它以已发表的文献为基础，以超压峰值、正相位持续时间和蒸汽云爆炸周围区域的脉冲形式预测爆炸损害，以便在后果和风险评估中使用。

TNO 多能模型是用于确定障碍空间而非封闭性空间蒸汽云爆炸特征的方法，它强调障碍物和边界约束对爆炸后果的影响。该方法的主要特点是根据气体受限程度的不同把蒸汽云分成若干块体积，即障碍区域，每个障碍区域对应于一个爆炸强度指数。通过模拟计算障碍区域蒸汽云爆炸参数，根据爆炸波参数特征曲线中的比例距离确定比例峰值侧向超压或比例正相持续时间，从而计算出爆炸波超压和持续时间。TNO 多能模型中，蒸汽云爆炸危害后果表示为：爆炸波峰值侧向超压 P_s 、峰值动态压力 p_{dyn} 和正相持续时间 t_p 。

3.4 评估爆炸荷载对普通建筑物破坏准则

评估爆炸荷载对普通建筑的破坏，依据 GB/T 37243-2019《危险化学品生产装置和储存设施外部安全防护距离的确定方法》附录 G.3 中的表格数据可以直观定性认识爆炸荷载对普通建筑的破坏效应，如下表所示：

表 3-8 爆炸超压对普通建筑的破坏效应

压力/kPa	影响
0.14	令人厌恶的噪声(137dB,或低频 10 Hz~15 Hz)
0.21	已经处于疲劳状态下的大玻璃偶尔破碎
0.28	产生大的噪声(143dB)、玻璃破裂
0.69	处于压力应变状态的小玻璃破裂
1.03	玻璃破裂的典型压力
2.07	“安全距离”(低于该值, 不造成严重损坏的概率为 0.95); 抛射限值; 屋顶出现某些破坏;10% 的窗户玻璃被打碎
2.76	有限的较小结构破坏
3.4~6.9	大窗户和小窗户通常破碎; 窗户框架偶尔遭到破坏
4.8	房屋建筑物受到较小的破坏
6.9	房屋部分破坏, 不能居住
6.9~13.8	石棉板粉碎; 钢板或铝板起皱, 紧固失效; 木板固定失效、吹落
9.0	钢结构的建筑物轻微变形
13.8	房屋的墙和屋顶局部坍塌
13.8~20.7	没有加固的混凝土墙毁坏
15.8	严重结构破坏的低限值
17.2	房屋砌砖 50%破坏
20.7	工厂建筑物内的重型机械 (1362kg)轻微损坏; 钢结构建筑 变形, 并离开基础
20.7~27.6	自成构架的钢面板建筑破坏; 油储罐破裂
27.6	轻工业建筑物的覆层破裂
34.5	木制的支撑柱折断; 建筑物内高大液压机(18160kg)轻微破 坏
34.5~48.2	房屋几乎完全破坏
48.2	装载货物的火车车厢倾翻
48.2~55.1	未加固的 203.2 mm~304.8 mm 厚的砖板因剪切或弯曲导致

压力/kPa	影响
	失效
62.0	装载货物的火车货车车厢完全破坏
68.9	建筑物可能全部遭到破坏；重型机械工具(3178kg)移位并严重损坏，非常重的机械工具(5448kg)幸免

4. 爆炸模拟与分析

4.1 爆炸危险介质识别

依据《石油化工控制室抗爆设计规范》(GB50779-2022)中第 4.1.1 条文解释：“蒸汽云爆炸在石油化工行业中是需要首要关注的，对于压力设备爆炸、液体爆炸等可通过定期开展设备的检测、维护、加强安全管控等措施降低事故风险，在工程中一般不考虑。”本次分析中选取可能产生蒸汽云爆炸的危险介质作为本次评估危险源输入软件计算。

根据企业提供的原料、产品情况结合危险设备台账可知，本项目可能产生具有燃爆危险性的泄漏物料基本参数如下表所示：

表 4-1 燃爆危险介质一览表

序号	物料名称	危险化学品序号	CAS 号	相态	密度 t/m ³	沸点℃	熔点/凝点℃	闪点℃	自燃点℃	爆炸极限 v%	火灾危险类别
1	凝析油(原油)	1967	8002/5/9	液	0.75~0.95	常温~500	-60~30	-20	350	1.1~8.7	甲 B
2	石脑油	1964	8030-30-6	液	0.78~0.97	20~160	-	<-2	480~510	1.1~8.7	甲 B
3	氢气	1648	1333-74-0	气	0.07(-252.8℃)	-252.8	-259.2	<-50	500	4.1~74.1	甲
4	燃料气(甲烷)	1188	74-82-8	气	0.42(-164℃)	-161.5	-182.5	-188	538	5.3~15	甲
5	液化石油气	2546	68476-85-7	液	0.58	-	-	-74	426~537	5~33	甲 A
6	燃料油5(减三线蜡油)	-	-	液	0.8~1.0	-	-	>120	-	-	丙 B
7	柴油	1674	-	液	0.87~0.9	282-338	-18	≤60	257	0.6~6.8	乙 B
8	硫化氢	1289	7783/6/4	气	1.19(空气=1)	-60.4	-85.5	-	260	4~46	甲
9	戊烷	2796	109-66-0	液	0.626	36	-130	-49	260	1.5~7.8	甲 B

10	丁烷	2778	106-97-8	气	0.58 (-0.5°C)	-0.5	-138.4	-60	287	1.8~8.4	甲
11	乙烷	2661	74-84-0	气	0.45(-88.6°C)	-88.6	-183.3	<-50	472	3~16	甲
12	燃料油	-	-	液	0.8~1.0	-	-	>60	-	-	丙 A
13	氨	2	7664-41-7	气	0.82(-79°C)	-33.5	-	-	651	15.7~27.4	乙
14	苯	49	71-43-2	液	0.88	80.1	5.5	-11	560	1.2~8	甲 B
15	甲苯	1014	108-88-3	液	0.87	110.6	-94.9	4	480	1.2~7.0	甲 B
16	二甲苯	355、 356、 357、	95-47-6	液	0.88	144.4	-25.5	<28	463	11.0~7	甲 B
17	重整油	-	-	液	0.8~0.9	-	-	<28	-	-	甲 B
18	石脑油 4 (抽 余油)	-	-	液	0.7~0.79	60~130	-	<28	-	-	甲 B
19	轻烃	-	-	液	0.7~0.79	-	-	<28	-	-	甲 B
20	石脑油 3(轻重 整 液)	-	-	液	0.7~0.79	-	-	<28	-	-	甲 B
21	C9+芳 烃	-	-	液	0.8~0.9	-	-	<28	-	-	甲 B

22	工业用 碳 十粗 芳烃	-	-	液	0.8~0.9	-	-	<45	-	-	乙 A
23	轻油			液	0.7~0.79	-	-	<28	-	-	甲 B
24	1,3,5-三 甲 基苯	1801	108-67-8	液	0.89	176.1	-25.5	48	470	-	乙 B

注：上表提取自《腾龙芳烃（漳州）有限公司安全现状评价报告》2022 年 11 月 28 日版；报告编号：2022-BJXZ-055

4.2 泄漏单元划分

泄漏单元为一个或多个连通的设备设施。单元内物料相同，单元运行压力和温度近似相等或在同一数量级。单元的危险物料泄漏不会引发来自上下游单元大量的物料泄漏。泄漏单元划分主要依据流程内泄漏时能在较短时间内起到切断作用的关断阀作为划分的节点，若流程内操作压力、温度和介质相态发生较大变化时需单独考虑。

本项目依据现有资料按照以下标准进行爆炸危险设备选择，并按所选设备作为分析单元：

- ① 设备内介质为甲、乙类可燃、易燃物质；
- ② 设备内可燃、易燃物质的存量较多；
- ③ 设备具有较高的操作温度、操作压力；
- ④ 设备位置距离受保护建筑距离较近；

经过对各设备、储罐的详细分析、比较和筛选，选定用于最终爆炸荷载计算的设备清单及参数见下表：

4.2.1 生产一团队反应器类主要设备及参数

序 号	位 号	名称	数量 (个)	规格型号及特性参数		介质名称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格		压力 (MPa)	温度 (℃)	压力 (MPa)	温度 (℃)	
生产一团队:		凝析油分离装置									
1.	13-R-201	一级反应器	1	立式	Φ3600×23340	凝析油、氢气	2.13	200	4.2	225	Q345R （正火）
2.	13-R-202	二级反应器	1	立式	Φ4200×16900	凝析油、氢气	1.95	60	2.7	120	Q345R （正火）
3.	13-R-203A B	吹扫气反应器	2	立式	Φ1400×3760	燃料气、氢气	0.5	85	0.79	105	Q345R （热轧）
4.	13-R-401	一级脱硫醇反应器	1	立式	Φ750× 3750 TT	液化石油气	1.95	40	2.8	60	CS
5.	13-R-402	二级脱硫醇反应器	1	立式	Φ750 × 3750 TT	液化石油气	1.9	40	2.8	60	CS
6.	13-R-403	液膜水洗接触器	1	立式	Φ750 × 3750 TT	液化石油气	1.85	40	2.36	60	CS
		凝析油加氢装置									
7.	15-R- 101	加氢反应器	1	立式	Φ5200×17947	凝析油、氢气、 硫化氢、氨	4.5	272	5.52	357	TP347+14Cr1Mo R 、 14Cr1Mo

		硫磺回收装置									
8.	16-R-101	一段克劳斯反应器	1	卧式	Φ3500×14500	硫化氢、二氧化硫、氮气、水	0.041	207~310	0.5	380	16MnR(R-HIC)、 格栅 0Cr18Ni10Ti
9.	16-R-102	二段克劳斯反应器	1	卧式	Φ3500×14500	硫化氢、二氧化硫、氮气、水	0.041	207~310	0.5	380	16MnR(R-HIC)、 格栅 0Cr18Ni10Ti
10.	16-R-201	一段克劳斯反应器	1	卧式	Φ3500×14500	硫化氢、二氧化硫、氮气、水	0.041	207~310	0.5	380	16MnR(R-HIC)、 格栅 0Cr18Ni10Ti
11.	16-R-202	二段克劳斯反应器	1	卧式	Φ3500×14500	硫化氢、二氧化硫、氮气、水	0.041	207~310	0.5	380	16MnR(R-HIC)、 格栅 0Cr18Ni10Ti
12.	16-R-301	还原反应器	1	卧式	Φ3200×9100	硫化氢、二氧化硫、氢气、氮气、二氧化碳	0.018	240~312	0.5	380	16MnR(R-HIC)、 格栅 0Cr18Ni10Ti

4.2.2 生产一团队塔器类主要设备及参数

序 号	位 号	名 称	数量 (个)	规格型号及特性参数		介质名称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格		压力 (MPa)	温度(℃)	压力 (MPa)	温度 (℃)	
生产一团队:		减压分馏装置									
1.	12-C-101	减压分馏塔	1	填料	Φ5000/Φ9600×45 00	常压渣油	0.003	389	0.35	430	复合钢 /00Cr19Ni10
2.	12-C-301	脱柴油馏分塔	1	填料	Φ3600/Φ5000×28 050	柴油馏分	0.1	276	0.35	330	304L/Q345
		凝析油分离装置									
3.	13-C-301	脱丁烷塔	1	板式	Φ3300/Φ4800/Φ6 000×57435	丁烷	0.99/1.02	73/206	1.3	240	Q345R
4.	13-C-311	脱乙烷塔	1	板式	Φ2100×52650	乙烷	2.46/2.49	66/119	2.8	150	Q345R
5.	13-C-312	液化石油气脱硫 化氢塔	1	填料	Φ2000/Φ1600×28 525	液化石油气、胺 液	2.1/2.2	40/44.6	2.8	70	Q245R
6.	13-C-321	轻石脑油分离塔	1	板式	Φ5600×54660	轻石脑油	0.24/0.27	110/203	0.5	240	Q345R

7.	13-C-331	C5 分离塔	1	板式	Φ2600/Φ3600×37 160	轻石脑油、戊烷	0.5/0.53	97/129	0.8	160	Q345R
8.	13-C-341	重石脑油分离塔	1	板式	Φ5100/Φ7600×56 320	重石脑油、燃料 油 6	0.19/0.22	188/289	0.5	340	Q345R
9.	13-C-351	轻烃吸收塔	1	板式	Φ1200/Φ2000×34 300	轻烃、燃料气混 合物	0.8/0.82	42/72	1.08	105	Q245R
		凝析油加氢装置									
10.	15-C- 101	氧气汽提塔	1	填料	Φ2700/7000×2882 0T-T	凝析油、氢气、 硫醇	0.46/0.47	55/56	0.62/-0.1	168	Q345R
11.	15-C- 102	汽提塔	1	板式	Φ3200/4800/5800 ×42450T-T	凝析油、氢气、 硫化氢、氨	0.87/0.91	71/200	1.02/-0.1	270	Q345R/Q345R+S 31603
12.	15-C- 103	尾气脱硫塔	1	板式	Φ1500/3400×2350 7T-T	凝析油、氢气、 硫化氢、氨	0.75/0.79	50/56	0.92/-0.1	168	Q345R (R-HIC)
13.	15-C- 104	轻烃吸收塔	1	板式	Φ1800×16950T-T	轻烃、氨	0.72/0.75	71/78	0.88/-0.1	168	Q345R
		硫磺回收装置									
14.	16-C- 101	液硫脱气塔	1	立式	Φ1400/Φ1500×47 00	液硫、含硫空气 (夹套：蒸汽)	0.07~ 0.15	135	0.5	200	16MnR (R-HIC) +20R
15.	16-C-201	液硫脱气塔	1	立式	Φ1400/Φ1500×47 00	液硫、含硫空气 (夹套：蒸汽)	0.07~ 0.15	135	0.5	200	16MnR (R-HIC) +20R

4.2.3 生产一团队容器类主要设备及参数

序 号	位 号	名 称	数量 (个)	规格型号及特性参数		介质名称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格		压力 (MPa)	温 度 (℃)	压力 (MPa)	温度 (℃)	
生产一团队:		减压分馏装置									
1.	12-D- 131	燃料油 5 (减三线蜡油) 缓冲罐	1	立式	Φ1000×2300	燃料油 5 (减三线蜡油)	-0.099	370	0.35/ -0.102	430	0Cr18Ni9
	凝析油分离装置										
2.	13-D- 102	一级电脱盐罐	1	卧式	Φ3600×20700	凝析油	1.5	85	2.56	130	Q345R
3.	13-D- 103	二级电脱盐罐	1	卧式	Φ3600×20700	凝析油	1.5	85	2.56	130	Q345R
4.	13-D-201	凝析油进料缓 冲罐	1	卧式	Φ5700 ×19885	凝析油	0.51	85	0.79/FV	105	Q345R
5.	13-D-202A/ B	一级反应器保 护罐	2	立式	Φ2400 × 4500	凝析油、氢气	2.32	201	4.2/FV	225	Q345R
9.	13-D-203	脱气罐	1	卧式	Φ4700 × 19300	凝析油、氢气	1.45	60	1.73/FV	120	Q345R
7.	13-D-204	进料凝聚过滤 器	1	卧式	Φ2200 × 8900	凝析油	2.63	82	4.2	102	Q345R

8.	13-D-311	脱乙烷塔顶回流罐	1	卧式	Φ1800×5550	氢气、C1~C5 混合物	2.45	50	2.8/ -0.102	100	Q245R
9.	13-D-312	液化石油气分离罐	1	立式	Φ1800×6074	液化石油气	2.2	40	2.8/ -0.102	70	Q245R
10.	13-D-321	轻石脑油塔顶回流罐	1	卧式	Φ4100×12675	轻石脑油、燃料气	0.23	95	0.5/ -0.102	130	Q345R
11.	13-D-322	轻石脑油塔重沸器冷凝水罐	1	立式	Φ1400×4280	蒸汽、蒸汽冷凝水	3.65	246.6	4.78/ -0.102	400	Q345R
12.	13-D-331	C5 塔顶回流罐	1	卧式	Φ2200×7160	戊烷、燃料气	0.49	95	0.8/ -0.102	130	Q345R
13.	13-D-341	重石脑油塔顶回流罐	1	卧式	Φ3700×11020	重石脑油、燃料气	0.18	172	0.5/ -0.102	205	Q345R
凝析油加氢装置											
14.	15-D-101	新氢压缩机入口缓冲罐	1	立式	Φ600×1750T-T	氢气	2.65	33	3.39/-0.1	168	Q345R
15.	15-D-102	进料聚结器	1	卧式	Φ2600×4500T-T	凝析油	0.82	55	2.87	120	Q345R

16.	15-D- 104A	反应器保护罐	1	立式	Φ3800×1860T-T	油气、氢气、硫化氢、氨	4.8	326	5.88/FV	352	TP347+14Cr1Mo R、14Cr1Mo
17.	15-D- 104B	反应器保护罐	1	立式	Φ3800×1860T-T	油气、氢气、硫化氢、氨	4.8	326	5.88/FV	352	TP347+14Cr1Mo R、14Cr1Mo
18.	15-D- 105	高压分离器	1	卧式	Φ5000×24320T-T	油气、氢气、硫化氢、氨	3.58	52	4.39/-0.1	125	Q345R (R-HIC)
19.	15-D- 106	循环氢压缩机入口缓冲罐	1	立式	Φ1700×2500T-T	氢气	3.57	52	4.39/-0.1	125	Q345R (R-HIC)
20.	15-D- 107	汽提塔顶回流罐	1	卧式	Φ2500×8720T-T	凝析油、氢气、硫化氢、氨	0.81	40	1.07/-0.1	168	Q345R (R-HIC)
21.	15-D- 108	CCR 氢气尾气缓冲罐	1	立式	Φ1100×2050T-T	氢气	0.25	40	0.45/-0.1	168	Q345R
22.	15-D- 111	液化石油气吸收塔回流罐	1	卧式	Φ1000×2950T-T	氢气、凝析油	0.7	35	0.93/-0.1	168	Q345R
	硫磺回收装置										
23.	16-D- 104	捕集器	1	立式	Φ1800/Φ1900×36	过程气夹套：蒸	0.023	134	0.5/0.7	350/17 0	16MnR(R-HIC)

					00	汽					
24.	16-D-601	再生酸性气分液罐	1	立式	Φ1400×2850	酸性气、液	0.064	45	0.5	170	16MnR(R-HIC
25.	16-D-602	汽提酸性气分液罐	1	立式	Φ1200×2600	酸性气、液	0.064	90	0.5/-0.1	170	16MnR(R-HIC
26.	16-D304	再生塔顶回流罐	1	立式	Φ1200×2900	酸性气、液	0.07	50	0.5/-0.1	170	20R+00Cr17Ni14 Mo2

4.2.4 生产二团队塔器类主要设备及参数

序号	位号	名称	数 量 (个)	规格型号及特性参数		介质名称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格		压 力 MPa(顶 部/底部)	温度℃(顶 部/底部)	压 力 (MPa)	温 度 (℃)	
生产二团队:		加氢裂化装置									
1.	21-C- 101	循环氢脱硫塔	1	板式	Φ3200×H1800	轻石脑油、重石 脑油， 未转化 油、 轻烃、氢气、硫 化氢、氨气	13.58	60	14.96	260	16Mn+堆焊 E347

2.	21-C-102	冷低分气脱硫塔	1	填料	Φ765×H16635	石脑油 2（加裂轻石脑油）、重石脑油和未转化油	2.9/2.93	59/66	3.2/-0.1	260/23 2	Q245R+00Cr19Ni10
3.	21-C-201	产品汽提塔	1	板式	Φ4725/Φ5640×H35000	重石脑油	1.2/1.22	125/283	1.38/F.V	335/23 2	Q345R+0Cr13/Q345R
4.	21-C-202	分馏塔	1	板式	Φ7925/Φ9145×H65915	C1~C4、硫化氢、石脑油 2（加裂轻石脑油）	0.21/0.25	108/320	0.39/-0.1	364/23 2	Q345R/Q345R+0Cr13
5.	21-C-203	重石脑油汽提塔	1	板式	Φ6100×H24365	石脑油 2（加裂轻石脑油），氢气、硫化氢、氨气等	0.22/0.23	165/178	0.4/F.V	232	Q345R
6.	21-C-402	脱乙烷塔	1	板式	Φ3660×H45055	氢气、硫化氢、氨气、轻烃，胺液（MDEA 水溶	1.0/1.1	50/114	1.28/-0.1	260/23 2	Q345R+00Cr19Ni10

						液)					
7.	21-C-403	脱丁烷塔	1	板式	Φ5180/Φ3960 ×H47490	硫化氢、氨气、 液化石油气、 MDEA 水溶液	1.01/1.03	79/166	1.19/F.V	260/23 2	Q345R
8.	21-C-405	液化气脱硫塔	1	填料	Φ2430 ×H21050	石脑油 2 (加裂 轻石脑油)、重 石脑油和未 转化油	1.91/1.94	40/50	2.3/F.V	260	Q245R+00Cr19N i10
		4 万 Nm³/h 制氢 装置									
9.	25-C-401	汽提塔	1	立式	Φ800×13900	蒸汽、水	1	220	1.2	250	Q345R
10.	26-C- 101A~ J	吸附塔	10	立式	Φ2600×12030	原料气 (含氢 气、一氧化碳)等	0.03-2.7	40	3.2	60	Q345R
		20 万 Nm³/h 重 整氢 PSA 装置									
11.	27-C- 101A~ J	吸附塔	10	立式	Φ3200×9540	混合原料气	0.03-2.8	45	3.1	60	Q345R
		3000Nm³/h 高 纯氢 PSA 装置									

12.	28-C-2001A ~F	吸附塔	6	立式	Φ800×3600	氢气	0.03-2.6	40	2.85	50	Q345R
-----	------------------	-----	---	----	-----------	----	----------	----	------	----	-------

4.2.5 生产二团队容器类主要设备及参数

序 号	位 号	名 称	数量 (个)	规格型号及特性参数		介质名称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格		压力 (MPa)	温 度 (℃)	压力 (MPa)	温度 (℃)	
生产二团队:		加氢裂化装置									
1.	21-D- 101	原料油缓冲罐	1	卧式	Φ4500 ×11502	燃料油 5（减三线蜡油）、燃料油 6、氮气	0.35/0.2	150	0.53/F.V	232	Q245R
2.	21-D- 103	热高压分离器	1	立式	Φ4570×15325.6	油、油气、氢气、硫化氢、氨	14.2	228	15.67/F. V	316	2.24Cr1Mo
3.	21-D- 104	热低压分离器	1	立式	Φ3050 ×13735	油、油气、氢气、硫化氢、氨	3.14	226	3.46/F.V	316/23 2	Q345R

4.	21-D- 105	冷高压分离器	1	立式	Φ3358 ×18604.3	油、油气、氢气、 硫化氢、氨、含 硫污水	13.62	60	14.96/F. V	260	16Mn IV + 堆 焊 E347
5.	21-D- 106	冷低压分离器	1	立式	Φ3050 ×15120	油、油气、氢气、 硫化氢、氨、水	2.99	59	3.29/F.V	260/23 2	Q345R + 00Cr19Ni10
6.	21-D- 107	循环氢压缩机 入 口分液罐	1	立式	Φ3430×10477	油、油气、氢气、 硫化氢等	13.54	66	14.96/ -0.1	260	16Mn IV
7.	21-D-201	产品汽提塔顶 回 流罐	1	卧式	Φ3370 ×8750	石脑油、氢气、 油气、硫化氢	1.1	59	1.38/F.V	260	Q345R/Q345R +00Cr19Ni10
8.	21-D-202	分馏塔顶回流 罐	1	卧式	Φ3780 ×16512	石脑油、油气	0.14	60	0.35/F.V	232	Q345R
9.	21-D-203A/ B	重石脑油脱硫 罐	2	立式	Φ2600 ×13755	重石脑油、硫化 氢	1.04	178	2.3/F.V	260/23 2	Q345R
10.	21-D-301	二阶段原料油 缓 冲罐	1	立式	Φ3500 ×21325	分馏塔底油	0.52/0.47	174	0.8/F.V	260	Q345R
11.	21-D-402	脱乙烷塔回流 罐	1	卧式	Φ2800 ×8082	石脑油 2、油气、 硫化氢、氢气	1	40	1.28/F.V	260/23 2	Q345R +00Cr19Ni10

12.	21-D-404	脱丁烷塔顶回流罐	1	立式	Φ2720×7506	液化气、硫化氢、氨等	0.9	40	1.08/F.V	260/23 2	Q345R
13.	21-D-501	新氢压缩机一级入口分液罐	1	立式	Φ1670 ×5428	新氢(氢气、甲烷)	2.6	40	2.86/-0.1	260/23 2	Q345R
14.	21-D-650A	21-K-501A 一级进口缓冲罐	1	卧式	Φ1098×3750	氢气+甲烷	2.7	40	6.11	175	516-70
15.	21-D-901	高压放空分液罐	1	卧式	Φ6000 ×94477	壳程: 放空油气、氢气、硫化氢; 管程: 低压蒸汽	罐体 0.4 盘管 1.2	260	罐体 0.8/F.V 盘管 1.8		罐体 300/ 210 盘管 280
16.	21-D-902	低压放空分液罐	1	卧式	Φ5000 ×14799	放空油气、氢气、硫化氢	0.05-0.4	260	0.6/F.V	300/26 0	Q245R
17.	21-D-903	地下重污油罐	1	卧式	Φ1600 ×3828	氢气、硫化氢、	0.05-0.6	260	1.0/F.V	300	Q245R

						重污油、油气等					
18.	21-D-904	地下轻污油罐	1	卧式	Φ1600×3828	氢气、硫化氢、 轻污油、油气等	0.05-0.6	200	1.0/F.V	232	Q245R
	4 万 Nm³/h 制氢 装置										
19.	25-D- 101	原料油缓冲罐	1	立式	Φ1200×3650	石脑油、水	0.5	40	1.6	90	Q345R
20.	25-D-301	中变气第一分 液 罐	1	立式	Φ1700×4100	碳氢化合物、氢 气、蒸汽冷凝液	2.79	137	3.25	225	Q345R 复合 SS304L
21.	25-D-302	中变气第二分 液 罐	1	立式	Φ1200×3400	碳氢化合物、氢 气、蒸汽冷凝液	2.79	40	3.25	130	Q345R 复合 SS304L
22.	26-D- 101	原料气分液罐	1	立式	Φ1600×6168	原料气	2.7	40	3.2	50	Q345R
23.	26-D- 102AB	顺放气缓冲罐	2	立式	Φ2600×13706	氢气	1.4	40	1.55	50	Q345R
24.	26-D- 103	解吸气缓冲罐	1	立式	Φ3800×23502	解吸气(氢气、 一氧化碳、甲 烷、二氧化碳、 水)	0.5	40	0.7	50	Q345R

25.	26-D- 104	解吸气混合罐	1	立式	Φ3800×23502	解吸气(氢气、一氧化碳、甲烷、二氧化碳、水)	0.3	40	0.5	50	Q345R
20 万 Nm³/h 重 整氢 PSA 装置											
26.	27-D- 101	原料气分液罐	1	立式	Φ3000×10000	重整气、脱硫后低分气混合气	2.8	45	3	50	Q345R
27.	27-D- 102AB	顺放气缓冲罐	2	立式	Φ3400×14000	顺放气	1	45	1.1	50	Q345R
28.	27-D- 103	解吸气缓冲罐	1	立式	Φ3600×23000	解吸气	0.3	45	0.4	50	Q345R
29.	27-D- 104	解吸气混合罐	1	立式	Φ3600×23000	解吸气	0.3	45	0.4	50	Q345R
3000Nm³/h 高 纯氢 PSA 装置											
30.	28-D- 101	顺放气缓冲罐	1	立	Φ1000×3600	氢气	1	40	1.28	50	Q345R

4.2.6 芳烃团队反应器类主要设备及参数

序 号	位 号	名 称	数量 (个)	规格型号及特性参数		介质名称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格		压力	温度 (℃)	压力	温度	

							(MPa)		(MPa)	(℃)	
芳烃团队:		预加氢装置									
1.	31-R- 101	预加氢反应器	1	立式	Φ3300×6750	氢气+HC +硫化 氢+氨	3.2	330	4	342	A387Gr11.Cl2+S S321 Clad
2.	31-R- 102	预加氢脱汞罐	1	立式	Φ1800×11420	HC	1.08	97	2.05	117	345R
		连续重整装置									
3.	32-R- 101	重整第一反应 器	1	立式	Φ3100×11173	氢气、油	0.48	545	0.9	545	A387Gr22.Cl2
4.	32-R- 102	重整第二反应 器	1	立式	Φ3100×14387	氢气、油	0.44	545	0.83	545	A387Gr22.Cl2
5.	32-R- 103	重整第三反应 器	1	立式	Φ4200×14501	氢气、油	0.39	545	0.76	545	A387Gr22.Cl2
6.	32-R- 104	重整第四反应 器	1	立式	Φ4200×18453	氢气、油	0.35	545	0.7	545	A387Gr22.Cl2
7.	32-R- 105A/ B	重整氢脱氯罐	2	立式	Φ3400×7000	氢气	3.03	32	3.39	80	345R
8.	32-R- 106A/ B	稳定塔进料脱 氯 罐	2	立式	Φ3000×7800	HC	2.45	108	3.6	131	345R
9.	32-R-201A/ B	重整油白土处 理 器	2	立式	Φ4200×18300	HC	2.08	200	4.17	220	345R

10.	32-R-201C/ D	重整油白土处 理器	2	立式	Φ4200×18300	HC	2.08	200	4.17	220	Q345R
		歧化装置									
11.	37-R- 101A	苯、甲苯白土处 理器	1	立式	Φ4400×17100	芳 烃(含 苯)	1.1	200	4.17	220	345R
12.	37-R- 101B	苯、甲苯白土处 理器	1	立式	Φ4400×17100	芳 烃(含 苯)	1.1	200	4.17	220	345R
13.	37-R- 102	歧化反应器	1	立式	Φ6700×7250	氢气+HC	2.48	487	2.86	512	A387Gr22.Cl2
		对二甲苯装置 I									
14.	41-R-201	补充解吸剂白 土处理器	1	V	Φ609×5500	对二乙基苯	0.34	130	4.17	170	A106Gr.B
15.	42-R- 101	异构化反应器	1	V	Φ4700×11104	氢气+HC	1.49	427	1.67	447	A387Gr22.Cl2
16.	42-R- 102A	异构化白土处 理器	2	V	Φ4000×14550	芳 烃	2.35	220	4.17	237	345R
17.	42-R- 102B	异构化白土处 理器	2	V	Φ4000×14550	芳 烃	2.35	220	4.17	237	345R
		对二甲苯装置 II									
18.	43-R-201	补充解吸剂白 土处理器	1	V	Φ609×5500	对二乙基苯	0.34	130	4.17	170	A106Gr.B
19.	44-R- 101	异构化反应器	1	V	Φ4700×11104	氢气+HC	2.48	423	2.86	512	A387Gr22.Cl2

20.	44-R- 102A	异构化白土处理器	1	V	Φ4000×14550	芳烃	2.35	220	4.17	170	345R
21.	44-R- 102B	异构化白土处理器	2	V	Φ4000×14550	芳烃	2.35	220	4.17	237	345R

4.2.7 芳烃团队塔器类主要设备及参数

序 号	位 号	名 称	数量 (个)	规格型号及特性参数		介质名称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格或特性参数		压力 (MPa)	温度 (℃)	压力 (MPa)	温度 (℃)	
芳烃团队:		预加氢装置									
1.	31-C- 101	汽提塔	1	立式	Φ2500/3500/4900 ×33500	HC (含硫化氢、 苯)	0.81	233	0.99	253	A516Gr.70
		连续重整装置									
2.	32-C- 101	稳定塔	1	立式	Φ3100/4400/6000 ×39750	碳氢化合物	1.62	279	1.8	299	A516Gr.70+UG8 4
3.	32-C- 102	脱乙烷塔	1	立式	Φ1000/1900×1895 0	碳氢化合物	2.76	109	3.03	131	A516Gr.70+UG8 4
4.	32-C-201	重整油分馏塔	1	立式	Φ5100×39350	C8+芳烃	0.13	190	0.4	212	A516Gr.70

		抽提蒸馏装置									
5.	36-C- 101	抽提蒸馏塔	1	立式	Φ5000/3600/2400 ×51400	含苯烃、水、环 丁砜	0.18	174	0.4	195	A516 Gr.70
6.	36-C- 102	回收塔	1	立式	φ4500*26200	含苯碳氢化合 物、水、环丁砜	0.35	195	0.031	174	A516 Gr.60
7.	36-C- 103	溶液再生塔	1	立式	Φ2400×6500	环丁砜、水	0.006	174	0.35	225	A516 Gr.60
8.	36-C- 104	脱 C5 塔	1	立式	Φ2400×33932	C5-C7 非芳烃	0.2	120	0.38	150	Q245R
		歧化装置									
9.	37-C- 101	苯塔	1	立式	Φ5000×51500	苯/C6+芳烃	0.15	168	0.42	188	A516Gr.70
10.	37-C- 102	甲苯塔	1	立式	Φ5600/6700×5035 0	烃类 (C7+芳烃)	0.53	239	0.71	259	A516Gr.70
11.	37-C- 103	重芳烃塔	1	立式	Φ5200×44600	C9+芳烃	0.15	250	0.42	280	A516Gr.70
12.	37-C- 104	歧化稳定塔	1	立式	Φ3000/4500×4570 0	芳烃、烃类 (含 苯)	0.64	232	0.82	252	A516Gr.70
		对二甲苯装置 I									
13.	41-C- 101	二甲苯再蒸馏塔	1	立式	Φ8800/7400/6800 ×101400	二甲苯、C9+芳 烃	1.05	299	1.23	321	A516Gr.70

14.	41-C- 102A	二甲苯分馏塔 (上部)	1	立式	Φ7600×70500	C8+芳烃	1.01	263	1.19	317	A516Gr.70
15.	41-C- 102B	二甲苯分馏塔 (下部)	1	立式	Φ9400/7600×7435 0	C9+芳烃	1.12	289	1.3	317	A516Gr.70
16.	41-C-201 A/B	吸附塔	2	立式	Φ8700×29260.5	C8+C10 芳烃	1.42	175	1.9	200	A516Gr.70
17.	41-C-202	抽出液塔	1	立式	Φ6400×49500	对二甲苯、对二 乙基苯	0.4	250	0.09	250	A516Gr.70
18.	41-C-203	PX 产品塔	1	立式	Φ4300×46700	甲苯、对二甲苯	0.09	164	0.4	184	A516Gr.70
19.	41-C-204	抽余油塔	1	立式	Φ9400/9800×6270 0	石脑油 4 (抽余 油)、二甲苯、 解吸剂 (对二乙 基苯)	0.13	220	0.42	240	A516Gr.70
20.	41-C-205	解吸剂再蒸馏塔	1	立式	Φ1900×19250	对二乙基苯	0.11	232	0.38	300	A516Gr.70
21.	42-C- 101	脱庚烷塔	1	立式	Φ5500/6900×5060 0	C8+芳烃	0.71	237	0.89	257	A516Gr.70
22.	42-C- 102	循环塔	1	立式	Φ1900×24950	碳氢化合物	0.61	200	0.79	220	A516Gr.70

对二甲苯装置 II											
23.	43-C-101	二甲苯再运行塔	1	立式	Φ8800/7400/6800 ×101400	二甲苯、C9+芳 烃	1.05	299	1.23	321	A516Gr.70
24.	43-C-102A	二甲苯分馏塔 (上部)	1	立式	Φ7600×70500	C8+芳烃	1.01	263	1.19	317	A516Gr.70
25.	43-C-102B	二甲苯分馏塔 (下部)	1	立式	Φ9400/7600×74350	C9+芳烃	1.12	289	1.3	317	A516Gr.70
26.	43-C-201 A	吸附塔	1	立式	Φ8700×29260.5	C8+C10 芳烃	1.42	175	1.9	200	A516Gr.70
27.	43-C-201 B	吸附塔	1	立式	Φ8700×29260.5	C8+C10 芳烃	1.42	175	1.9	200	A516Gr.70
28.	43-C-202	萃取塔	1	立式	Φ6400×49500	对二甲苯、对二 乙基苯	0.09	211	0.4	250	A516Gr.70
29.	43-C-203	PX 产品塔	1	立式	Φ4300×46700	甲苯、对二甲苯	0.09	164	0.4	184	A516Gr.70
30.	43-C-204	抽余油塔	1	立式	Φ9400/9800×62700	石脑油 4 (抽余 油)、二甲苯、 解吸剂(对二乙 基苯)	0.13	220	0.42	240	A516Gr.70

31.	43-C-205	解吸附再运行塔	1	立式	Φ1900×19250	对二乙基苯	0.11	232	0.38	300	A516Gr.70
32.	44-C- 101	乙烷馏除塔	1	立式	Φ5500/6900×5060 0	C8+芳烃	0.71	237	0.89	257	A516Gr.70
33.	44-C- 102	循环塔	1	立式	Φ1900×24950	C8+芳烃	0.61	200	0.79	220	A516Gr.70
邻二甲苯装置											
34.	45-C- 101	混合二甲苯汽提塔	1	立式	Φ2100×13300	C8	0.22	188	0.4	208	A516Gr.70
35.	45-C- 102	邻二甲苯塔	1	立式	Φ4800×64450	邻二甲苯、C9+、 氢气	0.22	224	0.44	245	A516Gr.70

4.2.8 芳烃团队容器类主要设备及参数

序 号	位 号	名 称	数量 (个)	规格型号及特性参数		介质名称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格或特性参数		压力 (MPa)	温度(℃)	压力 (MPa)	温度(℃)	
芳烃团队:		预加氢装置									
1.	31-D- 101	预加氢进料缓冲罐	1	卧式	Φ3600×11300	石脑油	0.3	40	0.48	80	345R

2.	31-D- 102	预加氢反应产物气液分离器	1	卧式	Φ3100×12200	石脑油	2.5	44	3.12	88	345R
3.	31-D- 103	预加氢循环氢压缩机入口分液罐	1	立式	Φ2800×8300	石脑油	2.49	43	3.1	88	345R
4.	31-D- 104	汽提塔回流罐	1	卧式	Φ1750×5400	石脑油	0.7	44	0.95	143	345R
	连续重整装置										
5.	32-D- 101	重整进料缓冲罐	1	卧式	Φ4600×14800	精石脑油	0.5	94	0.68	114	345R
6.	32-D- 102	重整反应产物气液分离罐	1	立式	Φ4600×15700	氢气、重整生成油	0.23	44	0.53	80	345R
7.	32-D- 103	重整氢增压机入口分液罐	1	立式	Φ4400×11650	碳氢化合物、氢气	0.22	45	0.53	80	345R
8.	32-D- 104A	重整氢增压机一级分液罐	1	立式	Φ3400×9400	氢气+HC	0.57	44	0.75	113	A516Gr60

9.	32-D- 104B	重整氢增压机 二级分液罐	1	立式	Φ3000×8000	氢气+HC	1.37	43	1.58	114	A516Gr70
10.	32-D- 105	再接触罐	1	立式	Φ2100×10000	氢气、重整生成油	3.07	0	3.39	80	345R
11.	32-D- 106	液化石油气吸 收罐	1	立式	Φ3200×16900	液化石油气、重整生成油	1.49	31	1.67	80	345R
12.	32-D- 107	稳定塔回流罐	1	卧式	Φ2700×9700	液化石油气、氢气	1.5	40	1.75	80	16MnDR
13.	32-D- 108	脱乙烷塔回流罐	1	卧式	Φ1250×4850	C1 C2 轻烃	2.7	40	3	80	09MnNiDR
14.	32-D-201	重整油分馏塔 回流罐	1	卧式	Φ3600×10700	烃(苯)	0.05	84	0.35	117	345R
15.	32-D-451	第一燃料气分 液罐	1	立式	Φ450×5400	燃料气	0.265	40	0.55	120	345R
	抽提蒸馏装置										
16.	36-D- 101	抽提蒸馏塔回	1	卧式	Φ2500×8100	芳烃	0.049	40	0.5	80	A516Gr60

		流罐									
17.	30-D-454	C5 混合缓冲 罐	1	卧式	Φ3000×7920	戊烷、轻烃	1.06	100	1.24	120	Q245R
18.	36-D- 107	抽余油脱 C5 塔 回流罐	1	卧式	Φ2400×6920	石脑油 4 (抽余 油)、戊烷	0.17	100	0.35	120	Q245R
		歧化装置									
19.	37-D- 101	苯塔回流罐	1	卧式	Φ3600×10800	苯	0.05	89	0.35	109	Q345R
20.	37-D- 102	甲苯塔回流罐	1	卧式	Φ3100×9400	甲苯	0.23	135	0.41	173	Q345R
21.	37-D- 103	重芳烃回流罐	1	卧式	Φ2800×8300	C9 、C10 芳烃	0.05	175	0.35	196	Q345R
22.	37-D- 104	歧化反应进料 缓冲罐	1	立式	Φ4300×207500	甲苯、C9、C10 芳 烃	0.45	178	0.63	198	A516Gr70
23.	37-D- 105	歧化气液分离 罐	1	立式	Φ3600×16700	氢气芳烃 (含 苯)	2.17	44	2.5	155	CS
24.	37-D- 106	歧化压缩机入口 分液罐	1	立式	Φ3000×8100	氢气氢烃	2.16	42	2.48	155	CS
25.	37-D- 107	歧化稳定塔回 流罐	1	卧式	Φ2300×7500	芳烃	0.5	44	0.76	84	CS

	对二甲苯装置 I										
26.	41-D-201	吸附分离进料 缓冲罐	1	立式	Φ5000×15300	碳氢化合物(C8 芳烃)	0.7	232	0.88	252	Q345R
27.	41-D-202	抽出液混合罐	1	卧式	Φ3100×9700	对二甲苯、对二乙 基苯	0.37	175	0.55	195	Q345R
28.	41-D-203	抽余液混合罐	1	卧式	Φ4300×13300	C8 芳烃、对二 乙基苯	0.45	175	0.63	195	Q345R
29.	41-D-206	成品塔回流罐	1	卧式	Φ2800×8000	甲苯	0.01	80	0.35	122	Q345R
30.	41-D-207	抽余液塔侧线 缓冲罐	1	立式	Φ4400×12950	C8 芳烃	0.06	158	0.35	178	Q345R
31.	41-D-208	抽余液塔回流 罐	1	卧式	Φ4600×13800	C8 芳烃、烃类	0.03	130	0.35	156	Q345R
32.	41-D-209	抽余液塔放空 罐	1	卧式	Φ800×2000	C9 芳烃、烃类	0.01	44	0.35	130	Q345R
33.	41-D-210	解吸剂再蒸馏 塔回流罐	1	卧式	Φ1500×4300	对二乙基苯	0.05	201	0.35	221	Q345R

34.	41-D-211	废解吸剂罐	1	卧式	Φ3600×10800	C8 芳烃、对二乙基苯	0.01	40	0.35	250	Q345R
35.	41-D-212	解吸剂缓冲罐	1	立式	Φ6500×20600	对二乙基苯	0.08	194	0.4	214	Q345R
36.	41-D-453	C5 燃料气分液罐	1	立式	Φ1600×3500	戊烷、轻烃	0.64	240	0.82	260	Q245R
37.	42-D- 101	异构化气液分离器	1	立式	Φ3800×12800	C8 芳烃、烃类、氢气	1.24	52	1.44	140	Q345R
38.	42-D- 102	异构化压缩机入口分液罐	1	立式	Φ3900×4200	含氢气体	1.23	52	1.43	140	Q345R
39.	42-D- 103	脱庚烷塔回流罐	1	卧式	Φ3700×11000	烃(含苯)	0.55	52	0.82	134	Q345R
40.	42-D- 104	循环塔回流罐	1	卧式	Φ1900×4800	烃类、碳氢化合物(含苯)	0.51	44	0.76	133	Q345R
41.	42-D- 105	异构化注硫罐	1	立式	Φ800×1000	二甲基二硫化物	0.1	amb.	0.35	80	SS304L
	对二甲苯装置 II										

42.	43-D- 101	二甲苯再运行 (再启动) 回流罐	1	卧式	Φ3800×11400 卧式	碳氢化合物(C8 芳烃)	0.7	232	0.88	252	Q345R
43	43-D- 102	二甲苯分裂器 回流罐	1	卧式	Φ4000×12300 卧式	碳氢化合物(C8 芳烃)	0.7	232	0.88	252	Q345R
44.	43-D-201	吸附分离进料 缓冲罐	1	立式	Φ5000×15300	碳氢化合物(C8 芳烃)	0.7	232	0.88	252	Q345R
45.	43-D-202	抽出液混合罐	1	卧式	Φ3100×9700	对二甲苯、对二 乙基苯	0.37	175	0.55	195	Q345R
46.	43-D-203	抽余液混合罐	1	卧式	Φ4300×13300	C8 芳烃、对二 乙基苯	0.45	175	0.63	195	Q345R
47.	43-D-206	成品塔回流罐	1	卧式	Φ2800×8000	甲苯	0.01	80	0.35	122	Q345R
48.	43-D-207	抽余液塔侧线 缓冲罐	1	立式	Φ4400×12950	C8 芳烃	0.06	158	0.35	178	Q345R
49.	43-D-208	抽余液塔回流 罐	1	卧式	Φ4600×13800	C8 芳烃、烃类	0.03	130	0.35	156	Q345R

50.	43-D-209	抽余液塔放空罐	1	卧式	Φ800×2000	C9 芳烃、烃类	0.01	44	0.35	130	Q345R
51.	43-D-210	解吸剂再蒸馏塔回流罐	1	卧式	Φ1500×4300	对二乙基苯	0.05	201	0.35	221	Q345R
52.	43-D-211	废解吸剂罐	1	卧式	Φ3600×10800	C8 芳烃、对二乙基苯	0.01	40	0.35	250	Q345R
53.	43-D-212	解吸剂缓冲罐	1	立式	Φ6500×20600	对二乙基苯	0.08	194	0.4	214	Q345R
54.	43-D-453	C5 燃料气分液罐	1	立式	Φ1600×3500	戊烷、轻烃	0.64	240	0.82	260	Q245R
55.	44-D- 104	循环塔回流罐	1	卧式	Φ1900×4800	烃类、碳氢化合物(含苯)	0.51	44	0.76	133	Q345R
		邻二甲苯装置									
56.	45-D- 101	混合二甲苯汽提塔回流罐	1	卧式	Φ900×3000	C8 芳烃	0.15	40	0.38	164	Q345R
57.	45-D- 102	邻二甲苯塔回流罐	1	卧式	Φ2700×6800	邻二甲苯	0.1	167	0.35	187	Q345R

58.	45-D-551	邻二甲苯分离 废芳烃罐	1	卧式	Φ2000×5000	烃类、碳氢化合 物	AMB	100	0.35	250	Q345R
-----	----------	----------------	---	----	------------	--------------	-----	-----	------	-----	-------

4.2.9 新建装置主要设备及参数

序号	装置	描述 Description	介质 Mat	压力 [Mpa]	温度 [°C]	容器存量 [m3]
1	50 万吨干气分离装置	A105-D-101	干气	0.3	31.4	30.5
2		A105-D-104	干气	3.79	15	20.0
3		A105-C-201	干气	37.2	18	263.1
4		A105-C-201	C4	37.2	18	41.7
5		A105-C-202	C4	1.92	114.7	26.5
6		A105-C-301	汽油	3.62	28.8	8.4
7		A105-C-302	汽油	0.64	58.1	9.8
8		A105-D-202	乙烷、丙烷	1.85	36.1	30.0
9		A105-D-203	乙烷、丙烷	1.83	25	25.0
10		A105-D-303	碳四烃	0.6	15	8.0
11		A105-K-101	干气	0.4	31.4	

序号	装置	描述 Description	介质 Mat	压力 [Mpa]	温度 [°C]	容器存量 [m3]
12	50 万吨重芳烃轻质化	V105AB	氢气	2.5	40	5.1
13		V104	氢气	6.9	58	35.6
14		R-102	氢气	7.9	395	201.9
15		R-102	反应流出物	5.73	350	201.9
16		V-102	高分油	5	313	19.4
17		V-102	氢气	5	313	19.4
18		V-103	低分油	2.8	313	19.1
19		V-103	轻质化干气	2.8	313	19.1
20		C-201	C6+	1.4	274	30.5
21		C-201	C5-	1.4	274	74.7
22		C-202	C8+	1.05	309	69.4
23		C-202	C6/C7	1.05	216	169.9
24	03-60 万吨液化气分离	C-0101	油汽、液化气	1.8	55.9	442.4
25		C-0101	石脑油	1.85	102.8	70.1

序号	装置	描述 Description	介质 Mat	压力 [Mpa]	温度 [°C]	容器存量 [m3]
26		C-0102	异丁烷	0.65	53.3	1066.0
27		C-0102	石脑油	0.73	72.7	169.0
28		C-0103	油气、液化气	3.15	40	238.8
29		V-0101	液化气	0.67	40	83.3
30		V-0102	液化气	1.75	49	83.3
31		V-0103	异丁烷	0.6	48.2	151.7
32		V-0104	液化气	3.1	15	74.0
33	200 万吨芳烃吸附分离	A101-V-101	AGO 凝析油	0.15	100	68.9
34		A101-V-102A/B	甲基环己烷	1.03	100	86.0
35		A101-V-103	甲基环己烷	0.35	100	68.9
36		A101-V-104	甲基环己烷	0.9	100	514.4
37		A101-V-105	甲基环己烷	0.35	100	76.4
38		A101-V-106	甲基环己烷	0.4	100	37.8
39		A101-C-301	甲基环己烷	0.036	123.1	95.4

序号	装置	描述 Description	介质 Mat	压力 [Mpa]	温度 [°C]	容器存量 [m3]
40		A101-C-302	甲基环己烷	0.379	299.3	129.0
41		A101-V-301	甲基环己烷	0.02	108.4	17.2
42		A101-V-302	甲基环己烷	0.22	149.8	17.2
43	150 万吨沸腾床加氢	C-401	柴油	0.35	410	288.9
44		C-402	柴油	0.55	390	28.5
45		C-601	乙烷	1.5	200	55.3
46		C-604	丁烷	1.4	240	129.4
47		R-101	原料油+氢气	20	460	588.1
48		R-102	原料油+氢气	20	460	588.1
49		D-107	柴油	19.6	360	116.4
50		D-108	柴油	19.4	270	12.1
51		D-110	柴油	3.6	360	1.8
52		D-111	柴油	3.5	170	22.6
53		K-101AB	氢气	10.25	42	6807Nm3/h

序号	装置	描述 Description	介质 Mat	压力 [Mpa]	温度 [°C]	容器存量 [m3]
54		K-201ABC	氢气	10.12	42	5020Nm3/h

4.2.10 工业己烷优化设施主要设备及参数

序号	设备位号	设备名称	操作介质	温度(°C)		压力[MPa(G)]		规格及内部结构 (设备型式)	主体材质
				设计	操作	设计	操作		
一		反应器类							
1	A113-R-101	抽余油加氢反应器	抽余油, 氢气	200	127/180	3.3/-0.1	2.6	Φ1800×26 H≈19354	Q345R
二		塔类							
1	A113-C-101	脱轻塔	抽余油、油气、H2	170	58/90	0.35/-0.1	0.1/0.03	Φ3200×54650×26	Q345R
2	A113-C-102	脱重塔	抽余油、油气、H2	180	68/98	0.35/-0.1	0.1/0.03	Φ3200×57950×26	Q345R
三		容器类							

序号	设备位号	设备名称	操作介质	温度(°C)		压力[MPa(G)]		规格及内部结构 (设备型式)	主体材质
				设计	操作	设计	操作		
1	A113-D-101	抽余油进料缓冲罐	抽余油、油气	180	40	1.0/-0.1	0.6	Φ4000×12000×20	Q245R
2	A113-D-102	抽余油加氢气液分离罐	抽余油、油气、H ₂	220	146	3.0/-0.1	2.5	Φ1600×4950×28	Q245R
3	A113-D-103	脱轻塔顶回流罐	抽余油、油气	180	40	0.35/-0.1	0.08	Φ2600×5000×14	Q245R
4	A113-D-104	脱重塔顶回流罐	抽余油、油气	180	40	0.35/-0.1	0.08	Φ2000×5950×14	Q245R

4.2.11 罐区主要设备及参数

序号	位号	名称	数量 (个)	规格型号及特性参数		介质名称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格		压力 (MPa)	温度 (°C)	压力 (MPa)	温度 (°C)	
一	常压渣油罐区										

1	61-T- 101/102	常压渣油罐	2	外浮顶	Φ40500×17800, 20000m ³	常压渣油	常压	50	常压	70	Q235-B
二	凝析油罐区										
2	61-T-201/202/203/2 04/205/206	凝析油罐	6	内浮顶	Φ60000×19300, 50000m ³	凝析油	常压	常温	0.0196	65	Q345R/Q235B
三	成品轻油罐区										
3	61-T-301	苯罐	1	内浮顶	Φ30000×16600, 10000m ³	苯	常压	常温	0.0196	65	Q235C
4	61-T-302	石脑油 4 罐	1	内浮顶	Φ30000×16600, 10000m ³	石脑油 4	常压	常温	0.0196	65	Q235C
5	61-T-303	燃料油 6 罐	1	内浮顶	Φ60000×19300, 50000 m ³	燃料油 6	常压	常温	常压	65	Q345R/Q235C
6	61-T-304	石脑油 4 罐	1	内浮顶	Φ30000×16600, 10000m ³	石脑油 4	常压	常温	0.0196	65	Q235C
7	61-T-305	邻二甲苯储 罐	1	内浮顶	Φ30000×16600, 10000m ³	邻二甲苯	常压	常温	0.0196	65	Q235C

8	61-T-306	加裂轻石脑油罐	1	内浮顶	Φ60000×19300, 50000m ³	加裂轻石脑油	常压	常温	0.0196	65	Q345R/Q235B
9	61-T-307	凝析油轻石脑油罐	1	内浮顶	Φ46000×20000, 30000 m ³	凝析油轻石脑油(直馏轻石脑油)	常压	常温	常压	65	Q345R/Q235B
10	61-T-308	凝析油轻石脑油罐	1	内浮顶	Φ46000×20000, 30000m ³	凝析油轻石脑油(直馏轻石脑油)	常压	常温	常压	65	Q345R/Q235B
四	成品重油罐区										
11	61-T-501~503	沥青罐	3	固定顶	Φ40500×17800, 20000m ³	沥青	常压	90	常压	182	Q235B
12	61-T-504/505	VGO 罐	2	固定顶	Φ30000×16600, 10000 m ³	VGO	常压	70	常压	140	Q235B
13	61-T-506	VGO 罐	1	固定顶	Φ40600×17800, 20000m ³	VGO	常压	100	0.0196	170	Q345R/Q235B
14	61-T-507/508	燃料油 5 罐	2	固定顶	Φ30000×16600,	燃料油 5	常压	90~162	常压	182	Q235-B

					10000m³	(减三线蜡油)					
五	中间罐区 1										
15	61-T-601/602	重重整液罐	2	内浮顶	Φ30000×16600, 10000m³	重重整液	常压	常温	0.0196	65	Q235B
16	61-T-603/604	C9+芳烃罐	2	内浮顶	Φ30000×16600, 10000m³	C9+芳烃	常压	常温	0.0196	65	Q235B
17	61-T-605/606	混合二甲苯罐	2	内浮顶	Φ30000×16600, 10000m³	混合二甲苯	常压	常温	0.0196	65	Q235B
18	61-T-611/612	燃料油 6 罐	2	内浮顶	Φ30000×16600, 10000m³	燃料油 6	常压	常温	0.0196	65	Q235B
六	中间罐区 2										
19	61-T-607/608	重石脑油罐	2	内浮顶	Φ30000×16600, 10000m³	重石脑油	常压	常温	0.0196	65	Q235B
20	61-T-609/610	石脑油 3 (轻重整	2	内浮顶	Φ30000×16600, 10000m³	石脑油 3 (轻重整	常压	常温	0.0196	65	Q235B

		液) 罐				液)					
七	日罐区 1										
21	61-T-701/702	加氢重石脑油罐	2	内浮顶	Φ21000×16600, 5000m³	加氢重石脑油	常压	常温	0.0196	65	Q235B
22	61-T-703/704	纯 PDEB 罐	2	内浮顶	Φ21000×16600, 5000m³	纯 PDEB	常压	常温	0.0196	65	Q235B
23	61-T-716~719	二甲苯 /PDEB 混合罐	4	内浮顶	Φ21000×16600, 5000m³	二甲苯 /PDEB	常压	常温	0.0196	65	Q235B
八	日罐区 2										
序号	位号	名称	数 量 (个)	规格型号及特性参数		介质名称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格		压 力 (MPa)	温 度 (℃)	压 力 (MPa)	温 度 (℃)	
24	61-T-705	甲苯罐	1	内浮顶	Φ17000×15400, 3000m³	甲苯	常压	常温	0.0196	65	Q235B
25	61-T-706/707	邻二甲苯罐	2	内浮顶	Φ11000×12600, 1000m³	邻二甲苯	常压	常温	0.0196	65	Q235B
26	61-T-708/709	苯罐	2	内浮顶	Φ11000×12600,	苯	常压	常温	0.0196	65	Q235B

					1000 m ³						
27	61-T-710/711	抽提产品罐	2	内浮顶	Φ17000×15400, 3000m ³	苯、甲苯混合物	常压	常温	0.0196	65	Q235B
28	61-T-712~715	对二甲苯罐	4	内浮顶	Φ21000×16600, 5000m ³	对二甲苯	常压	常温	0.0196	65	Q235B
29	61-T-720/721	轻污油罐	2	内浮顶	Φ17000×15400, 3000m ³	轻污油	常压	常温	0.0196	65	Q235B
九	燃料油、重污油、碳十粗芳烃、燃料油 3 (未转化油) 罐区										
30	64-T- 101/102/104	重污油储罐	4	固定顶	Φ17000×15400, 3000m ³	燃料油	常压	60~90	0.02	110	Q235B
31	64-T- 103	燃料油 3 罐	4	固定顶	Φ17000×15400, 3000m ³	燃料油 3	常压	60~90	0.02	110	Q235B
32	64-T- 105/106	重污油罐	2	固定顶	Φ17000×15400, 3000m ³	重污油	常压	60	常压	115	Q235B
33	64-T- 107/108	工业用碳十粗芳烃罐	2	固定顶	Φ17000×15400, 3000m ³	工业用碳十粗芳烃	常压	60	常压	80	Q235B
34	64-T- 109/110	燃料油 3 罐	2	固定顶	Φ11000×12600, 1000m ³	燃料油 3	常压	90	0.02	110	Q235B
十	液化石油气罐区 1										

35	61-T-401	液化石油气罐	1	球罐	Φ18000, 3000m ³	液化石油气	1.2	40	1.77	60	Q370R
36	61-T-402	液化石油气罐	1	球罐	Φ18000, 3000m ³	液化石油气	1.2	40	1.77	60	Q370R
序号	位号	名称	数量 (个)	规格型号及特性参数		介质称	操作条件		设计条件		壳体材质
				型式	规格		压力 (MPa)	温度 (℃)	压力 (MPa)	温度 (℃)	
37	61-T-403	液化石油气罐	1	球罐	Φ18000, 3000m ³	液化石油气	1.2	40	1.77	60	Q370R
38	61-T-404	液化石油气罐	1	球罐	Φ18000, 3000m ³	液化石油气	1.2	40	1.77	60	Q370R
十一	液化石油气罐区 2										
39	61-T-405	液化石油气罐	1	球罐	Φ18000, 3000m ³	液化石油气	1.2	40	1.77	60	Q370R
40	61-T-406	液化石油气罐	1	球罐	Φ18000, 3000m ³	液化石油气	1.2	40	1.77	60	Q370R
41	61-T-407	液化石油气	1	球罐	Φ18000,	液化石油气	1.2	40	1.77	60	Q370R

		罐			3000m ³						
42	61-T-408	液化石油气罐	1	球罐	Φ18000, 3000m ³	液化石油气	1.2	40	1.77	60	Q370R
43	61-T-409	液化石油气罐	1	球罐	Φ18000, 3000m ³	液化石油气	1.2	40	1.77	60	Q370R
44	61-T-410	液化石油气罐	1	球罐	Φ18000, 3000m ³	液化石油气	1.2	40	1.77	60	Q370R
十二	戊烷罐区										
45	61-T-413	凝析油戊烷发泡剂罐	1	球罐	Φ18000, 3000 m ³	戊烷	0.1	40	0.54	60	Q345R
46	61-T-414	抽提戊烷发泡剂罐	1	球罐	Φ18000, 3000 m ³	戊烷	0.1	40	0.54	60	Q345R
47	61-T-415	凝析油戊烷发泡罐	1	球罐	Φ18000, 3000 m ³	戊烷	0.1	40	0.54	60	Q345R
48	61-T-416	抽提戊烷发泡剂罐	1	球罐	Φ18000, 3000 m ³	戊烷	0.1	40	0.54	60	Q345R

49	61-T-417	凝析油戊烷 发泡剂罐	1	球罐	Φ21200, 5000 m ³	戊烷	0.1	40	0.54	60	Q345R
50	61-T-418	抽提戊烷发	1	球罐	Φ21200, 5000m ³	戊烷	0.1	40	0.54	60	Q345R

4.3 可信事件筛选

英国健康安全执行局（HSE）编制出版的碳氢化合物泄漏数据库（HCRD）统计了 1992 年以来英国石油和天然气海岸设施 4000 多起泄漏事件的详细信息，识别了不同类型的和尺寸类别的工艺设备，并记录释放量和释放孔尺寸，是目前世界范围内较为完整的工艺泄漏数据库之一，广泛用于海上、陆上定量风险评估的泄漏频率计算。

HCRD 数据库的统计研究发现：对于较小的设备（比如尺寸小于 50mm 的法兰连接、仪表接管或管道），50mm 孔泄漏的累积泄漏频率能够代表 100% 的设备失效率；对于其他设备（管道、压缩机、机泵、换热器、阀门、过滤器、压力容器和储罐），50mm 孔泄漏的累积泄漏频率能够代表 95% 以上的设备失效率。将 50mm 作为最大可信事故的泄漏场景来进行爆炸荷载分析。如果某些单元存在更大或者更小的泄漏孔径时，需要根据实际情况进行选择，比如储运罐装卸等。

本报告将 50mm 孔泄漏作为最大可信事故的泄漏孔径是基于 HCRD 数据库统计的泄漏频率确定的，不能完全排除 50mm 以上的孔泄漏事故，建议客户加强过程安全管理水平。

4.4 设备单元的最大泄漏量确定

在连续生产工艺中，工艺设备的进料、反应和出料连续进行，假如单元内某设备发生泄漏，因为对泄漏的探测和对进料的切断需要时间，因此实际单元内的物料可泄漏总量将高于单元内的各设备的物料存量之和。对于本身容积较小且进料速度较快的设备，这部分进料量将对物料可泄漏总量产生明显的影响。单元可泄漏物料的总量取单元内每个容器存量与泄漏后切断之前的进料量的总和。间歇工艺的设备可泄漏物料的总量取单元内的容器内的存量。

需要注意的是，设备的实际泄漏量不等同于参与爆炸的物料量。在 TNO 模型中，只有扩散进入阻塞空间的可燃蒸气云是参与爆炸的，扩散进入完全开敞的空间内的蒸气云不参与爆炸。

4.5 阻塞空间识别

本项目阻塞空间识别结果如下图所示：

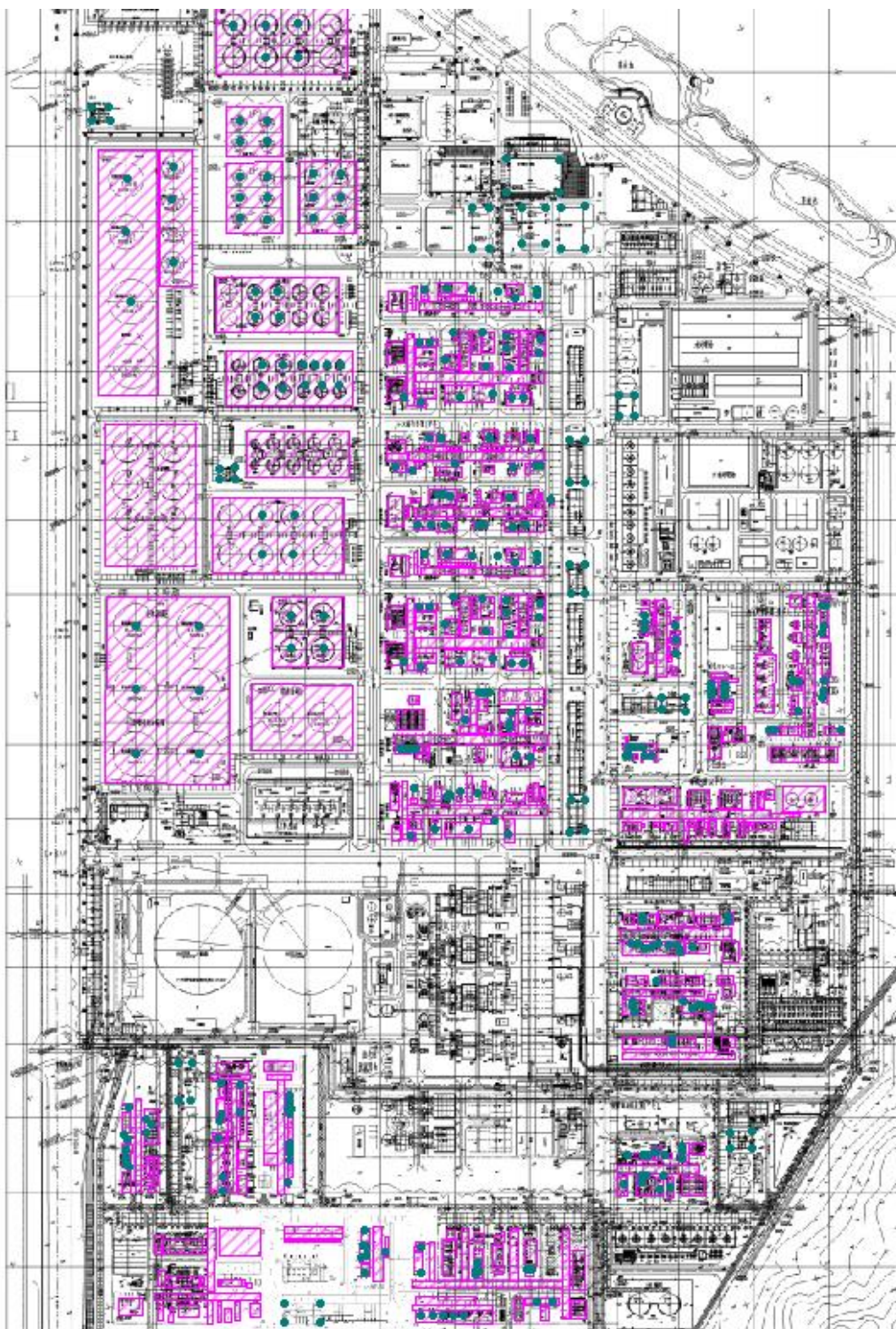


图 4-1 阻塞空间识别图

根据 3.2.8 爆炸源强度确定方法可分别定义各阻塞空间的爆炸源强度，如表 4-2 所示：

表 4-2 阻塞空间识别结果一览表

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
1	50 万吨重芳烃轻质化-压缩机厂房	6	0.15
2	50 万吨重芳烃轻质化-入口分液罐	6	0.2
3	50 万吨重芳烃轻质化-轻质化反应器区	7	0.3
4	50 万吨重芳烃轻质化-构 2	7	0.3
5	50 万吨重芳烃轻质化-脱 C5C6C7 塔区	7	0.3
6	50 万吨重芳烃轻质化-泵区	7	0.3
7	50 万吨重芳烃轻质化-管廊	7	0.3
8	50 万吨重芳烃轻质化-V110 区	6	0.2
9	50 万吨重芳烃轻质化-V302 区	6	0.2
10	50 万吨重芳烃轻质化-锅炉区	6	0.3
11	50 万吨重芳烃轻质化-管桥区	6	0.3
12	凝析油分离装置-第八区	5	0.2
13	凝析油分离装置-第九区	6	0.3
14	凝析油分离装置-第四区	6	0.3
15	凝析油分离装置-第五区	7	0.2
16	凝析油分离装置-第二区	7	0.3
17	凝析油分离装置-第七区	7	0.2
18	凝析油分离装置-第六区	7	0.2
19	凝析油分离装置-第三区	6	0.3
20	凝析油分离装置-第八区-2	7	0.3
21	凝析油分离装置-第十区	6	0.2
22	减压蒸馏装置-电脱盐罐区	6	0.2
23	减压蒸馏装置-管廊	7	0.3
24	减压蒸馏装置-管廊下部	7	0.3
25	减压蒸馏装置-框架 A	7	0.3
26	减压蒸馏装置-框架 G	6	0.3
27	减压蒸馏装置-W	6	0.2

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
28	减压蒸馏装置-锅炉	6	0.3
29	减压蒸馏装置-锅炉 1	6	0.15
30	减压蒸馏装置-C103 塔	7	0.15
31	减粘裂化装置-框架 1	6	0.3
32	减粘裂化装置-塔区 1	6	0.15
33	减粘裂化装置-锅炉	6	0.3
34	减粘裂化装置-管廊	6	0.3
35	减粘裂化装置-管廊 2	6	0.3
36	凝析油加氢装置-压缩机厂房	6	0.3
37	凝析油加氢装置-压缩机厂房入口分液罐区	6	0.15
38	凝析油加氢装置-循环氢入口缓冲罐	6	0.2
39	凝析油加氢装置-D105	6	0.2
40	凝析油加氢装置-换热区	6	0.3
41	凝析油加氢装置-D102	6	0.2
42	凝析油加氢装置-管廊	6	0.3
43	凝析油加氢装置-塔区	7	0.2
44	凝析油加氢装置-框架 1	7	0.3
45	凝析油加氢装置-C102	7	0.3
46	凝析油加氢装置-框架 2	7	0.3
47	凝析油加氢装置-锅炉	6	0.3
48	加氢裂化装置-高压分离	7	0.3
49	加氢裂化装置-反应器	7	0.3
50	加氢裂化装置-管廊	6	0.3
51	加氢裂化装置-塔区 1	7	0.15
52	加氢裂化装置-框架 1	7	0.3
53	加氢裂化装置-塔区 2	7	0.15
54	加氢裂化装置-框架 2	7	0.3
55	加氢裂化装置-罐区 1	5	0.2

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
56	加氢裂化装置-罐区 2	5	0.2
57	加氢裂化装置-框架 3	7	0.3
58	加氢裂化装置-框架 4	7	0.3
59	加氢裂化装置-框架 5	6	0.3
60	加氢裂化装置-框架 6	6	0.3
61	加氢裂化装置-塔区 3	7	0.15
62	加氢裂化装置-罐区 3	5	0.2
63	加氢裂化装置--框架 7	6	0.3
64	加氢裂化装置-压缩机厂房 1	6	0.2
65	加氢裂化装置-压缩机厂房 2	6	0.2
66	加氢裂化装置-锅炉	6	0.3
67	加氢裂化装置-锅炉 1	6	0.3
68	加氢裂化装置-锅炉 2	6	0.3
69	PSA-吸附塔区 1	7	0.15
70	PSA-吸附塔区 2	7	0.15
71	PSA-变压吸附 1	7	0.15
72	PSA-变压吸附 2	7	0.15
73	PSA-框架 1	6	0.2
74	PSA-框架 2	6	0.2
75	PSA-框架 3	6	0.2
76	PSA-塔区	7	0.15
77	PSA-塔区 2	7	0.15
78	PSA-管廊	6	0.3
79	连续重整-1	7	0.15
80	连续重整-2	6	0.3
81	连续重整-3	6	0.2
82	连续重整-4	6	0.3
83	连续重整-5	6	0.3

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
84	连续重整-6	6	0.3
85	连续重整-7	7	0.3
86	连续重整-8	7	0.15
87	连续重整-9	5	0.1
88	连续重整-10	7	0.15
89	连续重整-11	7	0.3
90	连续重整-12	5	0.2
91	连续重整-13	5	0.2
92	连续重整-14	7	0.15
93	连续重整-15	5	0.2
94	连续重整-16	7	0.15
95	连续重整-17	6	0.2
96	连续重整-18	6	0.3
97	连续重整-19	5	0.1
98	连续重整-20	7	0.15
99	连续重整-21	6	0.1
100	连续重整-22	6	0.3
101	连续重整-23	6	0.2
102	连续重整-24	5	0.1
103	连续重整-25	7	0.15
104	连续重整-26	6	0.2
105	连续重整-27	7	0.3
106	连续重整-28	7	0.3
107	连续重整-29	6	0.3
108	连续重整-30	5	0.2
109	连续重整-31	5	0.2
110	连续重整-32	6	0.3
111	连续重整-33	6	0.3

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
112	连续重整-34	7	0.3
113	连续重整-35	7	0.15
114	连续重整-36	6	0.3
115	连续重整-37	6	0.2
116	连续重整-38	6	0.2
117	连续重整-39	7	0.2
118	连续重整-40	6	0.3
119	连续重整-41	5	0.2
120	连续重整-42	6	0.3
121	连续重整-43	6	0.3
122	连续重整-44	6	0.3
123	连续重整-45	4	0.2
124	连续重整-46	7	0.15
125	对二甲苯 1-1	6	0.3
126	对二甲苯 1-2	6	0.3
127	对二甲苯 1-3	7	0.15
128	对二甲苯 1-4	6	0.2
129	对二甲苯 1-5	7	0.15
130	对二甲苯 1-6	6	0.3
131	对二甲苯 1-7	6	0.2
132	对二甲苯 1-8	6	0.15
133	对二甲苯 1-9	6	0.3
134	对二甲苯 1-10	6	0.2
135	对二甲苯 1-11	7	0.15
136	对二甲苯 1-12	5	0.2
137	对二甲苯 1-13	7	0.2
138	对二甲苯 1-14	6	0.3
139	对二甲苯 1-15	5	0.2

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
140	对二甲苯 1-16	5	0.2
141	对二甲苯 1-17	5	0.2
142	对二甲苯 1-18	6	0.3
143	对二甲苯 1-19	6	0.3
144	对二甲苯 2-1	6	0.3
145	对二甲苯 2-2	6	0.3
146	对二甲苯 2-3	7	0.15
147	对二甲苯 2-4	6	0.2
148	对二甲苯 2-5	7	0.15
149	对二甲苯 2-6	6	0.3
150	对二甲苯 2-7	6	0.2
151	对二甲苯 2-8	6	0.15
152	对二甲苯 2-9	6	0.3
153	对二甲苯 2-10	6	0.2
154	对二甲苯 2-11	7	0.15
155	对二甲苯 2-12	5	0.2
156	对二甲苯 2-13	7	0.2
157	对二甲苯 2-14	6	0.3
158	对二甲苯 2-15	5	0.2
159	对二甲苯 2-16	5	0.2
160	对二甲苯 2-17	5	0.2
161	对二甲苯 2-18	6	0.3
162	对二甲苯 2-19	6	0.3
163	对二甲苯分离-1	6	0.3
164	对二甲苯分离-2	7	0.2
165	对二甲苯分离-3	7	0.2
166	对二甲苯分离-4	6	0.2
167	对二甲苯分离-5	6	0.2

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
168	对二甲苯分离-6	7	0.15
169	对二甲苯分离-7	6	0.3
170	对二甲苯分离-8	6	0.3
171	对二甲苯分离 2-1	6	0.3
172	对二甲苯分离 2-2	7	0.2
173	对二甲苯分离 2-3	7	0.2
174	对二甲苯分离 2-4	6	0.2
175	对二甲苯分离 2-5	6	0.2
176	对二甲苯分离 2-6	7	0.15
177	对二甲苯分离 2-7	6	0.3
178	对二甲苯分离 2-8	6	0.3
179	对二甲苯 1-20	7	0.15
180	对二甲苯 2-20	7	0.15
181	抽提装置-1	6	0.2
182	抽提装置-2	6	0.3
183	抽提装置-3	7	0.15
184	抽提装置-4	7	0.3
185	抽提装置-5	6	0.3
186	抽提装置-6	7	0.15
187	抽提装置-7	6	0.3
188	抽提装置-8	7	0.15
189	抽提装置-9	6	0.2
190	抽提装置-10	6	0.3
191	抽提装置-11	7	0.15
192	抽提装置-12	6	0.3
193	抽提装置-13	6	0.2
194	抽提装置-14	6	0.3
195	抽提装置-15	6	0.1

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
196	抽提装置-16	6	0.2
197	抽提装置-17	6	0.2
198	歧化装置-1	6	0.3
199	歧化装置-2	6	0.3
200	歧化装置-3	7	0.5
201	歧化装置-4	6	0.3
202	歧化装置-5	6	0.3
203	歧化装置-6	7	0.15
204	歧化装置-7	6	0.2
205	歧化装置-8	6	0.2
206	歧化装置-9	7	0.2
207	歧化装置-10	6	0.3
208	歧化装置-11	6	0.2
209	歧化装置-12	6	0.2
210	歧化装置-13	6	0.2
211	歧化装置-14	7	0.3
212	歧化装置-15	6	0.3
213	歧化装置-16	7	0.15
214	歧化装置-17	6	0.2
215	歧化装置-18	6	0.2
216	歧化装置-19	6	0.3
217	歧化装置-20	7	0.15
218	歧化装置-21	6	0.2
219	歧化装置-22	6	0.3
220	抽提装置-18	5	0.2
221	歧化装置-23	7	0.15
222	90 万吨抽提装置-1	5	0.2
223	90 万吨抽提装置-2	7	0.3

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
224	90 万吨抽提装置-3	7	0.15
225	90 万吨抽提装置-4	6	0.2
226	90 万吨抽提装置-5	6	0.2
227	90 万吨抽提装置-6	7	0.2
228	90 万吨抽提装置-7	6	0.1
229	90 万吨抽提装置-8	6	0.3
230	90 万吨抽提装置-9	5	0.2
231	90 万吨抽提装置-10	6	0.3
232	90 万吨抽提装置-11	5	0.2
233	90 万吨抽提装置-12	6	0.2
234	90 万吨抽提装置-13	5	0.3
235	90 万吨抽提装置-14	6	0.2
236	90 万吨抽提装置-15	7	0.15
237	90 万吨抽提装置-16	6	0.2
238	90 万吨抽提装置-17	7	0.3
239	90 万吨抽提装置-18	6	0.2
240	90 万吨抽提装置-19	6	0.2
241	90 万吨抽提装置-20	7	0.15
242	90 万吨抽提装置-21	7	0.15
243	90 万吨抽提装置-22	6	0.2
244	90 万吨抽提装置-23	6	0.2
245	90 万吨抽提装置-24	6	0.2
246	90 万吨抽提装置-25	6	0.2
247	50 万吨干气分离-1	6	0.3
248	50 万吨干气分离-2	7	0.15
249	50 万吨干气分离-3	6	0.2
250	50 万吨干气分离-4	7	0.15
251	50 万吨干气分离-5	7	0.15

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
252	50 万吨干气分离-6	7	0.3
253	50 万吨干气分离-7	7	0.15
254	50 万吨干气分离-8	7	0.3
255	50 万吨干气分离-9	6	0.3
256	50 万吨干气分离-10	6	0.3
257	50 万吨干气分离-11	6	0.3
258	8 万 PSA 装置-1	7	0.3
259	8 万 PSA 装置-2	7	0.3
260	8 万 PSA 装置-3	7	0.15
261	8 万 PSA 装置-4	6	0.3
262	8 万 PSA 装置-5	6	0.3
263	200 万吨芳烃吸附分离-1	7	0.15
264	200 万吨芳烃吸附分离-2	6	0.3
265	200 万吨芳烃吸附分离-3	6	0.3
266	200 万吨芳烃吸附分离-4	7	0.15
267	200 万吨芳烃吸附分离-5	6	0.2
268	200 万吨芳烃吸附分离-6	6	0.3
269	200 万吨芳烃吸附分离-7	6	0.3
270	150 万吨沸腾床加氢-1	6	0.2
271	150 万吨沸腾床加氢-2	6	0.3
272	150 万吨沸腾床加氢-3	6	0.15
273	150 万吨沸腾床加氢-4	7	0.2
274	150 万吨沸腾床加氢-5	7	0.3
275	150 万吨沸腾床加氢-6	7	0.3
276	150 万吨沸腾床加氢-7	6	0.3
277	150 万吨沸腾床加氢-8	6	0.3
278	150 万吨沸腾床加氢-9	6	0.3
279	150 万吨沸腾床加氢-10	6	0.3

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
280	150 万吨沸腾床加氢-11	7	0.15
281	150 万吨沸腾床加氢-12	7	0.15
282	150 万吨沸腾床加氢-13	6	0.2
283	150 万吨沸腾床加氢-14	7	0.3
284	150 万吨沸腾床加氢-15	7	0.15
285	150 万吨沸腾床加氢-16	6	0.3
286	150 万吨沸腾床加氢-17	7	0.15
287	150 万吨沸腾床加氢-18	7	0.2
288	150 万吨沸腾床加氢-19	7	0.3
289	150 万吨沸腾床加氢-20	6	0.2
290	150 万吨沸腾床加氢-21	6	0.2
291	150 万吨沸腾床加氢-22	7	0.15
292	150 万吨沸腾床加氢-23	6	0.3
293	150 万吨沸腾床加氢-24	7	0.3
294	150 万吨沸腾床加氢-25	6	0.3
295	150 万吨沸腾床加氢-26	6	0.3
296	150 万吨沸腾床加氢-27	7	0.15
297	2#硫磺回收装置-1	5	0.2
298	2#硫磺回收装置-2	6	0.3
299	2#硫磺回收装置-3	6	0.3
300	2#硫磺回收装置-4	6	0.3
301	2#硫磺回收装置-5	6	0.3
302	2#硫磺回收装置-6	6	0.3
303	2#硫磺回收装置-7	7	0.15
304	2#硫磺回收装置-8	6	0.2
305	2#硫磺回收装置-9	6	0.3
306	2#硫磺回收装置-10	6	0.3
307	2#硫磺回收装置-11	6	0.3

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
308	2#硫磺回收装置-12	7	0.3
309	2#硫磺回收装置-13	7	0.3
310	2#硫磺回收装置-14	6	0.3
311	2#硫磺回收装置-15	7	0.15
312	2#硫磺回收装置-16	6	0.2
313	2#硫磺回收装置-17	7	0.15
314	2#硫磺回收装置-18	6	0.3
315	2#硫磺回收装置-19	7	0.15
316	2#硫磺回收装置-20	7	0.15
317	2#硫磺回收装置-21	5	0.2
318	硫磺回收-1	5	0.2
319	硫磺回收-2	6	0.3
320	硫磺回收-3	7	0.15
321	硫磺回收-4	7	0.15
322	硫磺回收-5	6	0.3
323	硫磺回收-6	5	0.2
324	硫磺回收-7	6	0.2
325	硫磺回收-8	5	0.2
326	硫磺回收-9	6	0.3
327	硫磺回收-10	6	0.2
328	硫磺回收-11	6	0.3
329	硫磺回收-12	7	0.15
330	硫磺回收-13	7	0.15
331	硫磺回收-14	6	0.3
332	硫磺回收-15	5	0.2
333	硫磺回收-16	6	0.3
334	硫磺回收-17	6	0.3
335	硫磺回收-18	6	0.3

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
336	硫磺回收-19	7	0.15
337	硫磺回收-20	6	0.3
338	硫磺回收-21	6	0.3
339	硫磺回收-22	6	0.3
340	硫磺回收-23	6	0.3
341	凝析油罐区	4	0.2
342	成品油罐区-1	5	0.2
343	成品油罐区-2	5	0.2
344	减渣油 VGO 罐区	4	0.2
345	中间罐区 1	5	0.2
346	中间罐区 2	5	0.2
347	常渣油罐区	4	0.2
348	白油罐区	4	0.2
349	日罐区 1	5	0.2
350	日罐区 2	5	0.2
351	LPG 球罐区-1	5	0.2
352	LPG 球罐区-2	5	0.2
353	戊烷罐区	5	0.2
354	新建石脑油罐区	5	0.2
355	60 万吨液化气分离-1	7	0.15
356	60 万吨液化气分离-2	6	0.3
357	60 万吨液化气分离-3	6	0.3
358	60 万吨液化气分离-4	6	0.3
359	60 万吨液化气分离-5	6	0.2
360	预热回收站-1	7	0.2
361	预热回收站-2	6	0.2
362	预热回收站-3	6	0.2
363	工业己烷优化设施-1	7	0.25

序号	阻塞空间名称	爆炸源强度	阻塞率
364	工业己烷优化设施-2	7	0.15
365	工业己烷优化设施-3	7	0.25
366	工业己烷优化设施-4	7	0.15
367	工业己烷优化设施-5	7	0.15
368	工业己烷优化设施-6	7	0.15
369	工业己烷优化设施-7	7	0.15

4.6 气象条件

对物料扩散起作用的气象条件主要包括：风速、大气稳定度、混合层高度、光照和气温等。在计算扩散时，天气条件宜考虑不同的大气稳定度和风速，本项目参考 GB/T 37243-2019 中 6.6.4.3 相关条款，选择以下六种天气条件进行计算：

表 4-3 气象条件选择

大气稳定度	风速	代表值
B	中风速：3 m/s~5 m/s	4 m/s
D	低风速：1 m/s~2 m/s	1.5 m/s
D	中风速：3 m/s~5 m/s	4 m/s
D	高风速：8 m/s~9 m/s	8.5 m/s
E	中风速：3 m/s~5 m/s	4 m/s
F	低风速：1 m/s~2 m/s	1.5 m/s

注：室内使用 0.5m/s 风速，F 大气稳定度的天气条件计算。

4.7 后果模拟与分析

本次爆炸模拟分析主要防护目标为现有污水处理车间机柜间、老厂中控室、老厂化验室、老厂维修中心、芳烃机柜间（一）、芳烃机柜间（二）、芳烃机柜间（三）、储运综合办公楼，运用 PHAST 软件对各设备单元的可信事件进行爆炸模拟计算，在目标建筑物处各迎爆面爆炸荷载结果如下：

4.7.1 储运综合办公楼爆炸荷载结果

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
50 万吨重芳 烃轻质化	0.6	67.5	21.2	东南
凝析油分离装 置 CSU	0.7	72.3	25.8	东南
减压蒸馏装置	0.7	70.4	24.7	东南
减粘裂化装置	0.3	42.2	7.3	东南
凝析油加氢装 置	0.5	55.0	14.2	东南
加氢裂化装置	0.9	70.6	30.3	东南
PSA 装置	0.2	25.2	3.0	东南
连续重整装置	0.7	54.9	19.8	东南
对二甲苯装置 I	0.9	46.0	20.4	东南
对二甲苯装置 II	1.4	44.2	31.6	东南
PX 抽提蒸馏 装置	0.8	46.2	18.6	东南
PX 歧化装置	0.9	43.7	20.2	东南
邻二甲苯装置	0.6	37.5	11.7	东南
2#90 万吨抽 提装置	0.4	35.0	7.4	东南
50 万吨干气 分离	0.7	72.7	24.7	东南
200 万吨芳烃 吸附装置	0.6	59.8	16.5	东南
60 万吨液化 气分离装置	0.5	59.0	14.1	东南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.4	61.4	13.7	东南
凝析油罐区	0.8	84.7	33.6	东南
成品轻油罐区	1.4	43.3	30.9	东
成品轻油罐区	0.3	9.7	1.7	东北
成品轻油罐区	7.6	90.4	343.1	东南
成品轻油罐区	5.9	71.1	209.5	南
中间罐区 1	0.2	20.3	2.0	东南
中间罐区 2	0.2	20.3	1.7	东南
日罐区 1	0.3	17.8	3.0	东南
日罐区 2	1.3	98.8	64.4	东南
液化石油罐区 -北	2.2	71.6	80.5	东
液化石油罐区 -北	1.8	55.0	48.2	东北
液化石油罐区 -北	2.7	50.7	69.0	东南
液化石油罐区 -南	2.8	52.9	73.8	东南
戊烷罐区	1.6	55.1	45.0	东
戊烷罐区	1.2	50.2	29.8	东北
戊烷罐区	3.0	116.2	173.6	东南
新建石脑油罐 区	0.3	9.7	1.2	东北
工业己烷优化 设施	0.7	47.4	15.4	东南

4.7.2 老厂化验室爆炸荷载结果

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
50 万吨重芳 烃轻质化	0.7	67.3	23.1	西南
凝析油分离装 置 CSU	1.1	70.6	37.0	东南
凝析油分离装 置 CSU	0.2	14.7	1.5	南
减压蒸馏装置	1.0	68.2	34.7	东南
减粘裂化装置	0.5	41.4	9.8	东南
凝析油加氢装 置	0.8	53.7	20.1	东南
凝析油加氢装 置	0.4	46.5	9.6	南
凝析油加氢装 置	0.4	52.3	11.5	西南
加氢裂化装置	1.7	66.9	56.8	东南
PSA 装置	0.5	24.4	5.5	东南
连续重整装置	1.1	46.7	25.7	南
连续重整装置	1.1	46.3	25.2	西南
对二甲苯装置 I	0.4	24.5	4.9	东南
对二甲苯装置 I	1.6	40.3	32.6	南
对二甲苯装置 I	1.7	42.1	35.8	西南
对二甲苯装置 II	6.1	19.5	59.2	南
对二甲苯装置	13.3	35.5	236.5	西南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
II				
PX 抽提蒸馏装置	0.2	14.3	1.7	东南
PX 抽提蒸馏装置	1.7	41.7	34.9	南
PX 抽提蒸馏装置	1.8	43.5	38.6	西南
PX 歧化装置	0.5	30.1	7.5	东南
PX 歧化装置	1.7	29.5	25.5	南
PX 歧化装置	2.4	38.1	45.4	西南
邻二甲苯装置	0.2	14.9	1.8	东南
邻二甲苯装置	1.4	35.6	24.7	南
邻二甲苯装置	1.3	34.1	22.6	西南
2#90 万吨抽提装置	0.8	33.4	14.1	东南
50 万吨干气分离	0.7	72.2	26.7	西南
200 万吨芳烃吸附装置	0.6	59.2	18.5	西南
60 万吨液化气分离装置	0.5	58.7	15.9	西南
150 万吨沸腾床渣油加氢装置	0.4	42.4	7.8	东南
150 万吨沸腾床渣油加氢装置	0.5	55.7	14.3	南
150 万吨沸腾	0.5	57.5	15.4	西南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
床渣油加氢装置				
凝析油罐区	0.9	84.7	36.8	西南
成品轻油罐区	1.4	120.7	87.5	西
成品轻油罐区	1.4	112.7	76.6	西北
成品轻油罐区	1.4	130.3	89.7	西南
中间罐区 1	0.2	20.3	2.5	西南
中间罐区 2	0.2	20.3	2.0	西南
日罐区 1	0.3	17.8	2.7	西南
日罐区 2	2.3	31.2	35.3	西南
液化石油罐区 -北	0.6	28.7	7.9	西
液化石油罐区 -北	1.3	61.6	39.0	西北
液化石油罐区 -南	1.5	68.3	50.1	西
液化石油罐区 -南	1.5	68.0	49.7	西北
液化石油罐区 -南	0.7	41.8	14.9	西南
戊烷罐区	2.2	102.4	114.7	西
戊烷罐区	2.4	111.1	132.7	西北
戊烷罐区	2.8	30.0	41.2	西南
新建石脑油罐 区	0.1	9.7	0.7	西北
工业己烷优化 设施	1.0	46.4	22.8	东南
工业己烷优化	1.1	45.9	24.5	南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
设施				
工业己烷优化 设施	1.0	43.5	21.9	西南

4.7.3 老厂维修中心爆炸荷载结果

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
50 万吨重芳 烃轻质化	0.7	67.1	23.6	西南
凝析油分离装 置 CSU	1.0	70.7	36.5	东南
减压蒸馏装置	1.0	68.2	34.3	东南
减粘裂化装置	0.5	41.4	9.7	东南
凝析油加氢装 置	0.7	53.7	20.0	东南
凝析油加氢装 置	0.3	36.5	5.6	南
凝析油加氢装 置	0.4	52.3	11.6	西南
加氢裂化装置	1.6	67.4	54.0	东南
PSA 装置	0.4	24.5	5.2	东南
连续重整装置	1.1	46.7	25.9	东南
连续重整装置	1.0	39.8	20.2	南
连续重整装置	1.1	40.9	21.6	西南
对二甲苯装置 I	1.7	42.0	36.3	东南
对二甲苯装置 I	1.3	47.4	29.8	南
对二甲苯装置	1.5	44.1	33.5	西南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
I				
对二甲苯装置 II	13.0	35.5	231.3	东南
对二甲苯装置 II	5.5	21.3	58.5	南
对二甲苯装置 II	11.4	25.8	146.9	西南
PX 抽提蒸馏 装置	1.8	43.4	39.1	东南
PX 抽提蒸馏 装置	1.2	24.5	14.6	南
PX 抽提蒸馏 装置	1.6	36.1	29.4	西南
PX 歧化装置	2.4	38.1	46.2	东南
PX 歧化装置	2.1	33.3	35.5	南
PX 歧化装置	2.2	40.7	44.6	西南
邻二甲苯装置	1.4	35.5	24.9	东南
邻二甲苯装置	0.9	23.7	10.4	南
邻二甲苯装置	0.3	10.4	1.7	西南
2#90 万吨抽 提装置	0.8	33.5	13.7	东南
50 万吨干气 分离	0.8	72.1	27.2	西南
200 万吨芳烃 吸附装置	0.6	59.1	18.9	西南
60 万吨液化 气分离装置	0.6	58.6	16.1	西南
150 万吨沸腾	0.5	55.7	14.3	东南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
床渣油加氢装置				
150 万吨沸腾床渣油加氢装置	0.5	57.8	14.5	南
150 万吨沸腾床渣油加氢装置	0.5	57.5	15.5	西南
凝析油罐区	1.0	84.7	40.4	西南
成品轻油罐区	1.7	120.7	102.3	西
成品轻油罐区	1.6	112.7	89.5	西北
成品轻油罐区	1.6	130.3	102.7	西南
中间罐区 1	0.3	20.3	2.7	西南
中间罐区 2	0.2	20.3	2.1	西南
日罐区 1	0.4	17.8	3.4	西南
日罐区 2	3.0	30.3	45.6	西南
液化石油罐区-北	0.7	28.7	10.4	西
液化石油罐区-北	1.7	61.6	50.9	西北
液化石油罐区-南	2.0	68.3	67.6	西
液化石油罐区-南	2.0	68.0	67.0	西北
液化石油罐区-南	0.9	41.8	18.5	西南
戊烷罐区	3.0	102.4	155.4	西
戊烷罐区	3.3	109.5	178.0	西北

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
戊烷罐区	4.3	28.4	61.0	西南
新建石脑油罐区	0.2	9.7	0.8	西北
工业己烷优化设施	1.1	45.8	24.7	东南
工业己烷优化设施	0.9	50.6	23.6	南
工业己烷优化设施	0.9	36.1	16.5	西南

4.7.4 老厂中控室爆炸荷载结果

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
50 万吨重芳烃轻质化	0.7	67.3	23.0	西南
凝析油分离装置 CSU	1.1	70.4	37.8	东南
凝析油分离装置 CSU	0.2	14.7	1.5	西南
减压蒸馏装置	1.0	68.3	35.5	东南
减粘裂化装置	0.5	41.4	9.9	东南
凝析油加氢装置	0.8	53.6	20.5	东南
凝析油加氢装置	0.5	53.1	12.7	南
凝析油加氢装置	0.4	52.3	11.5	西南
加氢裂化装置	1.8	66.6	60.1	东南
PSA 装置	0.5	24.3	5.8	东南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
连续重整装置	1.1	46.7	26.0	西南
对二甲苯装置 I	1.7	42.1	36.1	西南
对二甲苯装置 II	9.8	36.1	176.6	西南
PX 抽提蒸馏 装置	1.8	43.4	38.9	西南
PX 歧化装置	2.4	38.1	45.5	西南
邻二甲苯装置	1.4	35.5	25.1	西南
2#90 万吨抽 提装置	0.9	33.3	14.8	东南
50 万吨干气 分离	0.7	72.2	26.5	西南
200 万吨芳烃 吸附装置	0.6	59.2	18.3	西南
60 万吨液化 气分离装置	0.5	58.7	15.8	西南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.2	27.0	2.7	东南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.4	42.4	7.9	南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.5	57.5	15.4	西南
凝析油罐区	0.8	84.7	35.0	西南
成品轻油罐区	1.3	120.7	79.0	西

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
成品轻油罐区	1.2	111.7	68.3	西北
成品轻油罐区	1.3	130.3	82.1	西南
中间罐区 1	0.2	20.3	2.3	西南
中间罐区 2	0.2	20.3	1.9	西南
日罐区 1	0.3	17.8	2.3	西南
日罐区 2	1.9	31.7	29.8	西南
液化石油罐区 -北	0.5	30.4	7.7	西
液化石油罐区 -北	1.1	74.2	40.4	西北
液化石油罐区 -南	1.2	68.3	42.1	西
液化石油罐区 -南	1.2	68.0	41.8	西北
液化石油罐区 -南	0.6	41.8	12.9	西南
戊烷罐区	2.0	108.0	105.5	西
戊烷罐区	2.0	111.1	110.3	西北
戊烷罐区	2.1	30.6	32.5	西南
新建石脑油罐 区	/	/	/	
工业己烷优化 设施	1.0	46.3	24.0	东南
工业己烷优化 设施	1.1	45.8	24.8	西南

4.7.5 污水处理车间机柜间爆炸荷载结果

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
50 万吨重芳 烃轻质化	0.8	66.6	26.3	西南
凝析油分离装 置 CSU	1.5	68.7	50.1	东南
凝析油分离装 置 CSU	0.7	38.2	14.1	南
凝析油分离装 置 CSU	0.3	14.5	2.2	西南
减压蒸馏装置	1.4	66.6	47.0	东南
减压蒸馏装置	0.4	25.2	5.5	南
减压蒸馏装置	/	/	/	西南
减粘裂化装置	0.6	40.6	12.8	东南
凝析油加氢装 置	1.0	51.6	27.0	东南
凝析油加氢装 置	0.5	39.6	9.4	南
凝析油加氢装 置	0.6	52.4	15.4	西南
加氢裂化装置	3.2	63.0	101.0	东南
PSA 装置	0.8	23.2	9.3	东南
连续重整装置	1.7	45.0	39.3	西南
对二甲苯装置 I	3.5	36.5	64.0	西南
对二甲苯装置 II	4.2	45.2	95.1	西
对二甲苯装置 II	4.9	40.2	98.8	西北

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
对二甲苯装置 II	4.0	32.2	64.1	西南
PX 抽提蒸馏 装置	3.6	25.8	46.7	西南
PX 歧化装置	1.8	22.6	20.9	西
PX 歧化装置	1.7	20.7	17.9	西北
PX 歧化装置	4.6	35.3	81.1	西南
邻二甲苯装置	3.0	33.1	49.7	西南
2#90 万吨抽 提装置	1.7	31.7	26.7	东南
50 万吨干气 分离	0.8	71.5	30.2	西南
200 万吨芳烃 吸附装置	0.7	58.6	21.6	西南
60 万吨液化 气分离装置	0.6	57.9	18.6	西南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.2	20.9	2.3	东南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.7	56.8	18.6	西南
凝析油罐区	0.9	84.5	38.2	西南
成品轻油罐区	0.3	29.6	3.8	西
成品轻油罐区	1.1	127.9	69.3	西北
中间罐区 1	0.3	20.3	2.6	西南
中间罐区 2	0.2	20.3	2.3	西南
日罐区 1	0.2	17.8	1.9	西北

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
日罐区 2	1.2	25.2	15.0	西
日罐区 2	1.6	32.2	25.6	西北
日罐区 2	0.3	64.1	9.4	西南
液化石油罐区 -北	0.8	75.4	29.6	西北
液化石油罐区 -南	0.8	68.3	28.8	西北
戊烷罐区	1.5	31.7	23.1	西北
新建石脑油罐 区	/	/	/	
工业己烷优化 设施	1.7	44.4	37.7	东南
工业己烷优化 设施	0.8	27.5	11.2	南
工业己烷优化 设施	1.7	44.1	37.3	西南

4.7.6 芳烃机柜间（三）爆炸荷载结果

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
50 万吨重芳 烃轻质化	0.9	66.1	29.4	西南
凝析油分离装 置 CSU	1.7	67.9	56.1	东南
凝析油分离装 置 CSU	0.4	14.3	2.8	西南
减压蒸馏装置	1.6	65.7	53.1	东南
减压蒸馏装置	0.2	8.1	0.8	西南
减粘裂化装置	0.7	40.4	14.4	东南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
凝析油加氢装置	1.2	51.2	30.4	东南
凝析油加氢装置	0.6	52.1	16.9	南
凝析油加氢装置	0.6	51.4	14.9	西南
加氢裂化装置	3.5	62.2	108.3	东南
PSA 装置	0.9	23.0	10.3	东南
连续重整装置	2.5	43.7	54.0	西南
对二甲苯装置 I	10.4	34.1	177.3	西南
对二甲苯装置 II	3.6	20.0	35.7	西
对二甲苯装置 II	9.9	20.0	98.8	西北
PX 抽提蒸馏装置	14.6	22.6	164.5	西
PX 抽提蒸馏装置	8.3	17.3	72.0	西北
PX 抽提蒸馏装置	10.1	32.4	164.0	西南
PX 歧化装置	8.9	15.7	69.7	西
PX 歧化装置	11.4	22.8	130.7	西北
PX 歧化装置	1/	26.4	132.2	西南
邻二甲苯装置	8.4	30.4	128.0	西南
2#90 万吨抽提装置	2.4	30.8	36.7	东南
50 万吨干气	1.0	70.9	33.9	西南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
分离				
200 万吨芳烃 吸附装置	0.8	58.2	24.0	西南
60 万吨液化 气分离装置	0.7	57.5	20.6	西南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.2	20.8	2.5	东南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.5	41.7	10.3	南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.7	56.3	20.4	西南
凝析油罐区	1.1	84.5	46.0	西南
成品轻油罐区	1.2	127.9	76.0	西北
中间罐区 1	0.3	20.3	3.1	西南
中间罐区 2	0.3	20.3	2.8	西南
日罐区 1	0.2	17.8	2.1	西北
日罐区 2	1.9	30.5	29.6	西北
液化石油罐区 -北	0.8	75.4	31.0	西北
液化石油罐区 -南	0.9	68.3	29.8	西北
戊烷罐区	1.6	31.5	25.2	西北
新建石脑油罐 区				
工业己烷优化	1.9	44.0	41.6	东南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
设施				
工业己烷优化 设施	2.6	30.8	40.2	西南

4.7.7 芳烃机柜间（二）爆炸荷载结果

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
50 万吨重芳 烃轻质化	1.0	60.9	31.5	西南
凝析油分离装 置 CSU	2.2	65.9	72.9	东南
凝析油分离装 置 CSU	0.6	13.9	4.2	西南
减压蒸馏装置	2.2	63.8	69.8	东南
减压蒸馏装置	0.3	7.9	1.2	西南
减粘裂化装置	0.9	39.8	18.1	东南
凝析油加氢装 置	1.6	49.9	39.8	东南
凝析油加氢装 置	0.8	51.5	19.7	南
凝析油加氢装 置	0.7	50.9	17.4	西南
加氢裂化装置	4.6	60.2	138.5	东南
PSA 装置	1.3	22.8	14.9	东南
连续重整装置	5.2	40.3	105.4	西南
对二甲苯装置 I	7.2	14.0	50.1	西
对二甲苯装置 I	10.9	34.0	185.2	西北

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
对二甲苯装置 I	10.0	37.6	188.1	西南
对二甲苯装置 II	3.1	33.2	51.6	西北
PX 抽提蒸馏 装置	1.7	25.2	21.1	西
PX 抽提蒸馏 装置	10.5	32.3	169.8	西北
PX 抽提蒸馏 装置	0.8	5.8	2.3	西南
PX 歧化装置	0.9	10.2	4.6	西
PX 歧化装置	8.0	26.3	104.6	西北
邻二甲苯装置	0.5	2.2	0.6	西
邻二甲苯装置	9.2	30.4	139.0	西北
2#90 万吨抽 提装置	6.0	27.9	83.8	东南
50 万吨干气 分离	1.1	70.3	39.0	西南
200 万吨芳烃 吸附装置	1.0	57.6	28.1	西南
60 万吨液化 气分离装置	0.8	57.0	23.5	西南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.3	20.6	3.0	东南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.6	41.3	12.1	南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
150 万吨沸腾床渣油加氢装置	0.8	55.8	23.6	西南
凝析油罐区	0.7	53.9	20.0	西
凝析油罐区	1.1	84.5	47.2	西北
凝析油罐区	1.2	76.7	44.6	西南
成品轻油罐区	1.1	127.9	69.1	西北
中间罐区 1	0.3	20.3	3.2	西北
中间罐区 2	0.3	20.3	3.1	西南
日罐区 1	0.2	17.8	1.8	西北
日罐区 2	1.4	31.4	21.9	西北
液化石油罐区-北	0.7	75.4	25.3	西北
液化石油罐区-南	0.7	78.0	27.6	西北
戊烷罐区	1.1	102.4	58.8	西北
新建石脑油罐区	/	/	/	
工业己烷优化设施	4.4	21.8	47.9	东南
工业己烷优化设施	2.5	7.0	8.8	西北
工业己烷优化设施	6.6	28.2	92.5	西南

4.7.8 芳烃机柜间（一）爆炸荷载结果

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
50 万吨重芳	1.6	53.0	42.1	西南

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
烃轻质化				
凝析油分离装置 CSU	8.9	25.5	112.9	东
凝析油分离装置 CSU	3.4	50.8	87.3	东北
凝析油分离装置 CSU	6.2	51.2	159.1	东南
凝析油分离装置 CSU	4.9	10.9	26.6	西
凝析油分离装置 CSU	3.5	7.7	13.7	西北
凝析油分离装置 CSU	1.5	8.3	6.4	西南
减压蒸馏装置	4.7	15.6	36.8	东
减压蒸馏装置	2.3	34.3	38.8	东北
减压蒸馏装置	6.9	57.6	198.0	东南
减压蒸馏装置	2.4	6.1	7.3	西
减压蒸馏装置	1.5	4.0	3.1	西北
减压蒸馏装置	0.3	1.7	0.2	西南
减粘裂化装置	2.0	37.2	37.1	东南
凝析油加氢装置	4.8	45.3	108.1	东南
凝析油加氢装置	1.2	49.8	31.1	西南
加氢裂化装置	3.6	31.0	55.5	东
加氢裂化装置	5.1	51.4	132.5	东北
加氢裂化装置	1.6	20.3	16.5	东南
PSA 装置	1.8	22.0	19.6	东北

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
连续重整装置	12.8	38.9	249.6	西
连续重整装置	7.5	13.8	51.9	西北
连续重整装置	8.0	30.8	123.0	西南
对二甲苯装置 I	4.4	34.6	75.3	西北
对二甲苯装置 II	1.3	51.0	33.9	西北
PX 抽提蒸馏 装置	1.8	43.5	38.7	西北
PX 歧化装置	1.5	41.2	31.0	西北
邻二甲苯装置	1.4	35.5	25.1	西北
2#90 万吨抽 提装置	2.0	31.1	31.3	东北
50 万吨干气 分离	1.6	68.4	54.1	西南
200 万吨芳烃 吸附装置	1.5	55.8	41.2	西南
60 万吨液化 气分离装置	1.3	55.4	34.7	西南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	0.5	20.0	5.2	东南
150 万吨沸腾 床渣油加氢装 置	1.4	53.9	37.0	西南
凝析油罐区	1.0	76.7	38.3	西北
成品轻油罐区	0.8	127.9	53.7	西北
中间罐区 1	0.2	20.3	2.4	西北

爆炸源	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
中间罐区 2	0.3	20.3	2.7	西北
日罐区 1	0.1	17.8	1.2	西北
日罐区 2	0.8	98.7	41.2	西北
液化石油罐区 -北	0.5	75.4	17.9	西北
液化石油罐区 -南	0.5	78.1	19.5	西北
戊烷罐区	0.8	102.4	39.0	西北
新建石脑油罐 区	/	/	/	
工业己烷优化 设施	10.5	29.8	156.0	东
工业己烷优化 设施	6.4	82.3	264.2	东北
工业己烷优化 设施	3.4	34.4	59.0	东南
工业己烷优化 设施	13.8	35.7	246.1	西
工业己烷优化 设施	12.2	21.3	129.9	西北
工业己烷优化 设施	3.1	14.5	22.6	西南

4.7.9 最大爆炸荷载结果

建筑物	爆炸源	入射超压 [kpa]	正压时间 [ms]	冲量 [kpa.ms]	迎爆面
储运综合 办公楼	液化石油 罐区-北	2.2	71.6	80.5	东

建筑物	爆炸源	入射超压 [kpa]	正压时间 [ms]	冲量 [kpa.ms]	迎爆面
	液化石油 罐区-北	1.8	55.0	48.2	东北
	成品轻油 罐区	7.6	90.4	343.1	东南
	成品轻油 罐区	5.9	71.1	209.5	南
芳烃机柜 间（一）	工业己烷 优化设施	10.5	29.8	156.0	东
	工业己烷 优化设施	6.4	82.3	264.2	东北
	减压蒸馏 装置	6.9	57.6	198.0	东南
	凝析油加 氢装置	0.0	0.0	0.0	南
	工业己烷 优化设施	13.8	35.7	246.1	西
	工业己烷 优化设施	12.2	21.3	129.9	西北
	连续重整 装置	8.0	30.8	123.0	西南
芳烃机柜 间（二）	2#90 万吨 抽提装置	6.0	27.9	83.8	东南
	凝析油加 氢装置	0.8	51.5	19.7	南
	对二甲苯 装置 I	7.2	14.0	50.1	西
	对二甲苯	10.9	34.0	185.2	西北

建筑物	爆炸源	入射超压 [kpa]	正压时间 [ms]	冲量 [kpa.ms]	迎爆面
	装置 I				
	对二甲苯 装置 I	10.0	37.6	188.1	西南
芳烃机柜 间（三）	加氢裂化 装置	3.5	62.2	108.3	东南
	凝析油加 氢装置	0.6	52.1	16.9	南
	PX 抽提蒸 馏装置	14.6	22.6	164.5	西
	PX 歧化装 置	11.4	22.8	130.7	西北
	对二甲苯 装置 I	10.4	34.1	177.3	西南
老厂化验 室	加氢裂化 装置	1.7	66.9	56.8	东南
	对二甲苯 装置 II	6.1	19.5	59.2	南
	戊烷罐区	2.2	102.4	114.7	西
	戊烷罐区	2.4	111.1	132.7	西北
	对二甲苯 装置 II	13.3	35.5	236.5	西南
老厂维修 中心	对二甲苯 装置 II	13.0	35.5	231.3	东南
	对二甲苯 装置 II	5.5	21.3	58.5	南
	戊烷罐区	3.0	102.4	155.4	西
	戊烷罐区	3.3	109.5	178.0	西北

建筑物	爆炸源	入射超压 [kpa]	正压时间 [ms]	冲量 [kpa.ms]	迎爆面
	对二甲苯 装置 II	11.4	25.8	146.9	西南
老厂中控 室	加氢裂化 装置	1.8	66.6	60.1	东南
	凝析油加 氢装置	0.5	53.1	12.7	南
	戊烷罐区	2.0	108.0	105.5	西
	戊烷罐区	2.0	111.1	110.3	西北
	对二甲苯 装置 II	9.8	36.1	176.6	西南
污水处理 车间机柜 间	加氢裂化 装置	3.2	63.0	101.0	东南
	工业己烷 优化设施	0.8	27.5	11.2	南
	对二甲苯 装置 II	4.2	45.2	95.1	西
	对二甲苯 装置 II	4.9	40.2	98.8	西北
	PX 歧化装 置	4.6	35.3	81.1	西南

5. 结论与建议

5.1 结论

本项目采用 PHAST 软件爆炸计算模型，以现有污水处理车间机柜间、老厂中控室、老厂化验室、老厂维修中心、芳烃机柜间（一）、芳烃机柜间（二）、芳烃机柜间（三）、储运综合办公楼为目标保护建筑，对新建石脑油罐区、液化石油气（LPG）球罐区、戊烷（C5）罐区、成品油罐区、日罐区 1、日罐区 2、中间罐区 1、对二甲苯装置 I、对二甲苯装置 II、PX 歧化装置、PX 抽提蒸馏装置、连续重整装置、90 万吨/年抽提装置、加氢裂化装置、制氢 PSA 装置、硫磺回收装置、凝析油分离装置、减压蒸馏装置、减粘裂化装置（停用）、50 万吨/年干气分离装置及 8 万标方 PSA 装置、50 万吨/年重芳烃轻质化装置、200 万吨/年芳烃吸附分离装置、凝析油加氢装置 2*6 万吨/年 2#硫磺装置、150 万吨/年沸腾床加氢装置、工业己烷优化设施进行了爆炸模拟计算，爆炸超压结果图见第 6 章附图。

各目标建筑各迎爆面受到的最大爆炸荷载如下表所示：

表 5-1 最大爆炸荷载结果一览表

建筑物	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
储运综合办公楼	2.2	71.6	80.5	东
	1.8	55.0	48.2	东北
	7.6	90.4	343.1	东南
	5.9	71.1	209.5	南
芳烃机柜间（一）	10.5	29.8	156.0	东
	6.4	82.3	264.2	东北
	6.9	57.6	198.0	东南
	0.0	0.0	0.0	南
	13.8	35.7	246.1	西
	12.2	21.3	129.9	西北
	8.0	30.8	123.0	西南
芳烃机柜间（二）	6.0	27.9	83.8	东南

建筑物	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
	0.8	51.5	19.7	南
	7.2	14.0	50.1	西
	10.9	34.0	185.2	西北
	10.0	37.6	188.1	西南
芳烃机柜间（三）	3.5	62.2	108.3	东南
	0.6	52.1	16.9	南
	14.6	22.6	164.5	西
	11.4	22.8	130.7	西北
	10.4	34.1	177.3	西南
老厂化验室	1.7	66.9	56.8	东南
	6.1	19.5	59.2	南
	2.2	102.4	114.7	西
	2.4	111.1	132.7	西北
	13.3	35.5	236.5	西南
老厂维修中心	13.0	35.5	231.3	东南
	5.5	21.3	58.5	南
	3.0	102.4	155.4	西
	3.3	109.5	178.0	西北
	11.4	25.8	146.9	西南
老厂中控室	1.8	66.6	60.1	东南
	0.5	53.1	12.7	南
	2.0	108.0	105.5	西
	2.0	111.1	110.3	西北
	9.8	36.1	176.6	西南
污水处理车间机柜间	3.2	63.0	101.0	东南
	0.8	27.5	11.2	南
	4.2	45.2	95.1	西
	4.9	40.2	98.8	西北

建筑物	入射超压[kpa]	正压时间[ms]	冲量[kpa.ms]	迎爆面
	4.6	35.3	81.1	西南

5.2 建议措施

福建福海创石油化工有限公司现有污水处理车间机柜间、老厂中控室、老厂化验室、老厂维修中心、芳烃机柜间（一）、芳烃机柜间（二）、芳烃机柜间（三）、储运综合办公楼均为既有建筑，需根据表 5-1 各建筑最大爆炸荷载结果对此 8 栋既有建筑进行结构安全性评估，评估现有结构、墙体、门窗、通风阀门等对爆炸荷载的承受能力，根据分析结果对其采取抗爆加固增强措施。

针对各建筑物抗爆设计建议措施可参考 GB/T50779-2022 进行如下设计：

表 5-2 福建福海创石油化工有限公司建筑物抗爆建议措施一览表

序号	建筑物名称	峰值入射超压[kpa]	建筑类型	建议措施
1	储运综合办公楼	7.6	既有建筑-未抗爆	■结构形式应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 且小于 21.0kPa 时，可采用钢筋混凝土框架-加劲砌体抗爆墙结构、钢筋混凝土框架-抗爆墙结构、钢框架-支撑结构； ■雨篷、室外楼梯应满足下列要求： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，不应设置悬挑式雨棚、室外楼梯，不宜设置屋面检修楼梯。当设置屋面检修楼梯时，应加强与建筑物主体的连接； ■爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，抗爆建筑物不应设置变形缝； ■外墙门窗应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用相应等级的抗爆防护门及抗爆防

序号	建筑物名称	峰值入射超压[kpa]	建筑类型	建议措施
				护窗； √空调机房等设备用房宜直接对外开门，当爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用设备通道抗爆门；
2	老厂化验室	13.3	既有建筑- 未抗爆	■结构形式应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 且小于 21.0kPa 时，可采用钢筋混凝土框架-加劲砌体抗爆墙结构、钢筋混凝土框架-抗爆墙结构、钢框架-支撑结构； ■雨篷、室外楼梯应满足下列要求： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，不应设置悬挑式雨棚、室外楼梯，不宜设置屋面检修楼梯。当设置屋面检修楼梯时，应加强与建筑物主体的连接； ■爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，抗爆建筑物不应设置变形缝； ■外墙门窗应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用相应等级的抗爆防护门及抗爆防护窗； √空调机房等设备用房宜直接对外开门，当爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用设备通道抗爆门；

序号	建筑物名称	峰值入射超压[kpa]	建筑类型	建议措施
3	老厂维修中心	13.0	既有建筑-未抗爆	■结构形式应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 且小于 21.0kPa 时，可采用钢筋混凝土框架-加劲砌体抗爆墙结构、钢筋混凝土框架-抗爆墙结构、钢框架-支撑结构； ■雨篷、室外楼梯应满足下列要求： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，不应设置悬挑式雨棚、室外楼梯，不宜设置屋面检修楼梯。当设置屋面检修楼梯时，应加强与建筑物主体的连接； ■爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，抗爆建筑物不应设置变形缝； ■外墙门窗应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用相应等级的抗爆防护门及抗爆防护窗； √空调机房等设备用房宜直接对外开门，当爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用设备通道抗爆门；
4	老厂中控室	9.8	既有建筑-未抗爆	■结构形式应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 且小于 21.0kPa 时，可采用钢筋混凝土框架-加劲砌体抗爆墙结构、钢筋混凝土框架-抗爆墙结构、钢框架-支撑结构；

序号	建筑物名称	峰值入射超压[kpa]	建筑类型	建议措施
				■雨篷、室外楼梯应满足下列要求： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，不应设置悬挑式雨棚、室外楼梯，不宜设置屋面检修楼梯。当设置屋面检修楼梯时，应加强与建筑物主体的连接； ■爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，抗爆建筑物不应设置变形缝； ■外墙门窗应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用相应等级的抗爆防护门及抗爆防护窗； √空调机房等设备用房宜直接对外开门，当爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用设备通道抗爆门；
5	污水处理车间机柜间	4.9	既有建筑-未抗爆	■结构形式应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压不大于 6.9kPa 时，可采用钢筋混凝土框架-加劲砌体抗爆墙结构、钢框架-支撑结构； ■雨篷、室外楼梯应满足下列要求： √受力构件均应进行抗爆验算； √爆炸冲击波峰值入射超压大于 3.0kPa 时，雨棚、室外楼梯应采用钢筋混凝土结

序号	建筑物名称	峰值入射超压[kpa]	建筑类型	建议措施
				构； ■外墙门窗应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 3.0kPa 且不大于 6.9kPa 时，除防排烟系统所要求可开启外窗外，宜选用固定外窗及钢制外门； √爆炸冲击波峰值入射超压不大于 6.9kPa 时，供消防救援人员进入的窗口宜设置在无人值守房间或疏散走廊尽端处的外墙上；
6	芳烃机柜间 (三)	14.6	既有建筑- 已抗爆	■层数、高度应符合下列要求： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 且小于 21.0kPa 时，层数不应超过两层，室内地面到主体结构屋面板顶的高度不应超过 12.0m； ■结构形式应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 且小于 21.0kPa 时，可采用钢筋混凝土框架-加劲砌体抗爆墙结构、钢筋混凝土框架-抗爆墙结构、钢框架-支撑结构； ■雨篷、室外楼梯应满足下列要求： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，不应设置悬挑式雨棚、室外楼梯，不宜设置屋面检修楼梯。当设置屋面检修楼梯时，应加强与建筑物主体的连接；

序号	建筑物名称	峰值入射超压[kpa]	建筑类型	建议措施
				■爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，抗爆建筑物不应设置变形缝； ■外墙门窗应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用相应等级的抗爆防护门及抗爆防护窗； √空调机房等设备用房宜直接对外开门，当爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用设备通道抗爆门；
7	芳烃机柜间 (二)	10.9	既有建筑- 已抗爆	■结构形式应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 且小于 21.0kPa 时，可采用钢筋混凝土框架-加劲砌体抗爆墙结构、钢筋混凝土框架-抗爆墙结构、钢框架-支撑结构； ■雨篷、室外楼梯应满足下列要求： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，不应设置悬挑式雨棚、室外楼梯，不宜设置屋面检修楼梯。当设置屋面检修楼梯时，应加强与建筑物主体的连接； ■爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，抗爆建筑物不应设置变形缝； ■外墙门窗应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用相应等级的抗爆防护门及抗爆防

序号	建筑物名称	峰值入射超压[kpa]	建筑类型	建议措施
				护窗； √空调机房等设备用房宜直接对外开门，当爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用设备通道抗爆门；
8	芳烃机柜间 (一)	13.8	既有建筑- 已抗爆	■结构形式应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 且小于 21.0kPa 时，可采用钢筋混凝土框架-加劲砌体抗爆墙结构、钢筋混凝土框架-抗爆墙结构、钢框架-支撑结构； ■雨篷、室外楼梯应满足下列要求： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，不应设置悬挑式雨棚、室外楼梯，不宜设置屋面检修楼梯。当设置屋面检修楼梯时，应加强与建筑物主体的连接； ■爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，抗爆建筑物不应设置变形缝； ■外墙门窗应符合下列规定： √爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用相应等级的抗爆防护门及抗爆防护窗； √空调机房等设备用房宜直接对外开门，当爆炸冲击波峰值入射超压大于 6.9kPa 时，应选用设备通道抗爆门；

6. 附图：爆炸荷载计算结果图

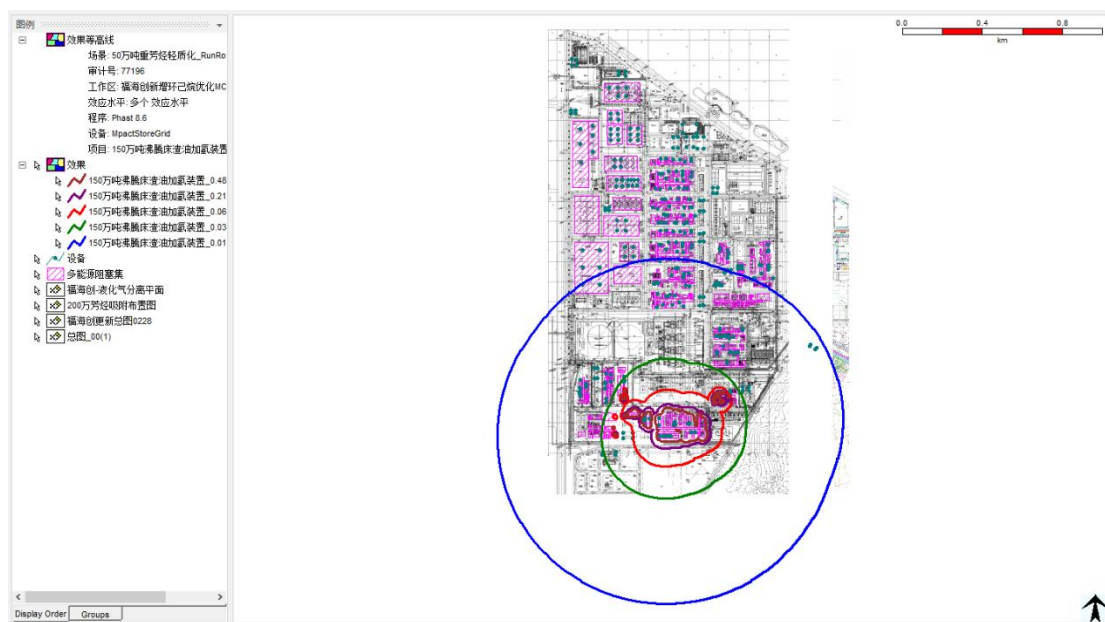


图 6-1 150 万吨沸腾床渣油加氢装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

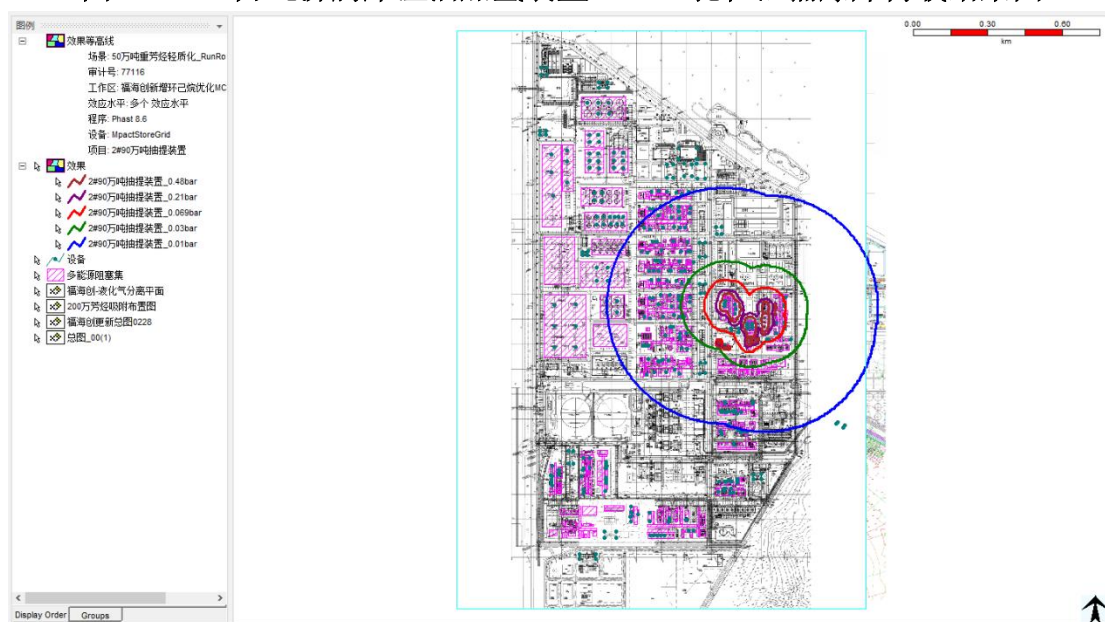


图 6-2 2#90 万吨抽提装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

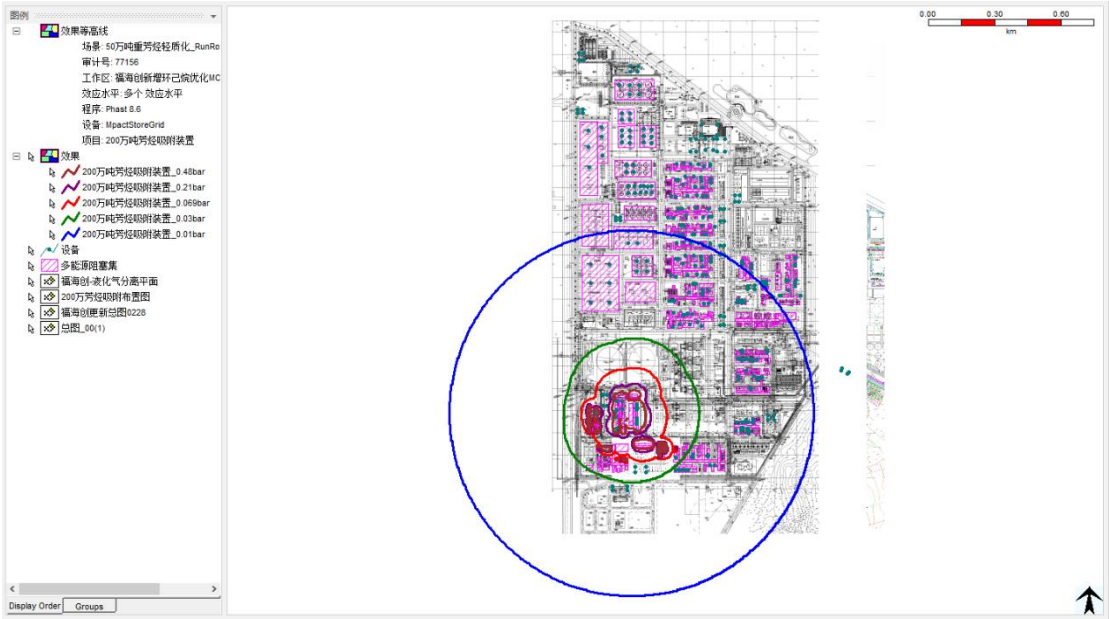


图 6-3 200 万吨芳烃吸附装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

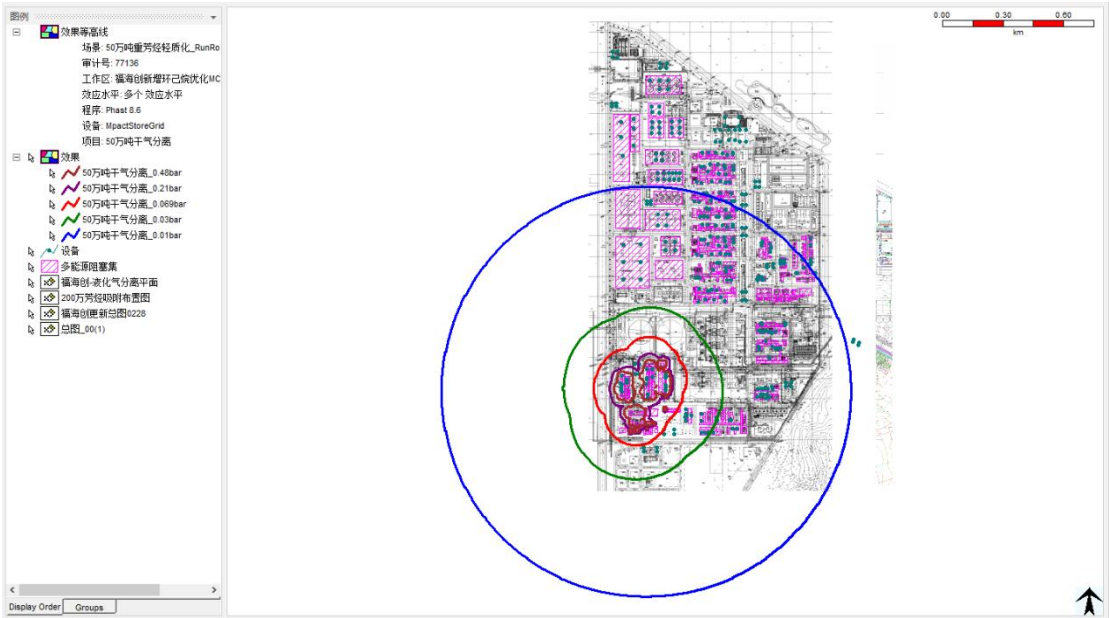


图 6-4 50 万吨干气分离 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

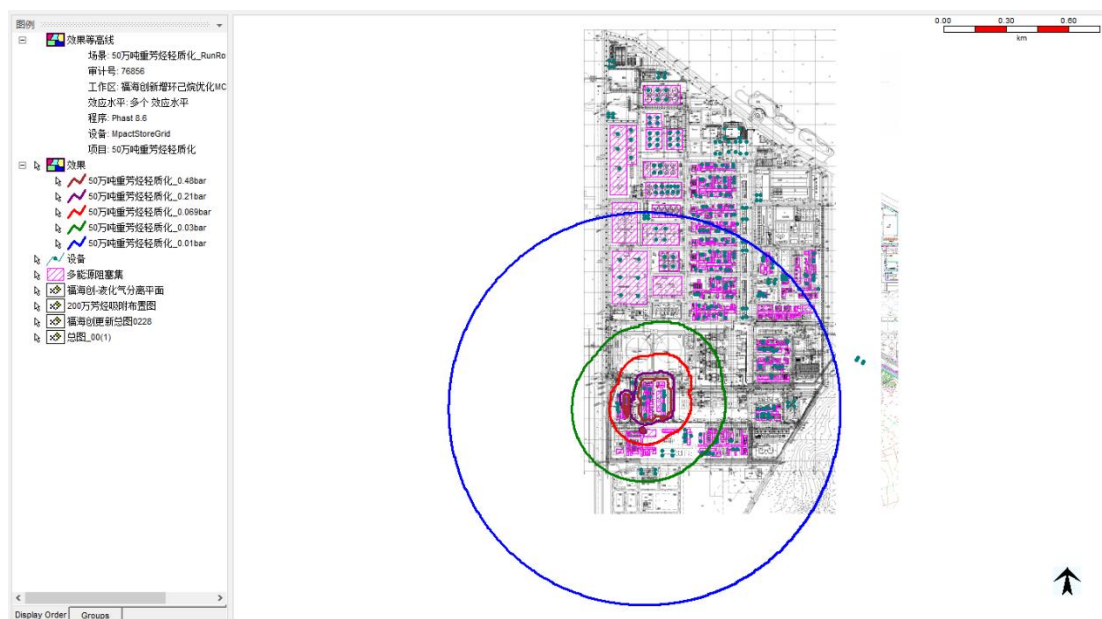


图 6-5 50 万吨重芳烃轻质化 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

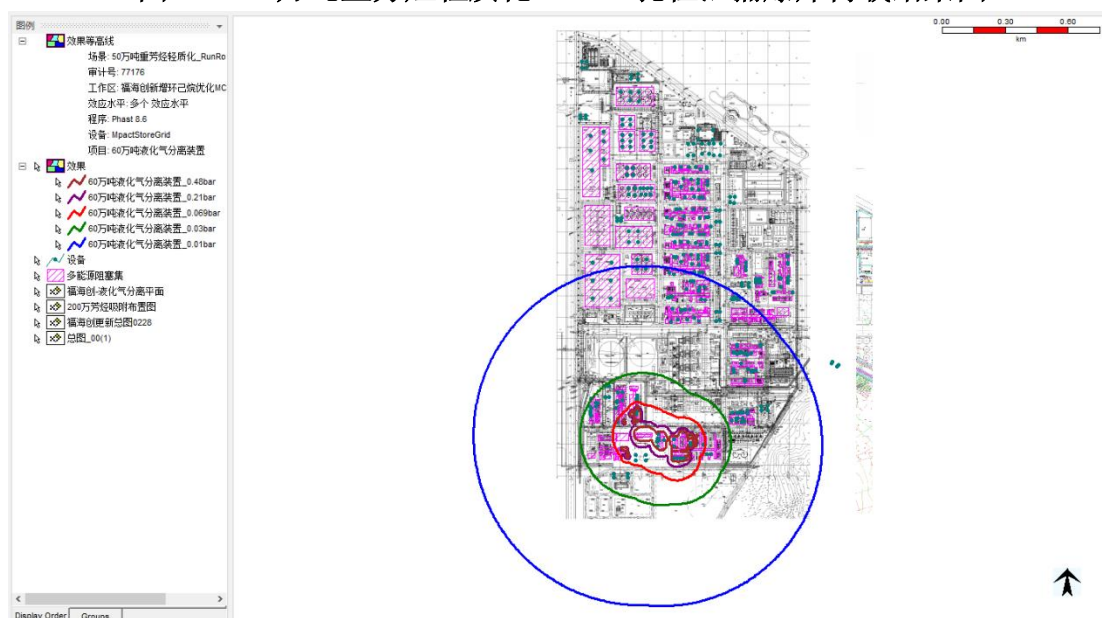


图 6-6 60 万吨液化气分离装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

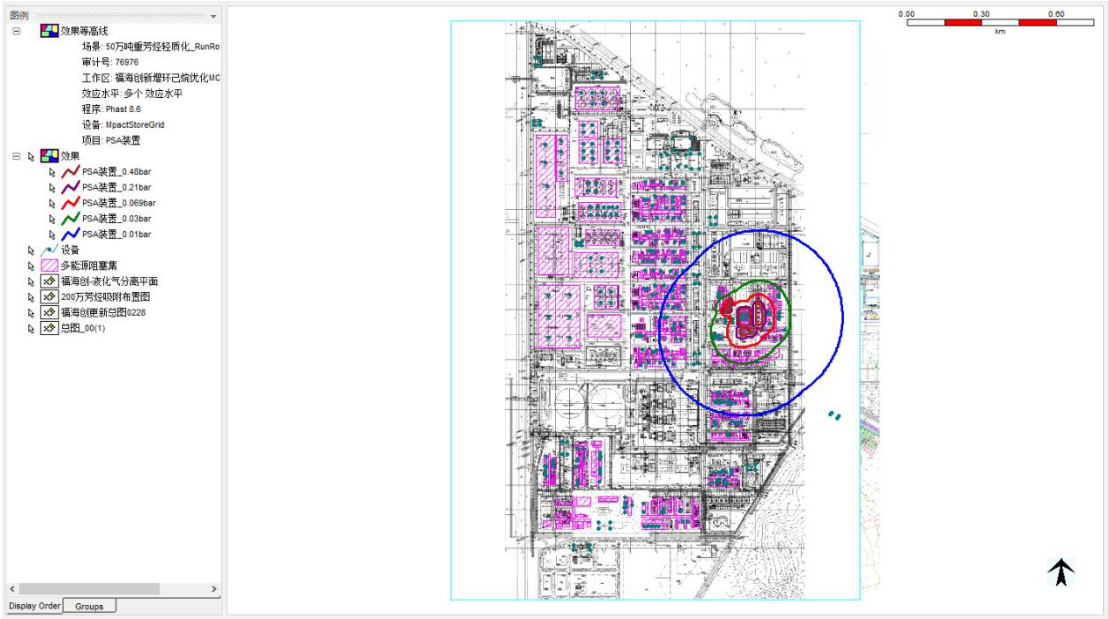


图 6-7 PSA 装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

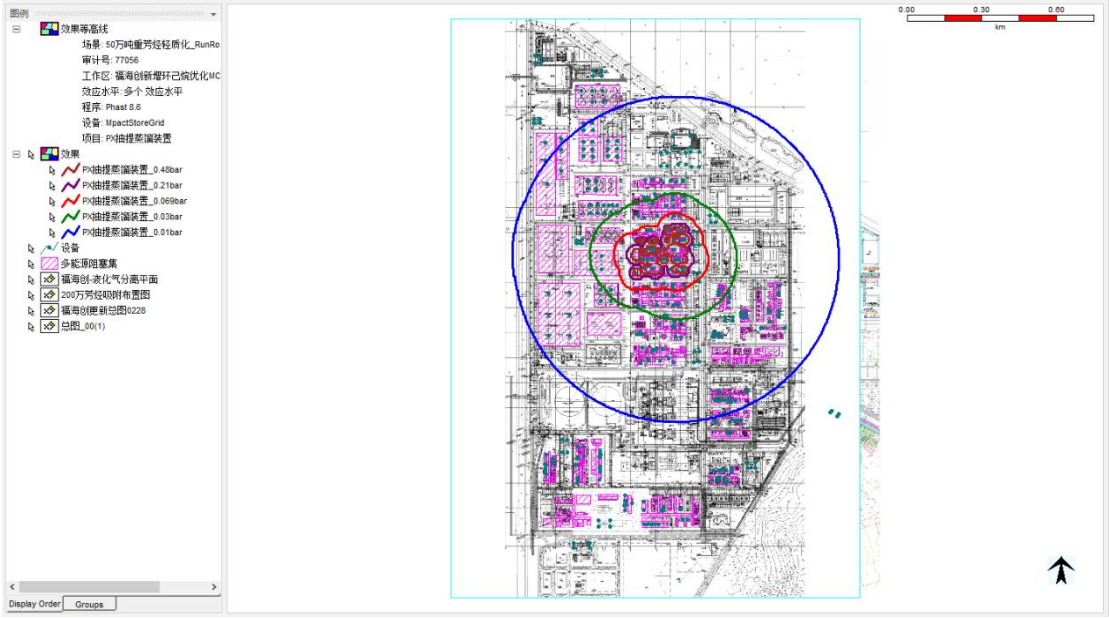


图 6-8 PX 抽提蒸馏装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图



图 6-9 PX 歧化装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

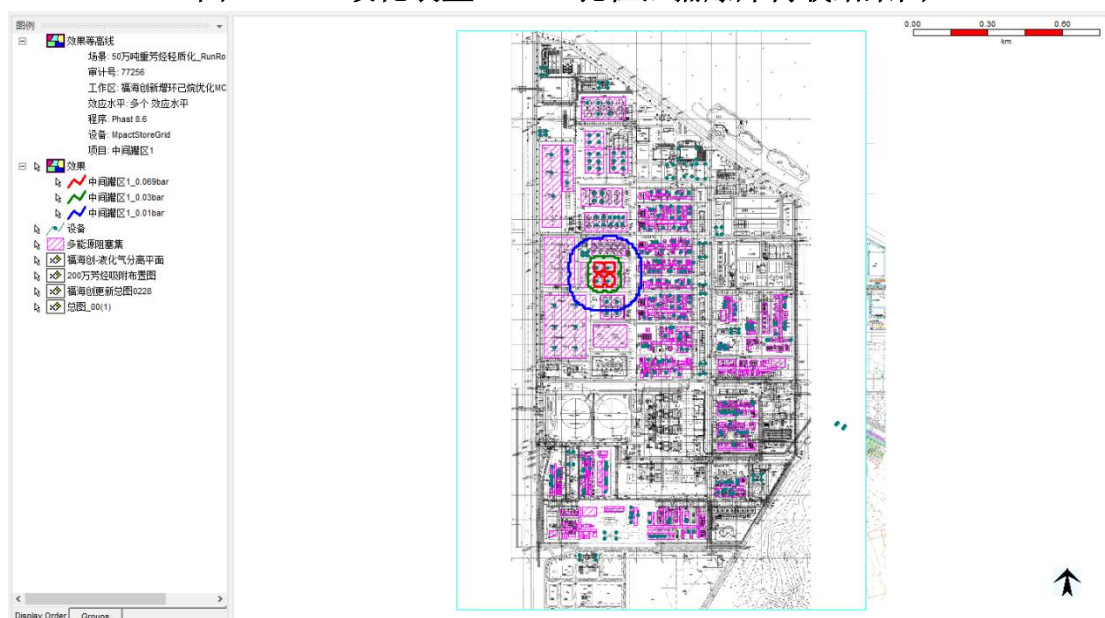


图 6-10 中间罐区 150mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图



图 6-11 中间罐区 250mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

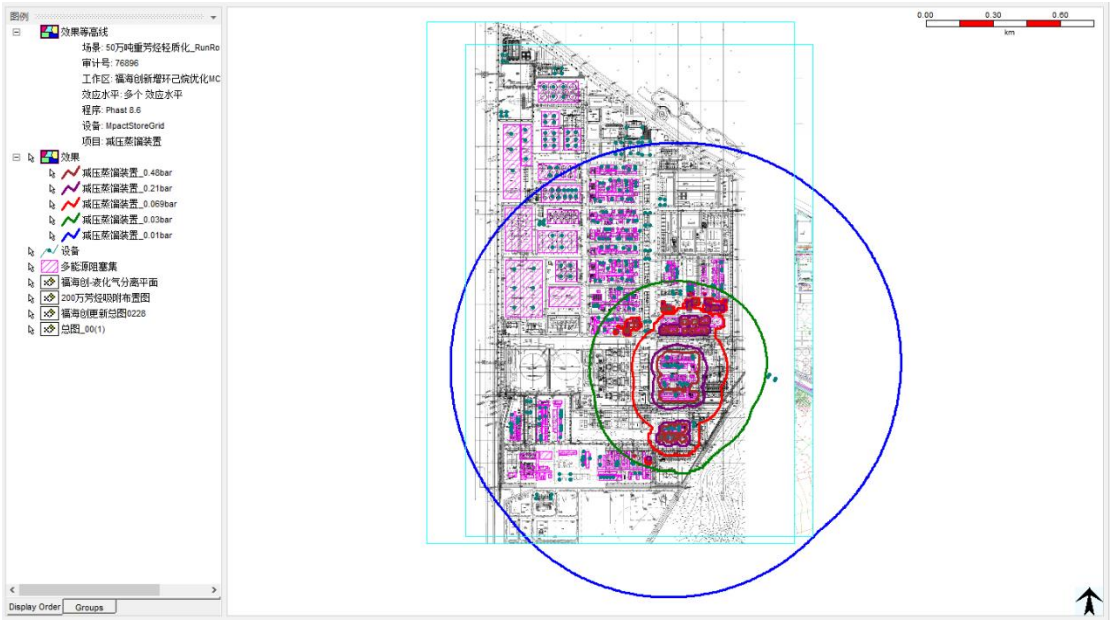


图 6-12 减压蒸馏装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

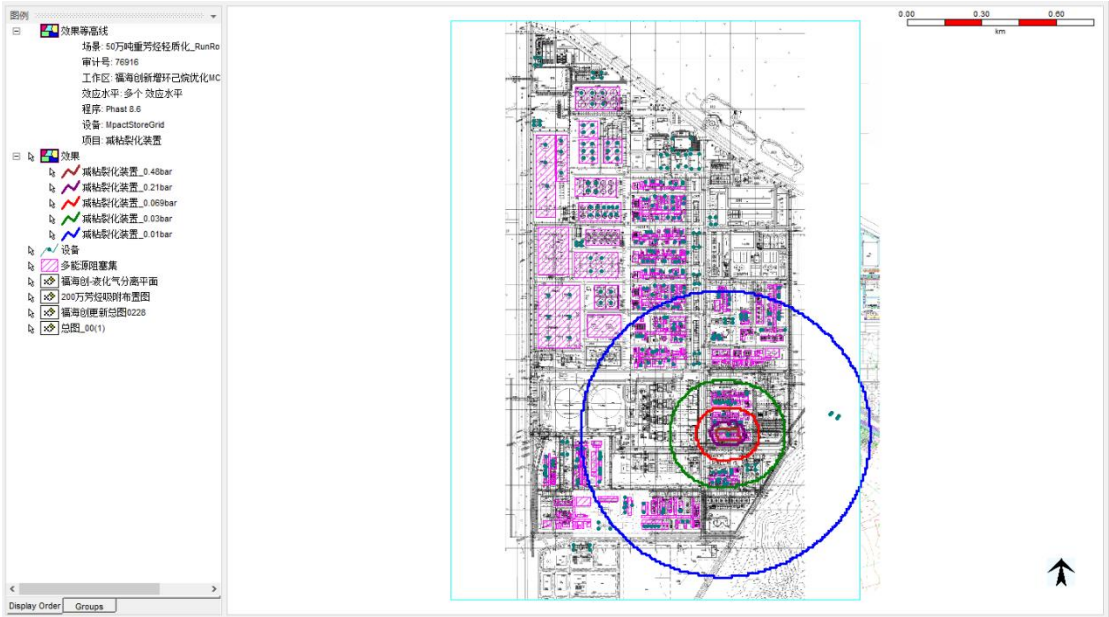


图 6-13 减粘裂化装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

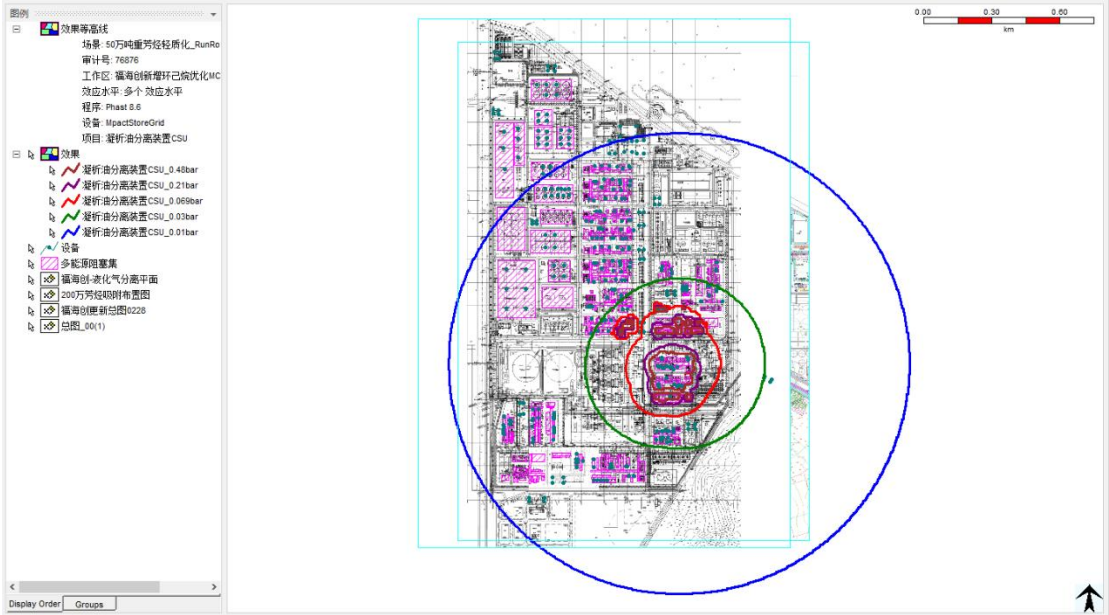


图 6-14 凝析油分离装置 CSU50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

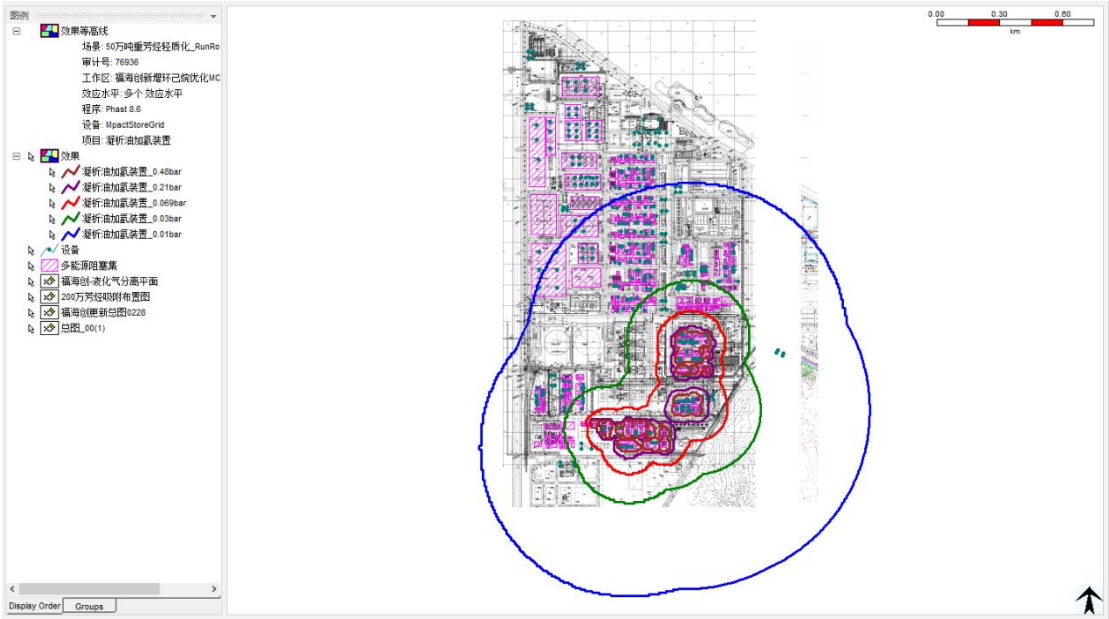


图 6-15 凝析油加氢装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

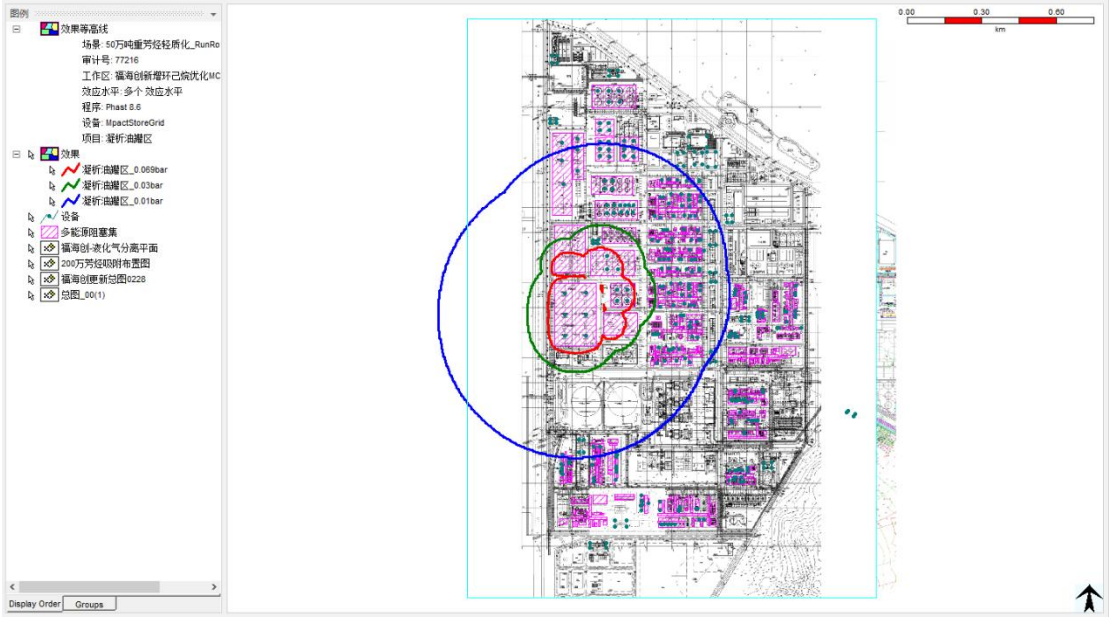


图 6-16 凝析油罐区 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

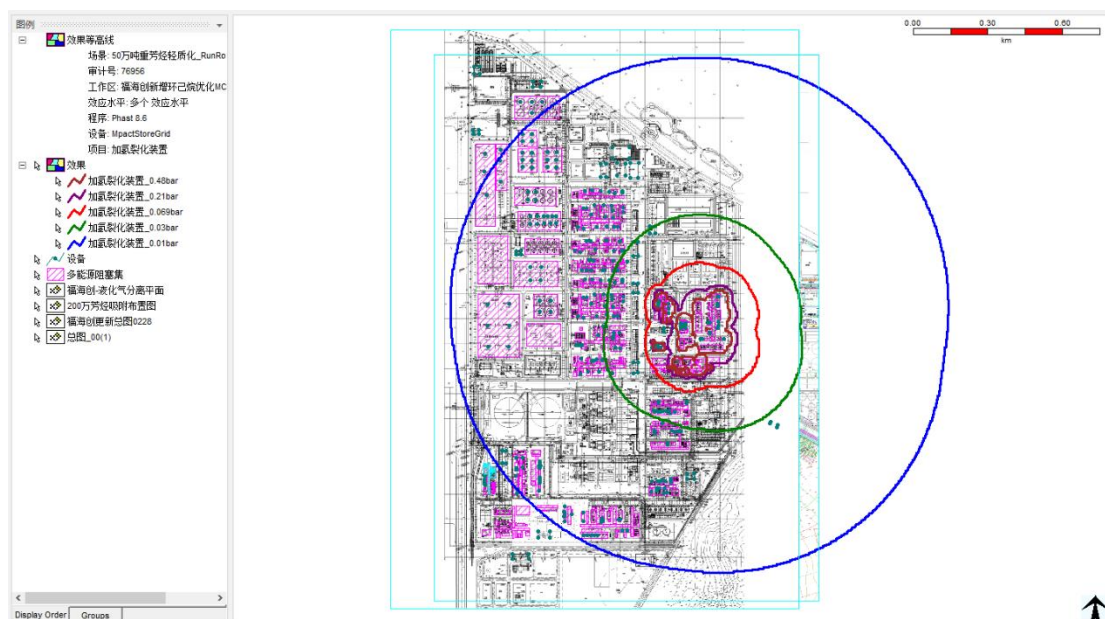


图 6-17 加氢裂化装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

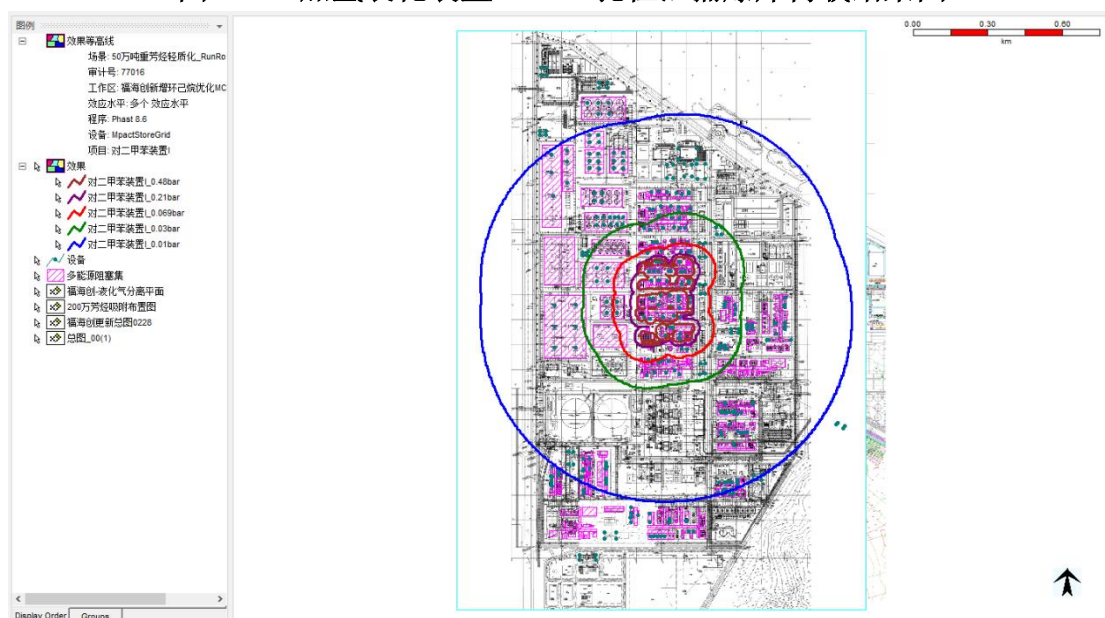


图 6-18 对二甲苯装置 150mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

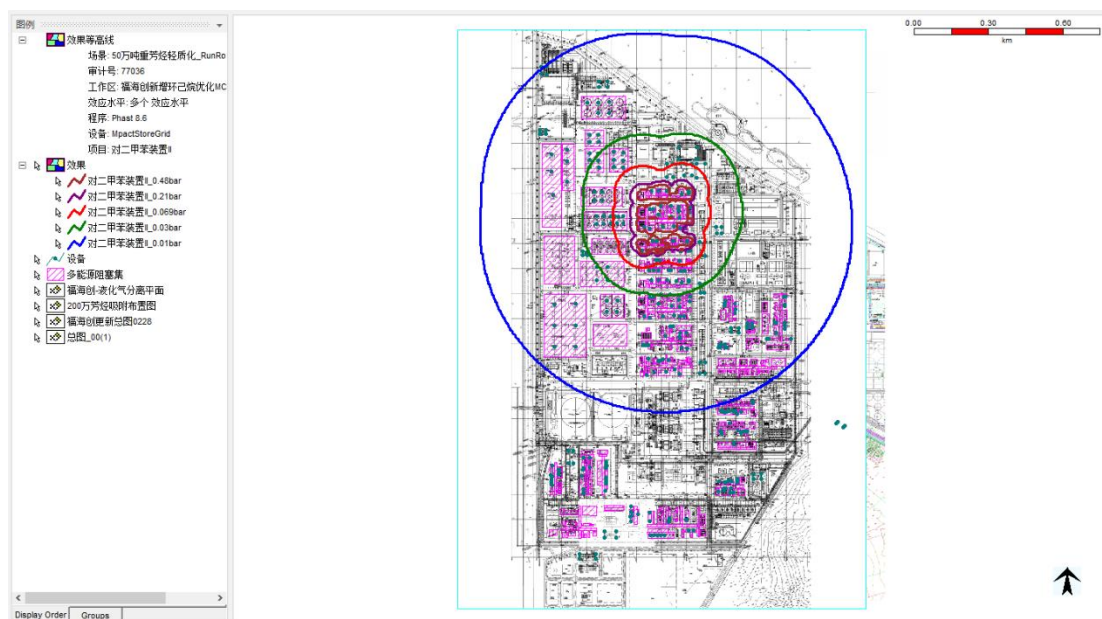


图 6-19 对二甲苯装置 II50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

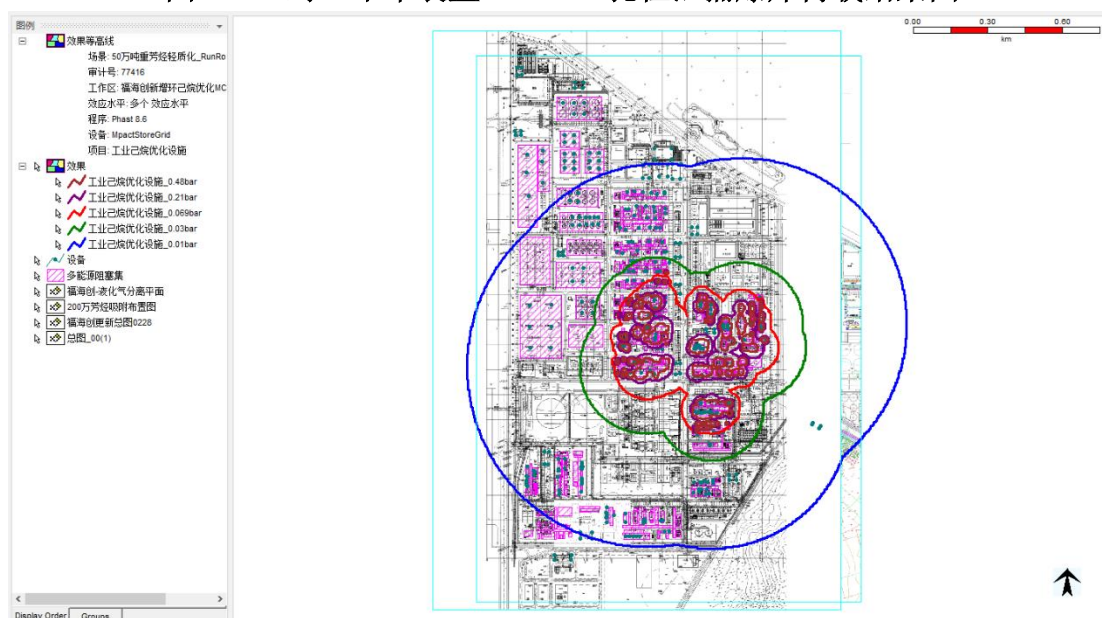


图 6-20 工业己烷优化设施 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

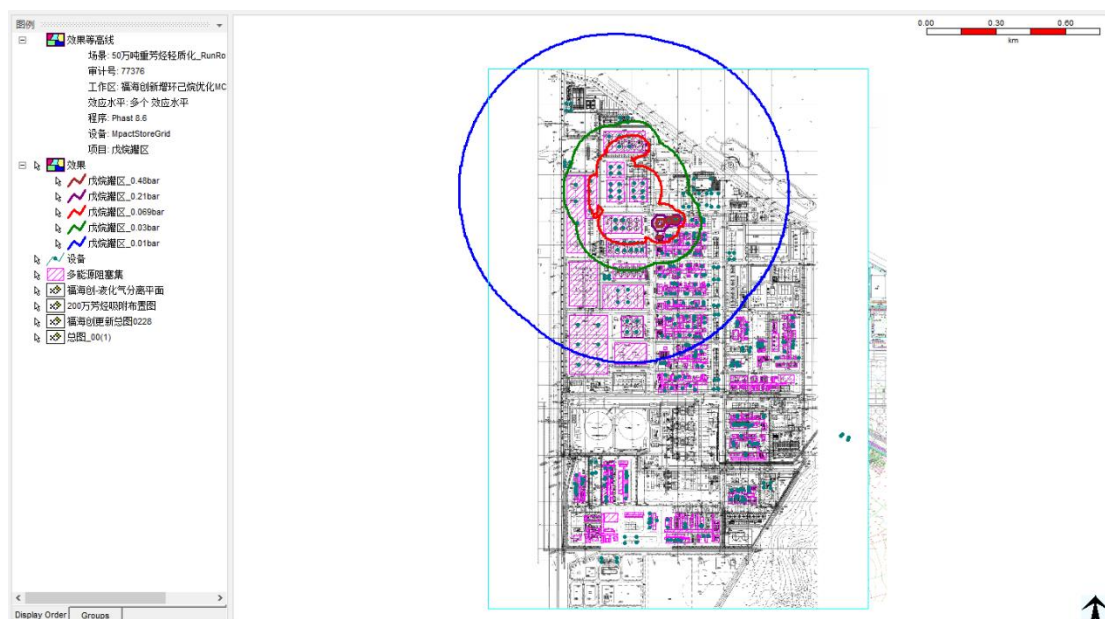


图 6-21 戊烷罐区 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

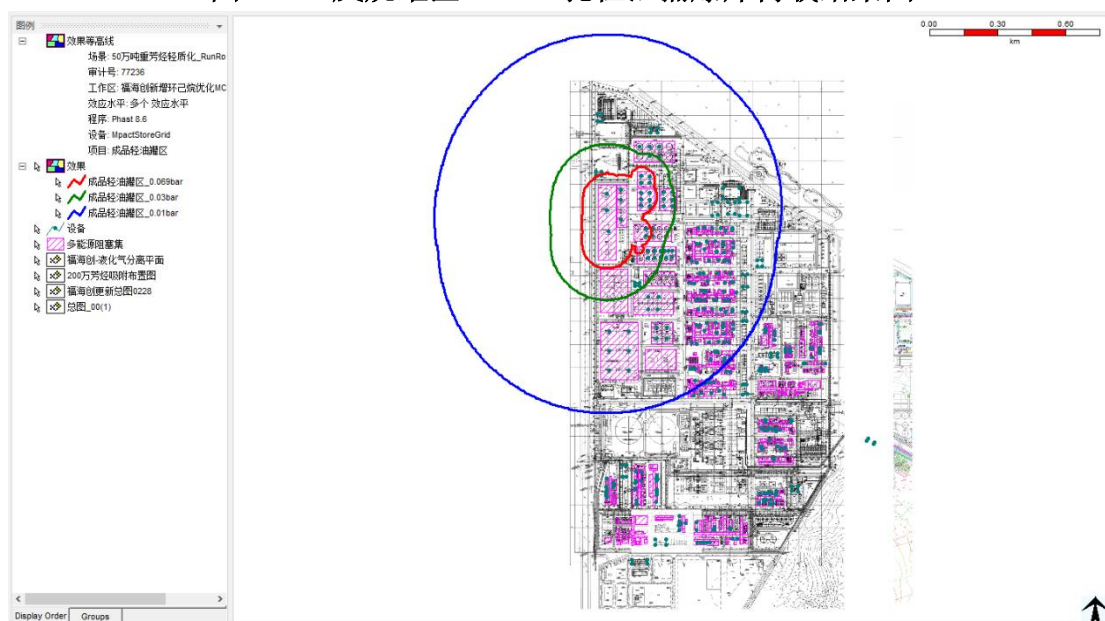


图 6-22 成品轻油罐区 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图



图 6-23 新建石脑油罐区 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图



图 6-24 日罐区 150mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

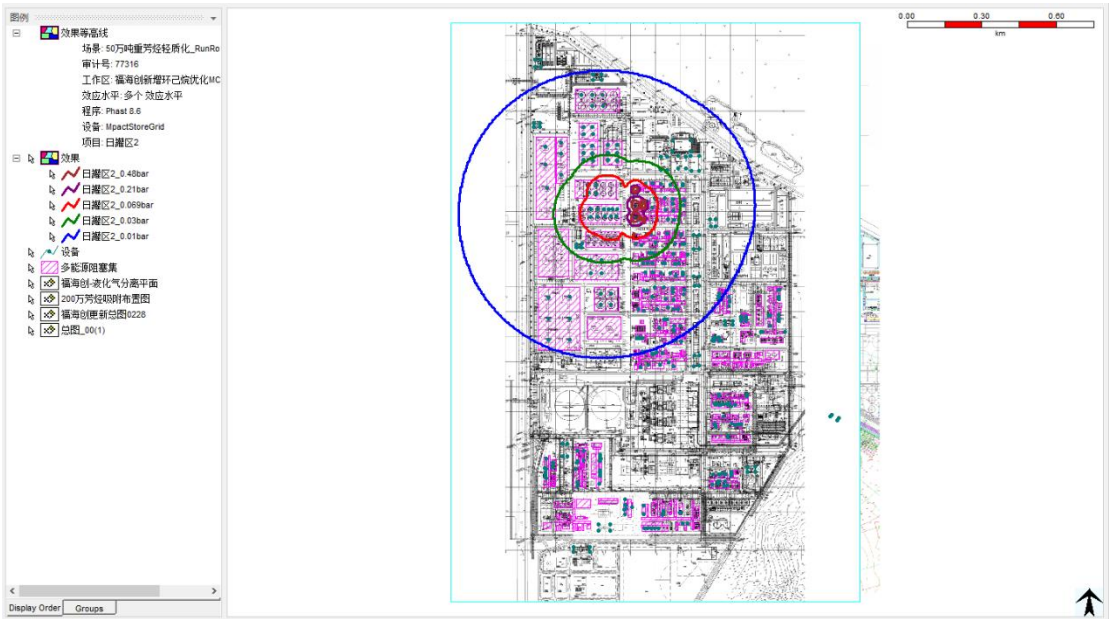


图 6-25 日罐区 250mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

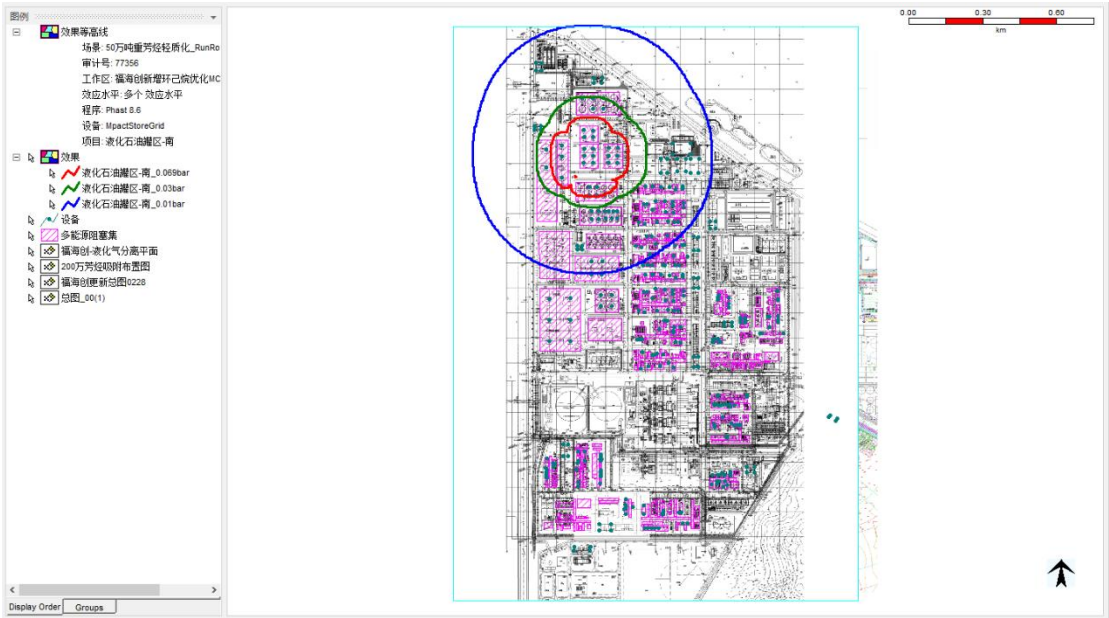


图 6-26 液化石油罐区 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

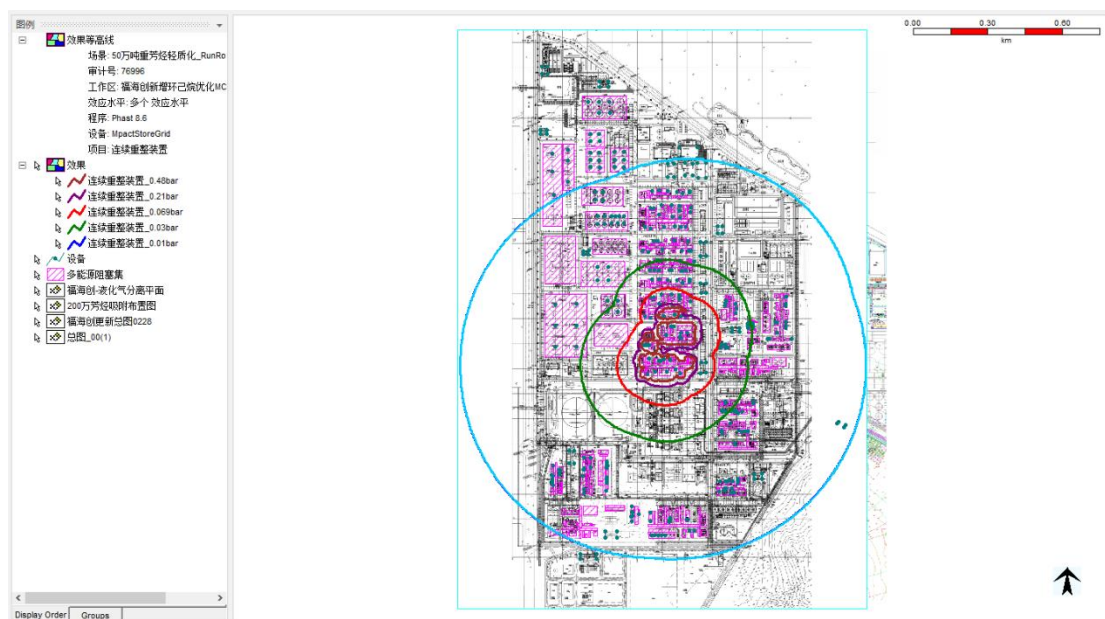


图 6-27 连续重整装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图

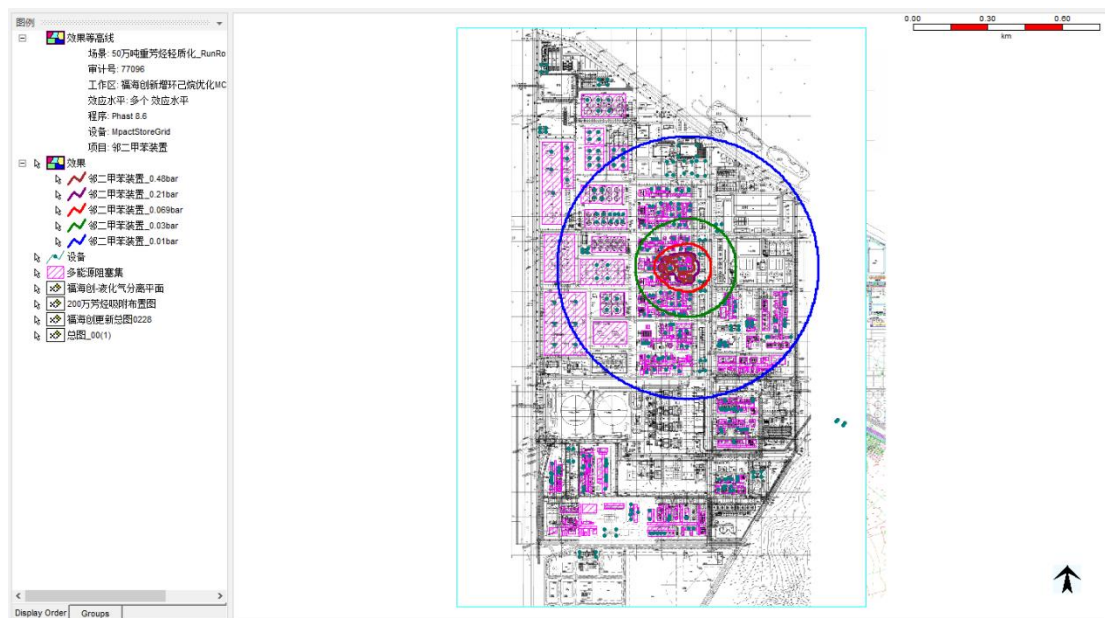


图 6-28 邻二甲苯装置 50mm 孔径泄漏爆炸荷载结果图