

重污染天气应急响应 操作方案

批准：

审核：

编制：

山东铭浩化工股份有限公司

二〇二四年十月

目录

一、总则	1
1.1、编制目的	1
1.2、适用范围	1
1.3、工作原则	1
二、企业基本情况	2
三、应急组织机构	53
3.1 重污染天气应急响应管理网络图	53
3.2 成员	54
3.3 指挥职责	54
3.3.1 组长职责	55
3.3.2 副组长职责	55
3.3.3 应急指挥小组职责	56
3.3.4 组员职责	56
3.3.5 联系人职责	57
四、预警响应机制	57
（一）预警发布	57
（二）预警级别调整	58
（三）预警解除	58
（四）工作步骤	58
五、应急响应措施	59
5.1 III级（黄色）响应措施	59
5.2 II级（橙色）响应措施	59
5.3 I级（红色）响应措施	62
六、总结评估	74
七、制度保障	74
（一）人力保障	74
（二）通信保障	74
（三）监督机制	74
附件 1	75
附件 2	77
企业重污染天气应急终止评估表	77

一、总则

1.1、编制目的

为贯彻落实临沂市委、市政府《大气污染防治攻坚行动实施方案》及《临沂市重污染天气应急预案》，积极有效应对重污染天气，减缓重污染程度，建立主动预防、反应迅速、协调联动、防范有力的大气污染防治应急保障体系，结合我公司实际，制定本预案。

1.2、适用范围

本预案适用于我公司区域内的重污染天气及区域外发生的可能波及我公司的重污染天气应对工作。

1.3、工作原则

以保障大气污染治理设施稳定运行为基础，控制各项污染物达标排放为目标，以市、区政府应急防控统一领导为方向，对设备安全隐患“早发现、早报告、早处置”。统一领导、分工负责，快速响应，确保实效，规范操作、杜绝隐患。

二、企业基本情况

山东铭浩化工股份有限公司成立于 2012 年 10 月，厂址位于山东省临沂市沂水县庐山化工项目集中区内，企业生产经营场所经度 E118° 35' 13" 纬度坐标 N35° 41' 44" 投产时间 2015 年 5 月。厂内现有职工 252 人，厂区占地面积 199540m²。厂内建设有 20 万吨/年碳四深加工项目、20 万吨/年碳四深加工装置改扩建项目、2 万吨/年频呐酮生产装置、环戊烯及环戊基甲醚生产装置，产品包括 MTBE（甲基叔丁基醚）15.79 万吨/年、轻芳烃 3.24 万吨/年、环戊烯 4.2434 万吨/年环戊基甲醚 2.2079 万吨/年，副产包括碳四液化气 6.36 万吨/年、重组分 0.54 万吨/年、碳三液化气 0.12 万吨/年。碳四深加工装置改扩建项目以现有工程副产和外购的碳四液化气为原料，处理规模为 12 万吨/年，生产正丁烷、异丁烷和碳五等；频呐酮装置主要以异戊烯、多聚甲醛及盐酸为原料。

甲醇制氢单元

1) 工艺流程简述

甲醇制氢装置设计处理能力 300Nm³/h，采用“甲醇蒸气重整—变压吸附技术”制取氢气以备后续生产使用，主要分为催化裂解反应和 PSA 氢提纯两个部分。

(1) 催化裂解部分

原料甲醇自原料甲醇罐进入贮槽，与自水洗塔底部减压后的软水混合后一并进入原料缓冲罐混合成甲醇水溶液，经过原料计量泵

加压至 3.4MPa，然后进入甲醇预热换热器与来自列管反应器的反应产物进行换热升温，换热后的甲醇水溶液进入汽化器，通过 280~320℃的高温导热油间接加热汽化。

汽化后的甲醇气和水蒸气进入列管式反应器，由 280~320℃的高温导热油提供热量，在裂解、变换催化剂（主要成分为 CuO、ZnO、Al₂O₃）的作用下，发生甲醇裂解反应及变换反应，生成氢气和一氧化碳。

从反应器出来的转化气进入甲醇预热换热器与原料进行换热后，进入冷却器冷却至常温，然后进入分液罐，分离掉冷凝的甲醇和水，分离出的甲醇和水回收至原料缓冲罐重复利用。分离后的转化气自底部进入水洗塔，与经过工艺水泵加压自顶部进入水洗塔的软水充分接触，洗掉转化气中残存的甲醇气。经过水洗塔后，塔底液相进入原料缓冲罐与甲醇混合进行反应，塔顶气相进入后分液罐再次分液，分液产生的甲醇和水回到原料缓冲罐再次进行反应，分液得到的转化气进入 PSA 氢提纯工段。

（2）PSA 氢提纯部分

PSA 氢提纯部分其吸附和再生工艺过程由吸附、连续四次均压降压、逆放、冲洗、抽真空、连续四次均压升压和产品最终升压等步骤组成。

来自甲醇催化裂解部分分液罐的转化气进入吸附塔中正处于吸附工况的吸附塔，在吸附剂选择吸附的条件下除去氢以外的绝大部分杂质，获得纯度大于 99.9%的粗氢气，从塔顶排出送净化工序。PSA

系统解吸产生的尾气去往火炬燃烧后放空处理。

甲醇制氢单元工艺流程及产污环节见图 3-1。

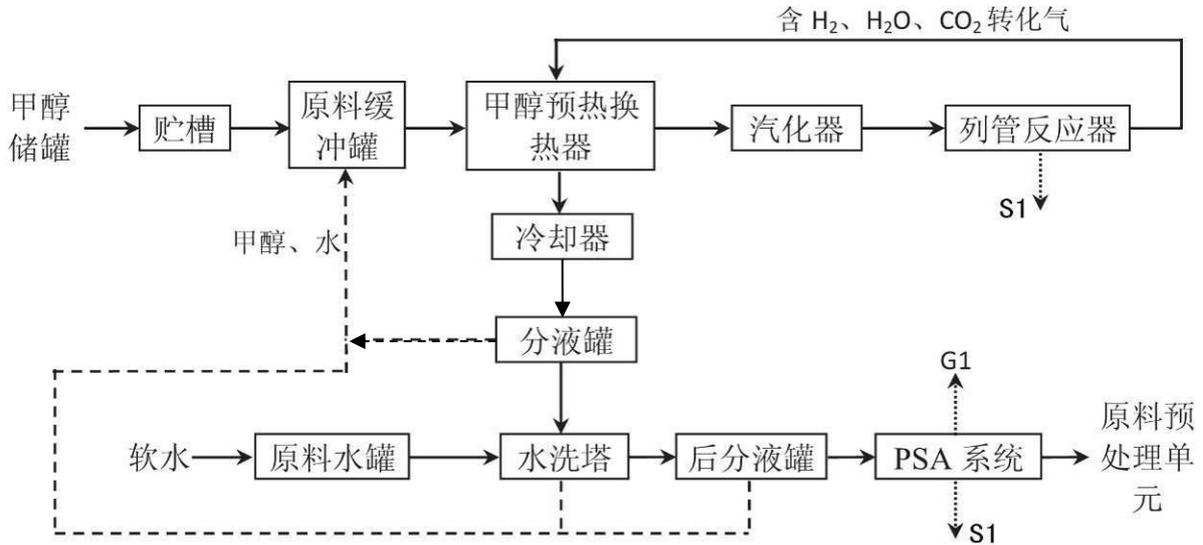


图 3-1 甲醇制氢单元工艺流程及产污环节图

2) 产污环节分析

甲醇制氢单元产污环节见表 3-7。

表 3-7 甲醇制氢单元产污环节分析

类别	编号	名称	主要成分	治理措施	排放去向
废气	G ₁	PSA 系统尾气	甲醇、一氧化碳	送往火炬系统燃烧	燃烧排空
固废	S ₁	反应废催化剂	CuO、ZnO、Al ₂ O ₃	委托资质单位处理	不外排
	S ₂	PSA 废吸附剂	分子筛	更换时委托厂家回收	

原料预处理单元

1、工艺流程简述

罐区来的裂解碳四进入脱碳三碳五塔，采用导热油作为再沸热源，使塔内碳三、碳四和碳五分离。轻组分碳三由上部离开脱碳三碳五塔，经冷凝器冷凝以后进入碳三回流罐，回流罐内碳三分为两

路，一路返回脱碳三碳五塔作为回流液，一路进入碳三罐区储存；塔底部得到碳五重组分由塔底部分流出，塔底采用导热油作为再沸热源，一路经导热油预热后返回脱碳三碳五塔作为回流液，一路出装置进入芳构化单元。脱碳三碳五塔侧线出料为脱去碳三碳五的碳四，经换热冷却后送往水洗塔。

脱除碳三和碳五后的原料自碳四罐区进入水洗塔底部；软化水由工艺水泵打入水洗塔上部；碳四在水洗塔内与软化水逆向接触，去除碳四中的部分碱性杂质。原料碳四从水洗塔顶进入碳四中间罐，水洗塔废水（W1）从塔底部流出，去往厂区污水处理站。

经水洗处理的原料碳四与循环液化气混合后，从底部进入第一加氢反应器，在催化剂（催化剂载体为 Al₂O₃，活性组分为钨）的作用下将原料碳四中的大部分二烯烃转化为单烯烃，反应后的产物由加氢反应器顶部流出，进入第二加氢反应器再次加氢，将剩余的少量二烯烃转化为单烯烃，反应产物由加氢反应器顶部流出，进入加氢中间罐进行气液分离。气相部分经过循环氢冷却后进入氢气缓冲罐与来自外界的新氢气混合后，从加氢反应器底部返回加氢反应器作为氢源循环利用；液相部分分为两路，一路与原料碳四混合后回到加氢反应器，另一路去往进入丁烯萃取单元。

原料预处理单元工艺流程及产污环节图见图 3-2。

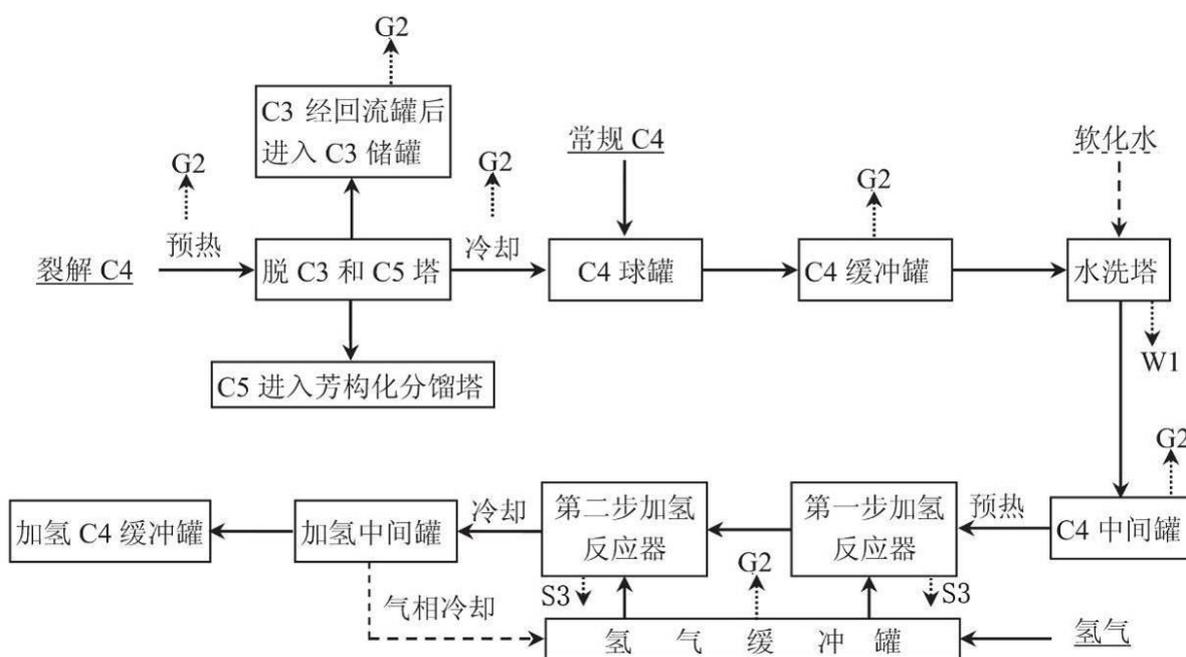


图 3-2 原料预处理单元工艺流程及产污环节图

2、产污环节分析

原料预处理单元产污环节见表 3-8。

表 3-8 原料预处理单元产污环节分析

类别	编号	名称	主要成分	治理措施	排放去向
废气	G2	各装置罐顶不凝/放空气	非甲烷总烃、氢气	火炬系统	火炬系统燃烧排空
废水	W1	水洗塔废水	COD、石油类	厂内污水处理站	厂区污水处理站—临沂润达水务污水处理厂—外排沂河
固废	S3	加氢废催化剂	Al2O3、耙	委托资质单位处理	不外排

丁烯萃取单元

1、工艺流程简述

来自原料预处理单元的碳四经进料泵送至碳四蒸发罐，与来自

丁烯萃取塔中间再沸器的乙腈换热蒸发后，从丁烯萃取塔下部进入萃取塔内，萃取塔底部再沸器采用导热油加热。补充乙腈送至丁烯萃取塔上部，乙腈和原料 C4 逆流接触，从塔中部采出部分物料与丁烯解析塔底来的热乙腈在塔中间再沸器内换热回到塔内。萃取塔顶部得到的丁烷从丁烯萃取塔顶部流出，经冷凝器冷凝后进入回流罐，然后分为两路，一路进入萃取塔顶部作为回流液，另一部分则采出至丁烷水洗塔。萃取塔底部得到的丁烯和乙腈溶液进入丁烯解析塔，塔底再沸器用导热油加热，丁烯从丁烯解析塔顶蒸出，经冷凝器冷凝处理后进入回流罐，然后分为两路，一路作为回流液回流至丁烯解析塔，另一路采出至丁烯水洗塔。丁烯解析塔底部乙腈采出，换热后进入乙腈缓冲罐循环利用。

来自丁烯解析塔塔顶的丁烯从下部进入丁烯水洗塔，在水洗塔内与作为洗涤水的软水逆向接触洗去杂质，丁烯从水洗塔上方流出，进入水沉降罐脱水后去烯烃异构化单元。洗涤水从丁烯水洗塔下部流出去往乙腈回收再生塔。

来自丁烯萃取塔塔顶的丁烷从下部进入丁烷水洗塔，在水洗塔内与作为洗涤水的软水逆向接触洗去杂质，丁烷从水洗塔上方流出，进入水沉降罐脱水后去烷烃芳构化装置。洗涤水从丁烯水洗塔下部流出去往乙腈回收再生塔。

来自丁烯水洗塔和丁烷水洗塔的洗涤水从底部进入乙腈回收再生塔，再生塔底部再沸器采用导热油作为热源，乙腈蒸馏出后从塔顶流出，经塔顶冷凝器进入再生塔回流罐，之后分为两路，一路作

为回流液回流至乙腈回收再生塔，一路经换热后回到萃取塔循环使用。乙腈回收再生塔塔底废水（W₂）送污水处理站处理。

丁烯萃取单元工艺流程及产污环节见图 3-3。

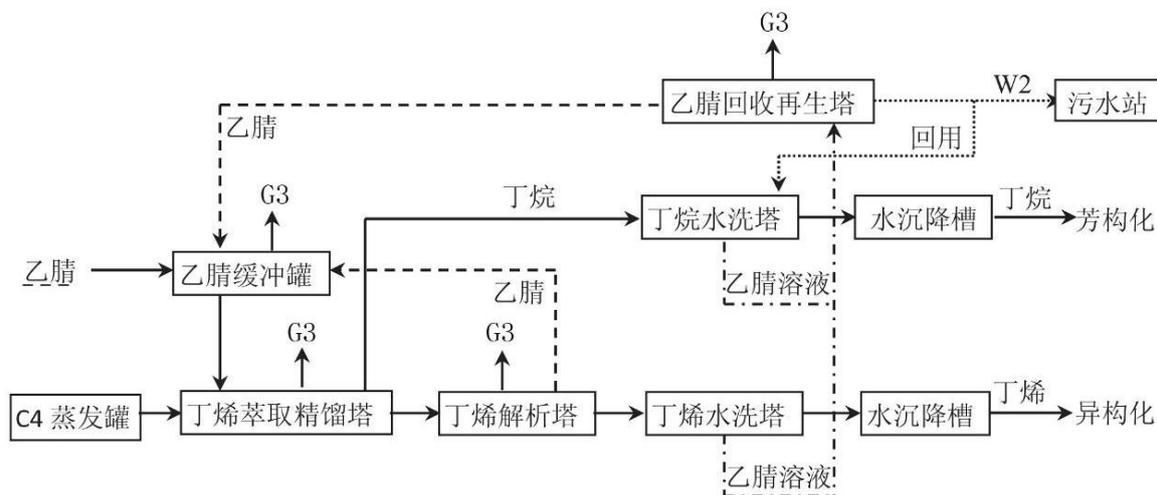


图 3-3 丁烯萃取单元工艺流程及产污环节图

2、产污环节分析

丁烯萃取单元产污环节见表 3-9。

表 3-9 丁烯萃取单元产污环节分析

类别	编号	名称	主要成分	治理措施	排放去向
废气	G3	装置罐顶不凝/放空气	非甲烷总烃、乙腈	火炬系统	火炬系统燃烧排空
废水	W2	乙腈回收再生塔塔底废水	COD、石油类、乙腈	厂内污水处理站	厂区污水处理站—临沂润达水务污水处理厂—外排沂河

异构化单元

1、工艺流程简述

来自丁烯水洗塔的丁烯液化气经缓冲罐缓冲后进入原料汽化器，在原料汽化器内以来自丁烯脱重塔顶的塔顶气作为热源，使丁烯液化气全部汽化，汽化后的丁烯换热后通过异构化加热炉加热，

加热炉采用芳构化干气作为燃料，丁烯加热至 430℃后，从异构化反应器顶部进入，在异构化催化剂的作用下发生异构化反应，将汽化气中的正构碳四烯烃、顺反碳四烯烃异构化为异丁烯。

反应产物换热后经异构产物空冷器冷却后，进入异构缓冲罐，分为气相部分和液相部分，液相部分直接输送至压缩产物罐，气相部分进入异构压缩机压缩后进入气液分离罐。气液分离罐内分出的液相部分送至压缩产物罐，气相部分分为两路，一路返回异构缓冲罐循环压缩，一路通过压缩产物冷凝器进入压缩产物罐。压缩产物罐内的异构产物最终通过异构产物泵进入丁烯脱轻塔。

丁烯从丁烯脱轻塔中部进入，塔底再沸器以导热油作为热源，脱轻塔内分离得到的轻组分从脱轻塔上部流出，经丁烯脱轻冷凝器进入丁烯脱轻塔回流罐，然后分为两路，一路作为回流液返回丁烯脱轻塔顶部，另一路出装置送往芳构化单元；轻塔回流罐切水（W3）送厂内污水处理站处理。丁烯脱轻塔得到的重组分经过重组分冷凝器冷凝后进入丁烯脱重塔。

丁烯脱轻塔的重组分经冷凝后从中部进入丁烯脱重塔，塔底再沸器以导热油作为热源，脱重塔内分离得到的轻组分从脱轻塔上部流出，经丁烯脱重塔冷凝器进入丁烯脱重塔回流罐，然后分为两路，其中一路作为回流液返回丁烯脱重塔顶，另一路直接进入 MTBE 单元；丁烯脱重塔得到的重组分经过重组分冷凝器冷凝后进入储罐区碳五储罐。

异构化单元工艺流程及产污环节见图 3-4。

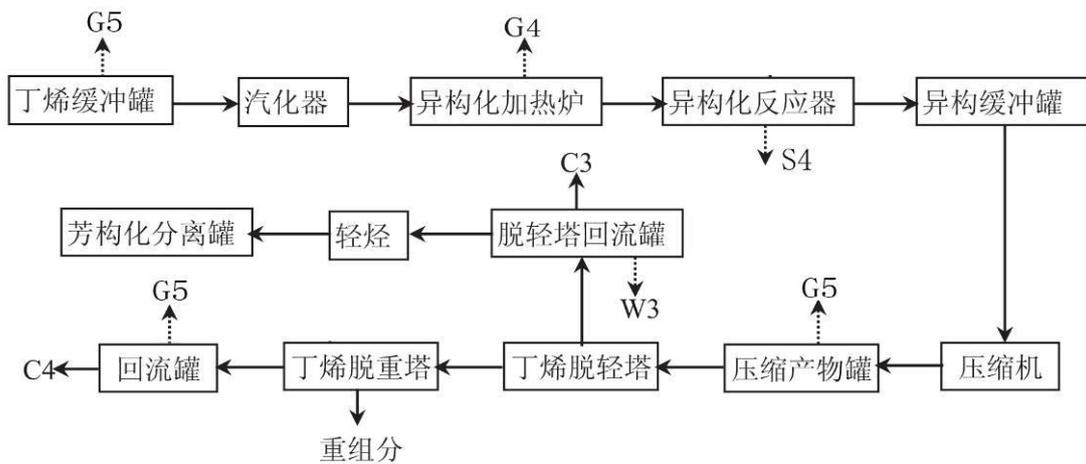


图 3-4 异构化单元工艺流程及产污环节图

2、产污环节分析

异构化单元产污环节见表 3-10。

表 3-10 异构化单元产污环节分析

类别	编号	名称	主要成分	治理措施	排放去向
废气	G4	异构化加热炉烟气	SO ₂ 、NO ₂ 、烟尘	低氮燃烧器	36m 高排气筒排空
	G5	装置罐顶不凝/放空气	非甲烷总烃	火炬系统	火炬系统燃烧排空
废水	W3	丁烯脱轻塔回流罐切水	COD、石油类	厂内污水处理站	厂区污水处理站—临沂润达水务污水处理厂—外排沂河
固废	S4	异构化反应废催化剂	硅铝酸盐	厂家回收	不外排

MTBE（醚化）单元

1、工艺流程简述

来自异构化单元的碳四液化气与来自罐区的甲醇原料和来自醚化反应器的循环碳四在静态混合器内混合，通过醚化预热器加热至 35℃ 后从上部进入第一醚化反应器，在醚化催化剂作用下发生醚化

反应。反应产物从第一醚化反应器下方流出分为两路，一路返回静态混合器作为循环碳四，一路经醚化中间冷却器冷却后进入第二醚化反应器。在第二醚化反应器内，在醚化催化剂作用下继续发生醚化反应，以使总异丁烯转化率达到 90%~95%。

第二醚化反应器产物从反应器下部流出，经换热后从中部进入催化蒸馏塔，来自罐区的甲醇从上部进入催化蒸馏塔，在催化蒸馏塔内进行逆流接触。催化蒸馏塔底部再沸器以导热油作为热源，塔顶气相经冷凝器冷凝后进入催化蒸馏塔回流罐后分为两路，一路回到催化蒸馏塔，一路进入甲醇萃取塔；塔底部物料分为两路，一路经催化蒸馏塔底部再沸器加热后返回塔底作为热源，一路作为 MTBE 产品冷却器冷凝后进入罐区。

来自催化蒸馏塔回流罐的气相从甲醇萃取塔底部进入，来自工艺水缓冲罐的工艺水从甲醇萃取塔上部进入，逆流接触后塔底萃取水去往甲醇回收塔，塔顶碳四分为两路，一路返回异构化单元循环利用，一路作为副产品碳四液化气送往罐区。

甲醇萃取塔塔底萃取水从中部进入甲醇回收塔，甲醇回收塔塔底再沸器以导热油作为热源，塔顶气相经甲醇回收塔冷凝器冷凝后至甲醇回收塔回流罐，之后分为两路，一路返回甲醇回收塔顶部，一路作为回收甲醇至罐区；塔底萃取水分两路，一路经再沸器加热后返回塔底部作为热源，一路经换热冷却后返回甲醇萃取塔循环利用。

MTBE 单元工艺流程及产污环节见图 3-5。

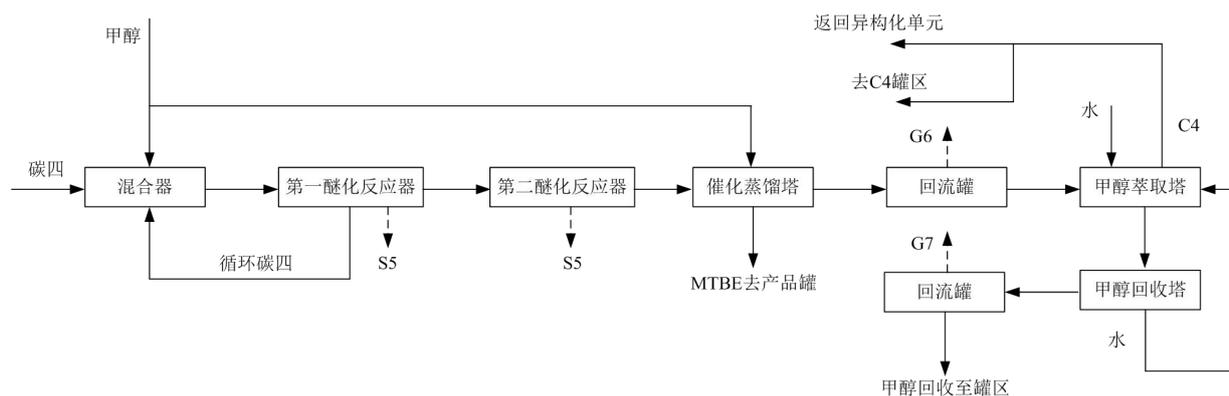


图 3-5 MTBE 单元工艺流程及产污环节图

2、产污环节分析

MTBE（醚化）单元产污环节见表 3-11。

表 3-11 MTBE（醚化）单元产污环节分析

类别	编号	名称	主要成分	治理措施	排放去向
废气	G6	催化蒸馏塔回流罐不凝气	甲醇、非甲烷总烃	火炬系统	火炬系统燃烧排空
	G7	甲醇回收塔回流罐不凝气	甲醇	火炬系统	火炬系统燃烧排空
固废	S5	醚化反应废催化剂	磺酸根基团的苯乙烯-二乙烯基苯的聚合物	委托资质单位处置	不外排

芳构化单元

1、工艺流程简述

来自丁烯萃取单元丁烷水洗塔的丁烷分为两路，主进料换热后进入反应加热炉，反应加热炉以干气作为燃料，将丁烷进料加热到 300℃后进入反应器顶部；次进料换热后从反应器中部进入，利用该股进料流量的控制维持反应器内温度的恒定。反应器内丁烷在催化剂作用下发生芳构化反应，反应产物从反应器底部出反应器，经换

热冷却后进入反应液分离罐，进行气液分离。液相从反应液分离罐底部流出，从吸收解析塔解析段顶部进入吸收解析塔，气相从反应液分离罐顶部流出，从吸收解析塔吸收段下部进入吸收解析塔，来自稳定塔的吸收剂从吸收解析塔上部进入，底部再沸器以导热油作为热源，为了控制吸收解析塔内温度设置中段回流。吸收解析塔顶部得到的干气在压力控制下送往燃料气系统，塔底部物料分为两路，一路经再沸器换热后返回吸收解析塔底部作为热源，一路经吸收解析塔底泵去往稳定塔。

来自吸收解析塔塔底的液相经换热后从中部进入稳定塔，稳定塔底部再沸器以导热油作为热源，塔顶的碳四馏分从稳定塔上部经稳定塔水冷器进入稳定塔回流罐，然后分为两路，一路返回稳定塔顶部作为回流液，另一路作为碳四馏分产品送至罐区；塔底重组分为两路，一路经再沸器换热后返回稳定塔底部作为热源，另一路经过与稳定塔进料换热后分为又两路，一路送至吸收塔作为吸收剂，另一路送至轻芳烃精制塔。

来自稳定塔塔底的重组分从中部进入轻芳烃精馏塔，塔底再沸器以导热油作为热源，塔顶得到的轻芳烃组分冷却后进入轻芳烃精馏塔回流罐，然后分为两路，一路作为回流液返回轻芳烃精馏塔，一路作为产品送至轻芳烃储罐。塔底重组分由轻芳烃精馏塔底泵经过重组分水冷器进入重组分储罐。

芳构化单元工艺流程及产污环节见图 3-6。

异戊烯/异丁烯装置工艺流程及产污环节

异戊烯/异丁烯装置在现有 20 万吨/年碳四深加工装置西侧依托利旧原改扩建项目装置并新建部分设备设施，生产异戊烯或异丁烯（异戊烯/异丁烯切换生产），本次将异戊烯装置的 TAME 分解单元和 MTBE 深加工装置异丁烯单元合并建设，共用部分设备，实行原料 TAME 和 MTBE 的切换，生产异戊烯或异丁烯。

TAME 和 MTBE 切换进料时，生产装置设备及管道系统内的物料实行正常停车退料，将容器内的物料退到最低液位即可，不需要进行清洗置换作业，将 TAME 醚解反应器和 MTBE 醚解反应器进行切换；TAME 和 MTBE 物料切换后，醚解反应系统进料精馏系统正常实施精馏分离，醚解反应产物精馏系统正常实施精馏分离生产异戊烯或异丁烯产品。

异戊烯生产规模为 4 万吨/年，异丁烯生产规模为 5.8 万吨/年。

异戊烯生产工艺简述

本项目的碳五原料有两个来源，一部分为外购的混合碳五，一部分来自本企业碳四深加工装置的粗轻芳烃。

本项目工艺流程主要是 TAME 合成单元和 TAME 分解单元。

1、TAME 合成单元

来自碳四深加工装置的轻芳烃和来自罐区碳五储罐 G-22201/G22202 的碳五原料进入轻芳烃缓冲罐 D-2401 暂存后，经轻

芳烃进料泵 P-2401AB 增压、计量后进入碳五分离塔 C-2401。进入碳五分离塔 C-2401 的原料，在分离元件的作用下，碳五馏分从塔顶排出，经冷凝器 E-2401 冷凝进碳五分离塔回流罐 D-2402，再经碳五分离塔回流泵 P-2402AB 增压后，一部分经计量后返碳五分离塔 C-2401 塔作回流液，一部分混合碳五进醚化反应器 R-2401，塔 C-2401 的操作压力通过热旁路调节。C6+重组分从塔底排出，由碳五分离塔塔底泵 P-2403AB 送至原碳四深加工装置（设置有缓冲罐）。塔底出料由塔釜液位控制。全塔供热，由碳五分离塔再沸器 E-2402 供给。碳五分离塔 C-2401 塔顶的操作压力控制在 0.2MPaG，塔顶、塔底温度分别控制在约 65℃、120℃。

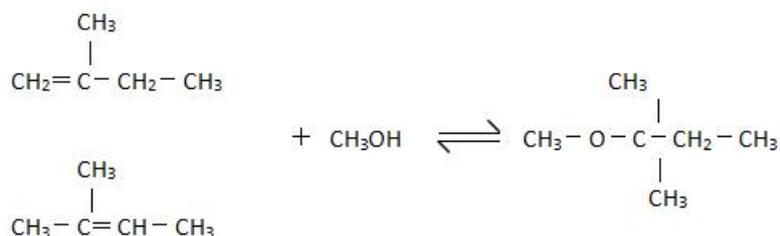
来自罐区的甲醇先进入甲醇缓冲罐 D-2403，再由甲醇进料泵 P-2404AB 从甲醇缓冲罐 D-2403 中抽出，经增压、计量后与来自碳五分离塔回流泵 P-2402AB 的混合碳五经静态混合器 X-2401 混合后，进入醚化反应器 R-2401 中，在树脂催化剂作用下及适宜的操作条件下，进行醚化反应，异戊烯与甲醇反应生成 TAME。醚化反应是可逆放热反应，为了控制床层温度，将部分反应生成物从醚化反应器 R-2401 底部抽出，经碳五醚化外循环冷却器 E-2404 冷却、计量后，与新鲜进料混合，进入碳五醚化反应器 R-2401 内，吸收反应放热。调节循环物料量和温度可有效地控制醚化反应器的床层温度。反应器的压力由底部排出管线上的调节阀来控制在 0.8MPa，反应器入口、出口温度分别控制在约 40℃、70℃。

从碳五醚化反应器 R-2401 出来的物料中，异戊烯的转化率在 65%

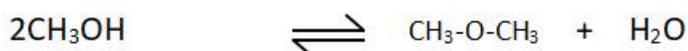
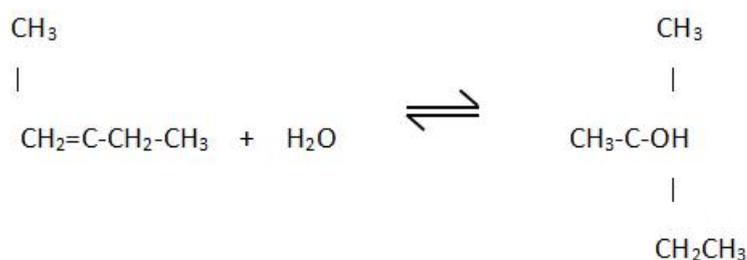
左右，欲使其进一步转化，需在 TAME 催化蒸馏塔 C-2402 中继续反应。催化蒸馏塔分为三段：精馏段、反应段和提馏段。精馏段和提馏段与一般蒸馏塔的精馏段和提馏段的作用一样，是保证塔顶和塔底产物达到一定纯度，催化蒸馏塔的反应段是技术的核心。经反应段的多个反应床层的醚化反应，使异戊烯的转化率达到进一步转化。全塔热量由 TAME 催化蒸馏塔再沸器 E-2406 供应。从醚化反应器 R-2401 出来的物料进到 C-2402 内，经塔内件分离作用，产品 TAME 从塔底排出，进粗 TAME 缓冲罐 D-2405，排出速度由塔釜液位控制。未反应碳五与过量的甲醇形成的共沸物，从 TAME 催化蒸馏塔 C-2402 顶部排出。经 TAME 催化蒸馏塔冷凝器 E-2405 进 TAME 催化蒸馏塔回流罐 D-2404 中。TAME 催化蒸馏塔回流泵 P-2406AB 将物料从 D-2404 中抽出，一部分经计量作回流液进 C-2402 顶部，一部分径流量控制返回醚化反应器 R-2401 继续反应，剩余外采出装置，其排出量由 TAME 催化蒸馏塔回流罐 D-2404 液面控制。TAME 催化蒸馏塔 C-2402 顶的操作压力控制在 0.25MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 65℃、128℃。

反应方程式：

碳五馏分中的异戊烯在树脂催化剂的作用下与甲醇反应生成 TAME（可逆放热反应），反应方程式为：



在醚化反应中也发生异戊烯和水合生成叔戊醇、甲醇缩水生成二甲醚、异戊烯聚合等副反应，但只要反应温度、醇烯比控制适宜，这些副反应可以忽略不计。副反应方程式为：



2、TAME 分解单元

本单元与 MTBE 深加工装置异丁烯单元合并建设，实行原料 TAME 和 MTBE 的切换，生产异戊烯或异丁烯。

TAME 分解单元流程如下：

从 TAME 催化蒸馏塔 C-2402 底部排出的 TAME 中夹带有少量的未反应碳五和碳五二聚物，影响异戊烯纯度和醚解催化剂使用寿命，所以醚解前 TAME 必须精制提纯。粗 TAME 进料泵 P-2408AB 从粗 TAME 缓冲罐 D-2405 抽出后，经增压、计量后进 TAME 脱轻塔 C-2403，在

分离元件作用下，轻组分碳五从塔顶排出，经 TAME 脱轻塔冷凝器 E-2407 进 TAME 脱轻塔回流罐 D-2406。TAME 脱轻塔回流泵 P-2409AB 从罐 D-2406 抽出碳五，增压后，一部分返回 TAME 脱轻塔 C-2403 作回流液，一部分排出到轻芳烃缓冲罐 D-2401。排出速度由 TAME 脱轻塔回流罐 D-2406 液位控制。C-2403 塔底排出的粗 TAME 进 TAME 脱重塔 C-2404，排出流量由塔釜液位控制。全塔供热由 TAME 脱轻塔再沸器 E-2408 供给。TAME 脱轻塔 C-2403 塔顶的操作压力控制在 0.2MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 70℃、120℃。

脱除轻组分的 TAME 进入 TAME 脱重塔 C-2404，在分离元件作用下，TAME 从塔顶排出，经 TAME 脱重塔空冷器 A-2401、TAME 重组分冷却器 E-2411 进 TAME 脱重塔回流罐 D-2407。TAME 脱重塔回流泵 P-2410AB 从 TAME 脱重塔回流罐 D-2407 抽出 TAME，增压后，一部分返回 TAME 脱重塔 C-2404 作回流液，一部分排出进醚解系统。排出流量由 TAME 脱重塔回流罐 D-2407 液位控制。TAME 脱重塔 C-2404 塔底排出的碳五二聚物等重组分，出装置到一期内浮顶重组分罐。全塔供热由 TAME 脱重塔再沸器 E-2410 供给。TAME 脱重塔 C-2404 塔顶的操作压力控制在 0.05MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 85℃、120℃。

来自 TAME 脱重塔回流泵 P-2410AB 的高纯度 TAME，经计量后，经 TAME 汽化器 E-2412 和 TAME 预热器 E-2414，升温到 220℃左右进入 TAME 醚解反应器 R-2402A，进行醚解反应。醚解反应是个吸热反应。分解后的异戊烯及甲醇混合物出反应器后，经醚解产物冷却器

E-2415 进入醚解产物罐 D-2408。醚解反应器 R-2402A 的压力控制在约 0.2MPa，反应器温度控制在 200~250℃。

醚解产物罐 D-2408 内的异戊烯中含有大量甲醇，经粗分塔进料泵 P-2412AB 增压、计量后进入异戊烯粗分塔 C-2405，在分离元件作用下，粗异戊烯从塔顶排出，经异戊烯粗分空冷器 A-2402AB、异戊烯粗分塔冷凝器 E-2416 进异戊烯粗分塔回流罐 D-2409。异戊烯粗分塔回流泵 P-2413AB 从异戊烯粗分塔回流罐 D-2409 抽出粗异戊烯，增压后，一部分返回 TAME 脱重塔 C-2408 作回流液，一部分排出进异戊烯水洗塔 C-2406。排出流量由异戊烯粗分塔回流罐 D-2409 液位控制。异戊烯粗分塔 C-2405 塔底排出的甲醇，经重组分冷却器 E-2418 冷却后进入甲醇缓冲罐 D-2403。全塔供热由异戊烯粗分塔再沸器 E-2417 供给。异戊烯粗分塔 C-2405 塔顶的操作压力控制在 0.2MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 60℃、105℃。

从异戊烯粗分塔 C-2405 塔顶出来的粗异戊烯中仍含有少量甲醇，需经异戊烯水洗塔 C-2406、异戊烯二次水洗塔 C2408 脱除。粗异戊烯进入异戊烯水洗塔 C-2406 底部，来自 TAME 分解甲醇回收塔 C-2407 底部的洗涤水，经换热、冷却后进入异戊烯水洗塔 C-2406 中上部；在塔内水向下流动，异戊烯向上流动，逆流操作中，甲醇从异戊烯中溶于洗涤水中。含甲醇的洗涤水从异戊烯水洗塔 C-2406 底部排出，经萃取水净化器 R-2404 脱除其中的酸性离子，再经异戊烯洗涤水换热器 E-2419 到 TAME 分解甲醇回收塔 C-2407 回收甲醇，回收的甲醇返入甲醇缓冲罐 D-2403，循环使用。洗涤水 TAME 分解甲醇

回收塔 C-2407 塔底排出，经异戊烯洗涤水换热器 E-2419 和异戊烯洗涤水冷却器 E-2420 冷却后到异戊烯水洗塔 C-2406 中上部循环使用。经水洗涤后，粗异戊烯从异戊烯水洗塔 C-2406 塔顶排出进入异戊烯二次水洗塔 C2408 进行二次水洗（水洗原理同上），水洗后的粗异戊烯进粗异戊烯缓冲罐 D-2411。塔底出水速度由塔底界面控制。异戊烯水洗塔 C-2406 塔顶压力由控制在 0.3MPa，异戊烯二次水洗塔 C-2408 塔顶压力由控制在 0.3MPa，塔内温度控制在约 40℃；TAME 分解甲醇回收塔 C-2407 塔顶的操作压力控制在 0.05MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 70℃、110℃。

水洗后的粗异戊烯由粗异戊烯进料泵 P-2416AB 从粗异戊烯缓冲罐 D-2411 抽出，增压、计量后进粗异戊烯预热器 E-2423 预热到 50℃ 左右，然后进转位反应器 R-2403AB，在催化剂作用下，粗异戊烯中的大部分 2-甲基-1-丁烯转位 2-甲基-2 丁烯，反应后的物料直接进入异戊烯精制系统。转位反应器 R-2403AB 的压力由出料调节阀来控制，在 0.9MPa，反应器入口、出口温度分别控制在约 50℃、65℃。

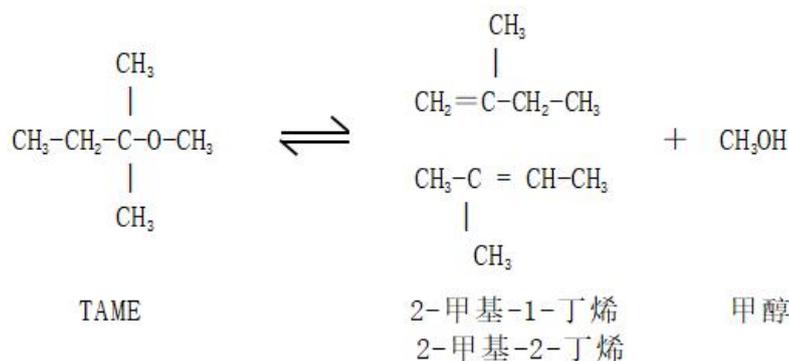
从转位反应器 R-2403AB 排出的反应物直接进异戊烯脱轻塔 C-2409，在分离元件作用下，二甲醚等轻组分从塔顶排出，经异戊烯脱轻塔冷凝器 E-2424 进异戊烯脱轻塔回流罐 D-2412。异戊烯脱轻塔回流泵 P-2417AB 从罐 D-2412 抽出轻组分，增压后，一部分返回异戊烯脱轻塔 C-2409 作回流液，回流液经转位异构反应器 R2403C 再次进入塔内，一部分排出到轻芳烃缓冲罐 D-2401。排出速度由异戊烯脱轻塔回流罐 D-2412 液位控制。异戊烯脱轻塔 C-2409 塔底排

出的粗异戊烯进异戊烯脱重塔 C-2410，排出流量由塔釜液位控制。全塔供热由异戊烯脱轻塔再沸器 E-2425 供给。异戊烯脱轻塔 C-2409 塔顶的操作压力控制在 0.4MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 75℃、85℃。

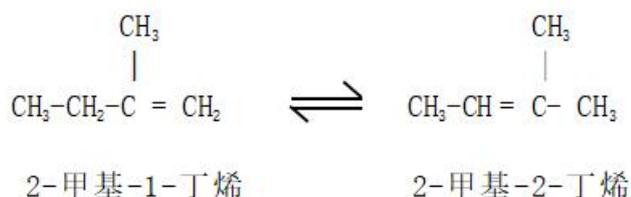
脱除轻组分的粗异戊烯进入异戊烯脱重塔 C-2410，在分离元件作用下，异戊烯从塔顶排出，经异戊烯脱重塔冷凝器 E-2426 进异戊烯脱重塔回流罐 D-2413。异戊烯脱重塔回流泵 P-2419AB 从异戊烯脱重塔回流罐 D-2413 抽出异戊烯，增压后，一部分返回 C-2410 作回流液，一部分排出进罐区的异戊烯储罐 G-22205/G-22206。排出流量由异戊烯脱重塔回流罐 D-2413 液位控制。异戊烯脱重塔 C-2410 塔底排出的二聚物等重组分，出装置到原碳四深加工罐区或去粗 TAME 缓冲罐 D-2405。全塔供热由异戊烯脱重塔再沸器 E-2427 供给。异戊烯脱重塔 C-2410 顶塔的操作压力控制在 0.2MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 65℃、120℃。

反应方程式：

TAME 是一种比较稳定的化合物，因此，只有在较高的温度下或在酸性催化剂作用下，TAME 才能发生分解反应，为吸热反应，其反应方程式为：



TAME 分解系统出来的异戊烯中 2-甲基-1-丁烯含量比较高，一般在 78%左右，不能满足异戊烯使用厂家对 2-甲基-2-丁烯的含量(大于 90%)要求，因此，必须通过转位异构化催化剂，将 2-甲基-1-丁烯转化为 2-甲基-2-丁烯，此反应为吸热反应。反应方程式如下：



异丁烯生产工艺简述

本单元与异戊烯装置的 TAME 分解单元合建，实行原料 TAME 和 MTBE 的切换，生产异戊烯或异丁烯。

MTBE 深加工装置异丁烯单元流程如下：

从原碳四深加工装置过来的原料 MTBE 中夹带有少量的未反应碳四和丁烯二聚物，影响异丁烯纯度和醚解催化剂使用寿命，所以醚解前 MTBE 必须精制提纯。粗 MTBE 计量后进入粗 MTBE 缓冲罐 D-2405，经粗 MTBE 进料泵 P-2408AB 增压后进 MTBE 脱轻塔 C-2403，在分离元

件作用下,轻组分从塔顶排出,经 MTBE 脱轻塔冷凝器 E-2407 进 MTBE 脱轻塔回流罐 D-2406。MTBE 脱轻塔回流泵 P-2409AB 从 MTBE 脱轻塔回流罐 D-2406 抽出轻组分,增压后,一部分返回 MTBE 脱轻塔 C-2403 作回流液,一部分排出装置去一期不合格 MTBE 罐。排出速度由 MTBE 脱轻塔回流罐 D-2406 液位控制。MTBE 脱轻塔 C-2403 塔底排出的 MTBE 经塔釜液位控制排出到 MTBE 脱重塔 C2404。全塔供热由 MTBE 脱轻塔再沸器 E-2408 供给。MTBE 脱轻塔 C-2403 塔顶的操作压力控制在 0.2~0.3MPa,塔顶、塔底温度分别控制在约 90℃、130℃。

进入 MTBE 脱重塔 C2404 的 MTBE,在分离元件作用下,MTBE 从塔顶排出,经 MTBE 脱重塔空冷器 A-2401、MTBE 重组分冷却器 E-2411 进 MTBE 脱重塔回流罐 D-2407。MTBE 脱重塔回流泵 P-2410AB 从罐 D-2407 抽出 MTBE,增压后,一部分返回 MTBE 脱重塔 C2404 作回流液,一部分进入 MTBE 汽化器 E2412。排出速度由 MTBE 脱重塔回流罐 D-2407 液位和流量串联控制。MTBE 脱重塔 C2404 塔底排出的重组分经冷却后由塔釜液位控制出装置去一期重组分罐。全塔供热由 MTBE 脱重塔再沸器 E-2410 供给。MTBE 脱重塔 C2404 塔顶的操作压力控制在 0.05MPa,塔顶、塔底温度分别控制在约 60℃、105℃。

来自 MTBE 脱重塔回流泵 P-2410AB 的高纯度 MTBE,经计量后,经 MTBE 汽化器 E-2412 和 MTBE 预热器 E-2414,升温到醚解需要的温度 220℃,进入 MTBE 醚解反应器 R-2402B,进行醚解反应。醚解反应是吸热反应。分解后的异丁烯及甲醇混合物出反应器后,经醚解产物冷却器 E-2415 冷却后进醚解产物罐 D-2408,物料由粗分塔进料

泵 P-2412AB 输送至异丁烯粗分塔 C-2405。醚解反应器的压力控制在约 0.3 MPa，反应器温度控制在 200~250℃。

从 MTBE 醚解反应器 R-2402B 出来的异丁烯中含有大量甲醇，进入异丁烯粗分塔 C-2405 后，在分离元件作用下，粗异丁烯从塔顶排出，经异丁烯粗分塔空冷器 A-2402AB、异丁烯粗分塔冷凝器 E-2416 进异丁烯粗分塔回流罐 D-2409。异丁烯粗分塔回流泵 P-2413AB 从异丁烯粗分塔回流罐 D-2409 抽出粗异丁烯，增压后，一部分返回异丁烯粗分塔 C-2405 作回流液，一部分排出进异丁烯水洗塔 C-2406。排出流量由回流罐 D-2409 液位控制。异丁烯粗分塔 C-2405 塔底排出的甲醇，经重组分冷却器 E-2418 冷却后去甲醇缓冲罐 D-2403。全塔供热由异丁烯粗分塔再沸器 E-2417 供给。异丁烯粗分塔 C-2405 塔顶的操作压力控制在 0.6MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 55℃、120℃。

从异丁烯粗分塔 C-2405 塔顶出来的粗异丁烯中仍含有少量甲醇，需经异丁烯水洗塔 C-2406 脱除。粗异丁烯进入异丁烯水洗塔 C-2406 底部，来自 MTBE 分解甲醇回收塔 C-2407 底部的洗涤水，经换热、冷却后进入异丁烯水洗塔 C-2406 中上部；在塔内水向下流动，异戊烯向上流动，逆流操作中，甲醇从异戊烯中溶于洗涤水中。含甲醇的洗涤水从异丁烯水洗塔 C-2406 底部排出，经萃取水净化器 R-2404 脱除其中的酸性离子，再经异丁烯洗涤水换热器 E-2419 到 MTBE 分解甲醇回收塔 C-2407 回收甲醇，回收的甲醇返入甲醇缓冲罐 D-2403，循环使用。洗涤水 MTBE 分解甲醇回收塔 C-2407 塔底排出，

经异丁烯洗涤水换热器 E-2419 和异丁烯洗涤水冷却器 E-2420 冷却后到异丁烯水洗塔 C-2406 中上部循环使用。经水洗涤后，粗异丁烯从异丁烯水洗塔 C-2406 塔顶排出进入异丁烯二次水洗塔 C2408 进行二次水洗（水洗原理同上），水洗后的粗异丁烯进粗异丁烯缓冲罐 D-2411。塔底出水速度由塔底界面控制。异丁烯水洗塔 C-2406 塔顶压力控制在 0.5MPa，异丁烯二次水洗塔 C-2408 塔顶压力控制在 0.4MPa，塔内温度控制在约 40℃；MTBE 分解甲醇回收塔 C-2407 塔顶的操作压力控制在 0.02MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 68℃、107℃。

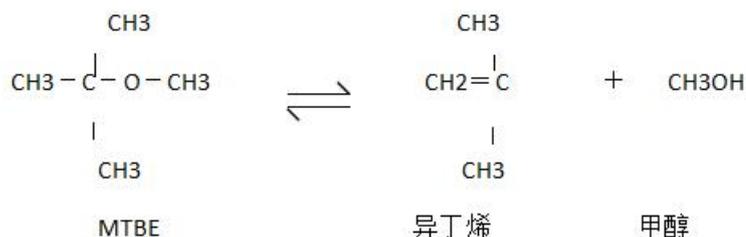
水洗后的粗异丁烯由粗异丁烯进料泵 P-2416AB 从粗异丁烯缓冲罐 D-2411 抽出，增压、计量后进异丁烯脱轻塔 C-2409，在分离元件作用下，二甲醚等轻组分从塔顶排出，经异丁烯脱轻塔冷凝器 E-2424 进异丁烯脱轻塔回流罐 D-2412。异丁烯脱轻塔回流泵 P-2417AB 从罐 D-2412 抽出轻组分，增压后，一部分返回异丁烯脱轻塔 C-2409 作回流液，一部分排出送出装置去至碳四深加工项目。排出速度由异丁烯脱轻塔回流罐 D-2412 液位控制。C-2411 塔底排出的粗异丁烯进异丁烯脱重塔 C-2410，排出流量由塔釜液位控制。全塔供热由异丁烯脱轻塔再沸器 E-2425 供给。异丁烯脱轻塔 C-2409 塔顶的操作压力控制在 0.85MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 60℃、85℃。

脱除轻组分的粗异丁烯进入异丁烯脱重塔 C-2410，在分离元件作用下，异丁烯从塔顶排出，经异丁烯脱重塔冷凝器 E-2426 进异丁烯脱重塔回流罐 D-2413。异丁烯脱重塔回流泵 P-2419AB 从回流罐

D-2413 抽出异丁烯，增压后，一部分返回 C-2410 作回流液，一部分排出进罐区的异丁烯储罐 G22203/G22204。排出流量由异丁烯脱重塔回流罐 D-2413 液位控制。C-2410 塔底排出的二聚物、剩余 MTBE 等重组分返回粗 MTBE 缓冲罐 D-2405。全塔供热由异丁烯脱重塔再沸器 E-2427 供给。异丁烯脱重塔 C-2410 塔顶的操作压力控制在 0.55MPa，塔顶、塔底温度分别控制在约 57℃、105℃。

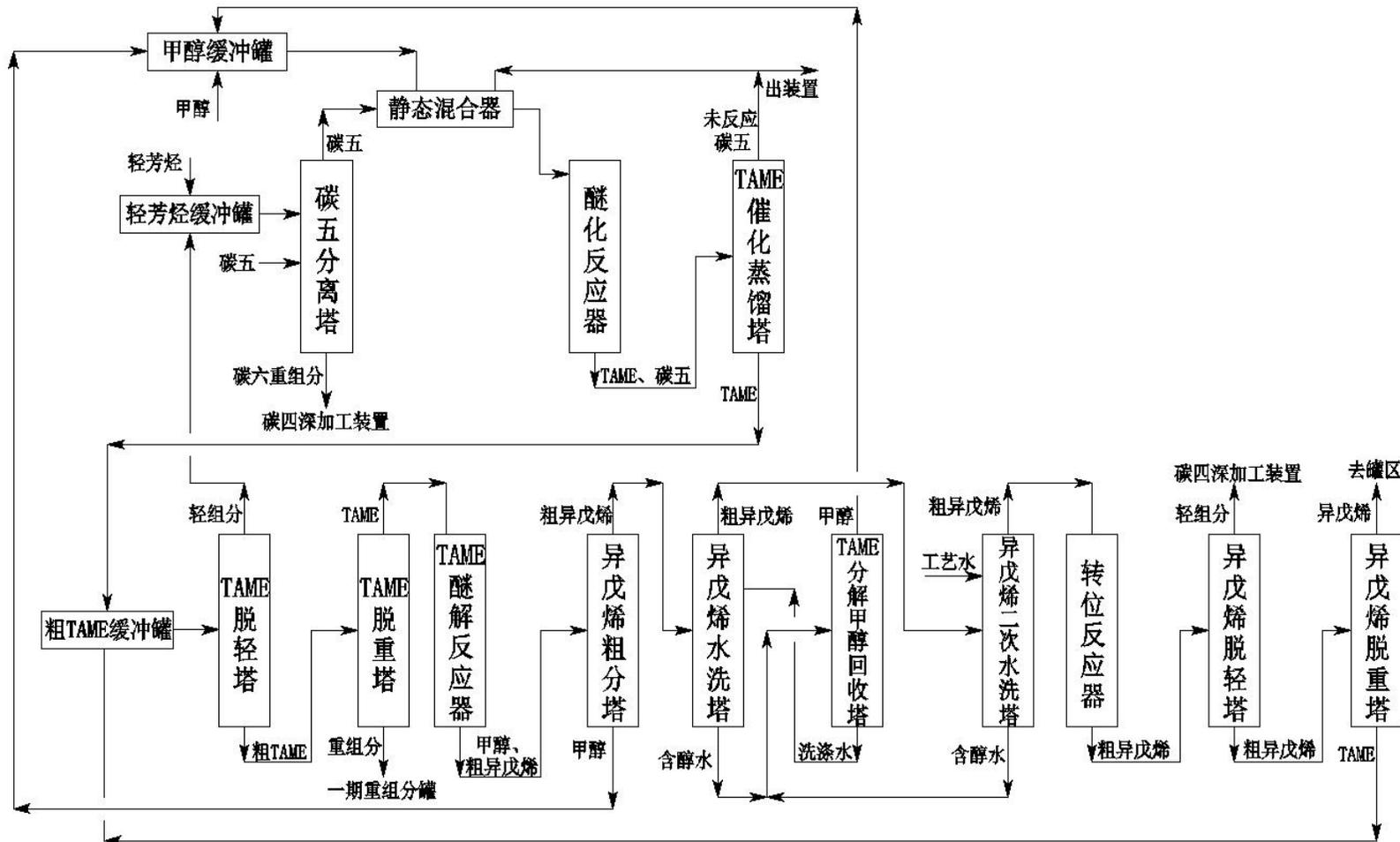
反应方程式：

MTBE 在一定温度、压力操作条件及催化剂作用下，裂解生成异丁烯和甲醇。该反应为气相吸热反应，提高温度、降低压力对反应有利，反应方程式：

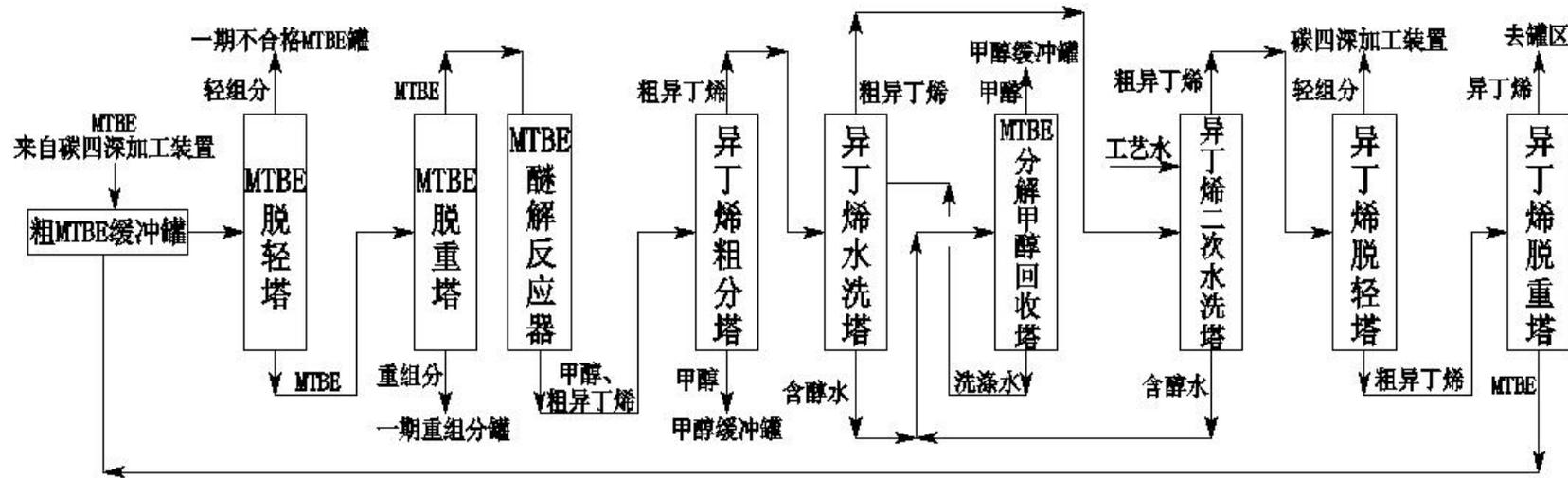


异戊烯/异丁烯项目工艺流程详见图 3-7。

1、异戊烯生产



2、异丁烯生产



频呐酮工艺流程简介

叔戊基氯合成：来自原料区/降膜吸收的 31%盐酸经计量后进入叔戊基氯合成釜 R-2501，启动反应釜冷冻系统（冷媒为 40%乙二醇水溶液）、反应釜搅拌器，冷却搅拌降温至 10℃ 以下。同时釜内液体通过加成循环泵 P-2502，经循环冷却器 E-2502（冷媒为 40%乙二醇水溶液）冷却后返回至釜 R-2501。冷却循环直至反应结束。将来自罐区的异戊烯经 E-2501（冷媒为 40%乙二醇水溶液）冷却，计量后均匀注入叔戊基氯合成釜 R-2501，控制酸烯摩尔比为约 2.5：1。注入结束后保温搅拌 3 小时，然后停止搅拌。反应后物料放至加成反应液缓冲罐 D-2502，与 D-2506 的物料经 E-2504 换热之后进入离心机 M-2501，经离心机将两相分离，油相进至叔戊基氯缓冲罐 D-2504，然后经叔戊基氯输送泵 P-2504 送至频呐酮合成釜 R-2502；盐酸相互加成后盐酸中间罐 D-2505，然后经加成后盐酸泵 P-2505 一部分送至 R-2503 配置甲醛盐酸溶液，一部分去频呐酮合成釜 R-2502。叔戊基氯合成釜共 2 个，分批次生产；

釜内压力控制在 0.03MPaG 以下，反应温度不超过 20℃。通过反应液温度调节循环冷却器的冷媒流量；冷媒压力过低时，切断异戊烯进料；同时釜内温度与异戊烯进料量连锁，当反应超温时，切断异戊烯进料。

频呐酮合成：来自叔戊基氯缓冲罐 D-2504 物料经叔戊基氯输送泵 P-2504、计量后送至频呐酮合成釜 R-2502，来自

D-2505 的盐酸经计量后送至频呐酮合成釜 R-2502，启动加热系统（热媒为 0.8MPaG 饱和蒸汽）、搅拌器。同时釜内液体通过缩合循环泵 P-2507，经循环加热器 E-2503（热媒为 0.8MPaG 饱和蒸汽）加热后返回至釜 R-2502。加热循环直至反应结束。缓慢升温至 60℃，开始均匀注入来自 D-2522 甲醛盐酸溶液罐的甲醛盐酸溶液，控制醛烯摩尔比为约 1.1:1，5—7 小时内注入完毕。在注入甲醛盐酸溶液的过程中，控制反应温度在 89℃，保温 2 小时，静置 30 分钟，反应结束。反应后物料经釜底阀放入缩合反应液中间罐 D-2506，与 D-2502 的物料经 E-2504 换热、E-2505 冷却后进入离心机 M-2502 分离，经离心机将两相分离，油相转移至缩合产物罐 D-2508，然后物料经缩合产物泵 P-2509 送至频呐酮共沸塔 C-2503；盐酸相转移至缩合盐酸中间罐 D-2509，然后经缩合盐酸泵 P-2510 送至离心机 M-2503。频呐酮合成釜共 6 个，3 个一组，分批次生产；釜内压力控制在 0.05MPaG 以下，反应温度 89℃。

来自缩合盐酸中间罐 D-2509 的物料，经缩合盐酸泵 P-2510 送至盐酸处理离心机 M-2503，轻重两相分离，轻组分萃取溶剂转移至萃取中间罐 D-2511，然后由萃取溶剂泵 P-2511 一部分输送至 E-2513 萃取溶剂换热器进入溶剂回收塔 C-2502 进行溶剂回收处理，另一部分返回离心机 M-2503 作为萃取剂循环分离。重组分萃余盐酸进入萃余盐酸中间罐 D-2510，然后经萃余盐酸输送泵 P-2520 输送至盐酸吸收撬块中的盐酸脱吸塔，进行盐酸回收处理。萃取分离压力为常压，温度常温。

甲醛盐酸溶液的配置：来自 D-2505 的加成盐酸，经计量后分别进入 R-2503AB 甲醛盐酸溶液配制釜，启动配置釜的搅拌系统开始搅拌，同时启动夹套的热水开始加热。多聚甲醛经称重计量后通过管链系统密闭输送至配置釜 R-2503AB。配制釜设有温度计，釜内温度控制在 70℃ 左右，压力常压。釜内温度与夹套热水上水管线阀门联锁，温度高限开始报警，高高限切断热水阀门，停止加热。多聚甲醛溶解完全后，停止搅拌和加热，打开釜底放料阀，甲醛盐酸溶液自流进入 D-2522 甲醛盐酸溶液罐暂存。然后经泵 P-2522AB 送至频呐酮合成釜 R-2502 参与反应。

多聚甲醛进料采用全自动破包机加管链输送系统。料包整体进入设备，然后设备密闭后破包，采用机械模式输送，进料和输送过程全程密闭。破包机配套布袋除尘，粉尘产生后全控制在设备内。多聚甲醛进入配置釜后，接触的其他物料均为液体物料，可有效地吸附粉尘。且本项目配套设置了碱吸收塔，粉尘排放量较小，不再定量分析。

来自 P-2511A/B 的有机相经萃取液换热器 E-2513 换热后进入溶剂回收塔 C-2502 中部，C-2502 塔顶萃取溶剂气相进入溶剂回收塔冷凝器 E-2511 进行冷凝，冷却后的液体进入溶剂回收塔回流罐 D-2512，萃取溶剂通过溶剂回收塔回流泵 P-2512A/B 增压后，一部分送往 C-2502 塔顶部打回流，回流量由 FV2201 调节；一部分送往离心机 M-2503 作为萃取剂使用。D-2512 中的尾气去往尾气净化装置，储罐压力通过补充氮气保持平衡。D-2512 的压力同时连

锁 PV2203 与 PV2204，调节尾气出气量及氮气进气量。塔 C-2502 的热量由溶剂回收塔再沸器 E-2512 供给，塔温控制再沸器蒸汽进料量。C-2502 塔釜得到的含频呐酮的聚合油经 E-2513 换热后送至缩合产物罐 D-2508，塔釜液位控制塔底出料。C-2502 塔顶的操作压力控制在 0.02MPaG，塔顶、塔底温度分别控制在约 90℃、120℃。

D-2508 中的粗频呐酮由泵 P-2509 增压、计量，与来自 P-2524 的碱水在中和静态混合器 H-2501 混合后，经共沸塔进料混合泵 P-2527 打入频呐酮共沸塔 C-2503，频呐酮与水共沸精馏后，从塔顶排出经频呐酮共沸塔冷凝器 E-2514 冷凝，冷凝后的液体进入频呐酮共沸塔回流罐 D-2513 中收集。冷凝液体经频呐酮共沸塔回流泵 P-2513A/B 增压后，水相物料及部分频呐酮返回 C-2503 塔作回流液，回流量由 FV2303 调节，油相进粗频呐酮中间罐 D-2515。D-2513 中的尾气去往尾气净化系统，储罐压力通过补充氮气保持平衡。D-2513 的压力同时连锁 PV2302 与 PV2303，调节尾气出气量及氮气进气量。重组分多聚物及水相物料从 C-2503 塔底排出，经重组分冷却器 E-2516 冷却后送至重组分中间罐 D-2514 收集，重组分经重组分输送泵 P-2514A/B 增压后送至罐区；水相物料经碱液循环泵 P-2515A/B 增压后，一部分通过 H-2501 返回 C-2503，一部分送至污水处理单元。塔底出料由塔釜液位控制。塔 C-2503 的热量，由频呐酮共沸塔再沸器 E-2515 供给，塔温控制再沸器蒸汽进料量。C-2503 塔顶的操作压力控制在 0.02MPaG，塔顶、塔底温度分别控制在约 90℃、120℃。

来自 D-2513 的粗频呐酮进入粗频呐酮中间罐 D-2515，粗频呐酮由粗频呐酮进料泵 P-2516A/B 增压、计量后送入频呐酮脱轻塔 C-2504，进料量由 D-2515 的液位控制。D-2515 中的尾气去往尾气净化系统，储罐压力通过补充氮气保持平衡。D-2515 的压力同时连锁 PV2402 与 PV2403，调节尾气出气量及氮气进气量。C-2504 塔顶采出的碳五、叔戊基氯及其他轻组分经频呐酮脱轻塔冷凝器 E-2517 冷凝，在频呐酮脱轻塔回流罐 D-2516 中收集，再经频呐酮脱轻塔回流泵 P-2517A/B 增压后，一部分经计量后返回 C-2504 塔作回流液，一部分轻组分出装置，出料量由 D-2516 的液位进行控制。D-2516 中的尾气去往尾气净化系统，储罐压力通过补充氮气保持平衡。D-2516 的压力同时连锁 PV2404 与 PV2405，调节尾气出气量及氮气进气量。脱轻后的粗频呐酮从 C-2504 塔底排出，粗频呐酮经频呐酮脱轻塔塔底泵 P-2518A/B 增压后送至频呐酮脱重塔 C-2505。塔底出料由塔釜液位控制。塔 C-2504 的热量，由频呐酮脱轻塔再沸器 E-2518 供给，塔温控制再沸器蒸汽进料量。塔 C-2504 顶的操作压力控制在 0.02MPaG，塔顶、塔底温度分别控制在约 85℃、120℃。

来自频呐酮脱轻塔 C-2504 塔釜的粗频呐酮进入频呐酮脱重塔 C-2505，塔顶采出的频呐酮经脱重塔冷凝器 E-2519 冷凝，在频呐酮脱重塔回流罐 D-2517 中收集，再经频呐酮脱重塔回流泵 P-2519A/B 增压后，一部分经计量后返回 C-2505 作回流液，一部分作为产品送至罐区频呐酮产品罐，出料量由 D-2517 的液位进行

控制。D-2517 中的尾气去往尾气净化系统，储罐压力通过补充氮气保持平衡。D-2517 的压力同时连锁 PV2502 与 PV2503，调节尾气出气量及氮气进气量。重组分从 C-2505 塔底排出，经频呐酮重组分冷却器 E-2521 冷却后，经重组分输送泵 P-2514A/B 增压后送至罐区，塔底出料由塔釜液位控制。塔 C-2505 的热量，由频呐酮脱重塔再沸器 E-2520 供给，塔温控制再沸器蒸汽进料量。C-2505 塔顶的操作压力控制在 0.02 MPaG，塔顶、塔底温度分别控制在约 106℃、130℃。

盐酸处理由盐酸解吸/氯化钙提浓部分及盐酸吸收&尾气净化部分组成。

盐酸解吸/氯化钙提浓部分：外购的工业级浓盐酸经流量计量、流量（900kg/h）控制后经盐酸预热器（E-2531）用蒸汽预热部分汽化后进入盐酸解吸塔（C-2531）上部；经浓缩后的氯化钙溶液（3600kg/h）从盐酸解吸塔（C-2531）的中上部进入，在塔内进行共沸精馏，热量由解吸塔再沸器（E-2532）提供（塔釜温度控 115℃-120℃）。

氯化氢饱和酸汽由盐酸解吸塔（C-2531）塔顶排出，经 HCl 冷却器（E-2533）冷却后大部分水蒸气冷凝，溶解 HCl 以冷凝酸形式回流至盐酸解吸塔（C-2531）塔顶（或回流至浓盐酸中间罐）。氯化氢气体进入 HCl 缓冲罐（D-2531），经管道去组合式吸收塔 C-2533（0-165Nm³），用 26.5% 的回收盐酸吸收制得浓盐酸。

盐酸解吸塔（C-2531）塔底是含有微量氯化氢的稀氯化钙溶液，

控制盐酸解吸塔液位后靠自压进入浓缩蒸发室（C-2532），由浓缩蒸发器（E-2534）提供热量蒸发浓缩，将所吸收的水分蒸发出去，用蒸汽冷凝器（E-2535）全凝收集在稀酸水过渡罐（D-2533）内，用稀酸水过渡泵（P-2533A/B）输送至后续的吸收水循环罐（D-2535）、其余去污水处理。

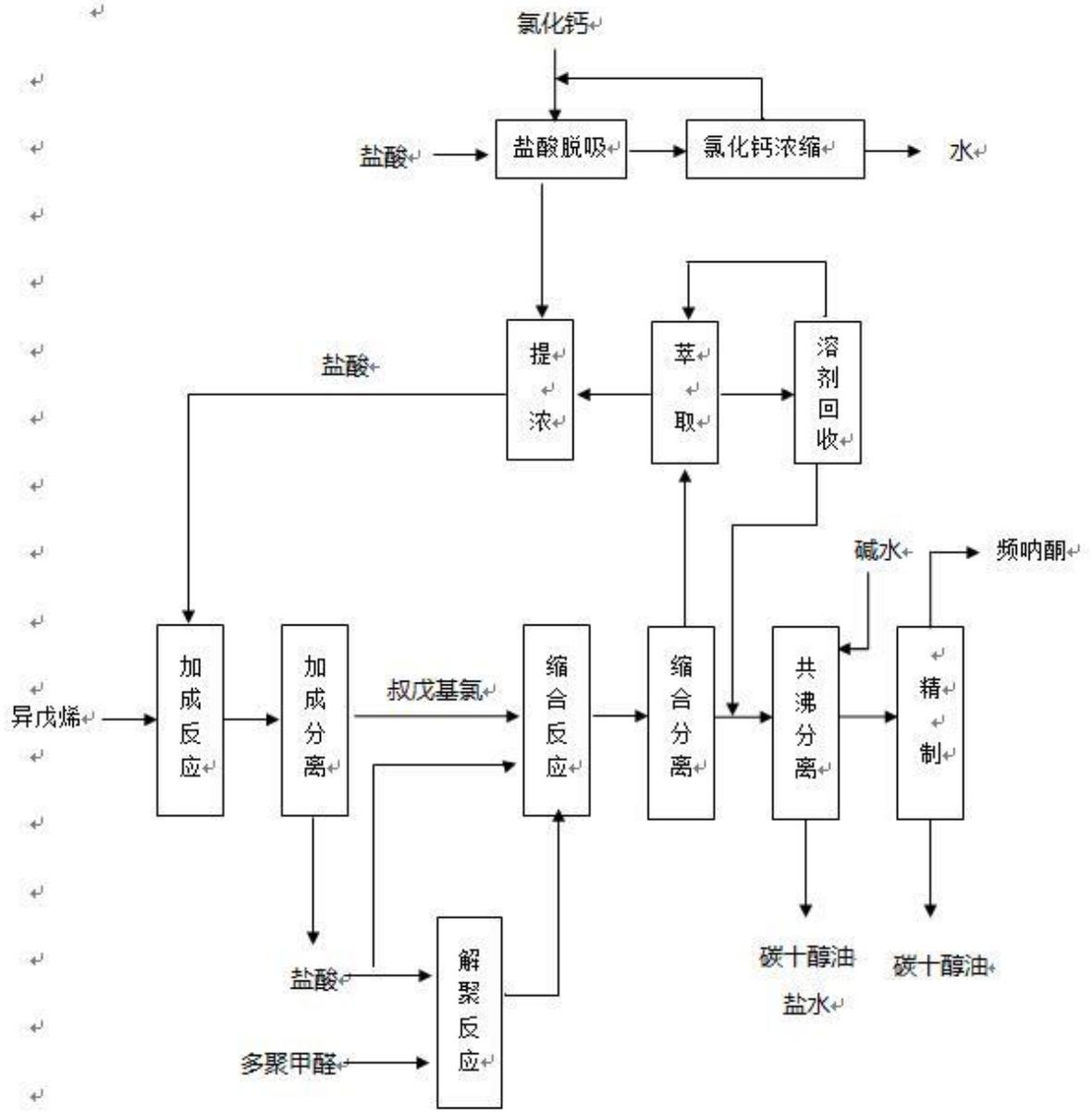
浓缩后的氯化钙溶液经沉降罐（D-2532A/B）用氯化钙循环泵（P-2532A/B）控制与盐酸合适的流量比返回盐酸解吸塔（C-2531）循环使用；如此循环。

盐酸吸收&尾气净化部分：自 HCl 缓冲罐（D-2531）来的 HCl 气体以及罐区盐酸储罐的尾气一起进入组合式降膜吸收塔（C-2533），用稀酸水及回收的 26.5% 的盐酸吸收制得浓盐酸，去往吸收盐酸中间罐。回收盐酸进入 C-2533 前用回收盐酸冷却器（E-2536）经冷冻盐水冷却，进入降膜吸收段。稀酸水自吸收水循环泵（P-2535A/B）来，经流量控制、流量计量进入 C-2533 的泡罩+填料吸收段。泡罩+填料吸收段自循环，由填料段底部流回吸收水循环罐（D-2535），控制 HCl 含量 $\leq 5\%$ 。

经组合式降膜吸收塔（C-2533）吸收后的贫气及自频吡啶酮装置来的装置尾气进入碱洗塔（C-2534）（C-2535）两级净化处理后排入油气回收设施。

碱洗塔（C-2534）、（C-2535）内用 10% 的液碱循环中和 HCl，NaOH 碱度含量小于 5% 或含 NaCl 量大于 2% 时及时排出并补充新碱液。

频呐酮流程简图



环戊烯工艺流程简述

DCPD 原料由 DCPD 原料泵打出，与氮气混合后进入裂解原料产物换热器与裂解产物换热，进入气化器由导热油作为热源加热气化，再与裂解反应器出口物料在气化原料产物换热器中进行第二次换热，最后经进料加热器经导热油加热，进入 DCPD 裂解反应器进行反应，反应器为列管式反应器，反应过程吸热，夹套通入高温导热油加热，反应器出口物料先后与原料换热回收热量降温，再经裂解产物冷却器由循环水冷却，进行气液分离，分离出的氮气中含有较多 CPD 物料，经循环氮气冷却器由冷冻水冷至 13℃ 左右，凝液靠位差自流回解聚产物气液分离罐，氮气经氮气循环压缩机压缩后返回循环，当系统压力降低时，补入新鲜氮气。由于高温裂解，反应器会发生结焦，因此两套系统切换操作，一套反应，另一套进行烧焦，周期约一个月。

解聚产物气液分离罐中液体经 CPD 产物输送泵抽出，与氢气混合后进入 CPD 加氢预热器由回用热水加热，进入 CPD 一次加氢反应器，反应器为列管式反应器，反应过程放热，夹套通入循环热水取热，反应产物在气液分离罐中进行气液分离，液相产物自压下进入脱重塔脱除重组分，气相氢气经冷却器冷却，聚集器分离出携带液体后压缩循环使用。

脱重塔再沸器采用导热油作为热源，塔顶蒸出 CPECPA 物料，分离出的不凝气（氢气和 CPD、CPE 等）经 E-5110 深冷后，冷凝液自流返回回流罐，不凝气放入干气管网。塔顶分离出的 CPE/CPA 混

合物料经回流泵打出送入叠合预热器与塔釜出料进行换热，再进入叠合进料换热器经蒸汽加热。塔底分离出的碳十环烷烃经出料泵打出，经换热器换热后再经冷却器由循环水冷却送出装置。

来自叠合预热器的 CPE/CPA 物料进入叠合脱双烯反应器，通过叠合将残留的 CPD 转化为双环戊二烯而脱除，反应器为绝热固定床反应器，反应器出口物料送入脱烃组分塔进行精馏分离，轻组分从塔顶蒸出，作为副产品送往罐区轻组分罐。塔底排出含少量双环戊二烯重组分的环戊烯/环戊烷混合物。

来自 CPE 脱轻塔塔底泵中环戊烯/环戊烷混合物送入 CPE 塔进行精馏分离，再沸器用蒸汽作为热源，从塔顶分离得到环戊烯产品，送往 CPME 装置或罐区，塔底得到粗环戊烷。

粗环戊烷通过塔底出料泵打入环戊烷塔进行精馏分离，再沸器用蒸汽作为热源，从塔顶分离得到含少量环戊烯的环戊烷，部分作为塔回流，部分送往加氢反应器。塔底重组分主要是双环戊二烯，返回裂解反应器入口。

环戊烷塔塔顶粗环戊烷直接通过回流泵打入预热器由回用热水加热后与氢气混合，进入加氢饱和反应器将烯烃完全转化为环戊烷，加氢饱和反应器出口物料经冷却器由循环水冷却，进入气液分离罐进行气液分离，氢气返回加氢压缩机进口缓冲罐，环戊烷依靠自身压力作为产品送往罐区。

反应进行一段时间后，随着解聚反应器中结焦量的增加，当产品质量或产物分布不能满足要求时，需将反应停止，进行反应器

烧焦再生处理。烧焦开始前，先启动再生气压缩机，从压缩机入口处引入氮气，增压的氮气经过再生烟气换热器换热和待再生的生产线（包括解聚反应器、换热器、气化罐）由加热炉根据温度进行加热，进入反应器进行热氮吹扫操作，换热后的烧焦气经烟气换热器换热和再生烟气冷却器冷却后，进入再生烟气缓冲罐，罐底间歇排油至地下污油罐，以逐步带出反应器中的油气。增压的烟气经出口再生气压缩机出口分液罐再次分液，罐底间歇排油至地下污油罐，气相至加热炉完成循环，当反应器中的油气达到安全要求，并且反应器入口温度达到烧焦需要的温度时，从压缩机入口处引入净化空气，开始烧焦作业。根据反应器烧焦状况逐步提高循环再生气中的氧含量和反应器入口温度，当反应器入口温度升至 450℃，系统氧含量达到空气中氧的浓度（21%），且反应器中没有温升后，可认为烧焦结束。待降温后可开启反应机器人孔进行催化剂的更换工作。或将系统用氮气进行吹扫置换，待系统中的氧含量合格后，装置可以进行下一周期的生产运转。

2、异戊烯异丁烯合并装置技改的 CPME 联产环戊酮生产单元装置工艺流程简述如下：

原料环戊烯由环戊烯装置直接送入环戊烯缓冲罐；甲醇原料由罐区送入甲醇缓冲罐，回收后的未反环戊烯和甲醇也送入缓冲罐，经甲醇进料泵打入甲醇净化器脱除金属阳离子，然后与环戊烯进料泵打出的环戊烯原料混合后，送至醚化原料预热器与环戊酮塔顶蒸汽换热，再经醚化原料加热器经蒸汽加热进入醚化反应器反应。反

应器为全液相固定床绝热反应器，反应后物料送入二甲醚塔系统。

二甲醚塔再沸器用低压蒸汽作为热源，塔顶蒸出二甲醚产品，塔底物料在塔自压下进入轻重分离塔；轻重分离塔塔底再沸器采用蒸汽加热，塔顶蒸出碳五、甲醇和水等，在塔顶回流罐中进行液液分离，未反烯烃和甲醇一部分送回甲醇缓冲罐，一部分打入水洗塔，水相送入甲醇回收塔。塔底物料由塔底泵打入脱轻塔。

含醇水在甲醇回收塔精馏分离，塔底再沸器采用蒸汽加热，塔顶蒸出甲醇等，送回甲醇缓冲罐，塔底水经冷却后部分循环利用，部分送至污水处理进一步处理。

脱轻塔塔底再沸器采用蒸汽加热，塔顶蒸出轻馏分和 CPME，由塔顶回流泵打入 CPME 塔，塔底物料由塔底泵打入环戊醇塔。CPME 塔塔底再沸器采用蒸汽加热，塔顶蒸出轻馏分，送入环戊烯单元 CPE 脱轻塔分离后，混合碳五送入罐区储罐，塔底为 CPME 产品，由塔底泵打出经冷却后送入罐区储罐。

甲醇水洗塔为液液萃取塔，甲醇和碳五物料由塔底部进入塔内分布器，脱盐水由塔顶部进入塔内分布器，洗涤甲醇后碳五由塔顶采出，送回环戊烯装置，塔底含醇废水送入甲醇回收塔回收甲醇。

环戊醇塔塔底再沸器采用高温导热油加热，塔顶蒸出环戊醇，进入回流罐，由塔顶回流泵打入脱氢反应系统，塔底为重组分，由塔底泵打出经冷却后送入罐区储罐，重组分返回环戊烯单元与原料一同进入预处理系统利用。环戊醇原料与脱氢反应器出口物料换热，进入脱氢进料加热器，由高温导热油加热后进入脱氢反应器反

应，脱氢反应为吸热反应，夹套通入高温导热油补热，反应产物经出料换热器换热，再经脱氢产物冷却器冷却后进入气液分离罐，分离出的氢气部分经尾气深冷器冷却，凝液返回气液分离罐，气体排入干气管网。气液分离罐中液体经泵打入环戊酮脱轻塔。

环戊酮脱轻塔塔底再沸器采用蒸汽加热，塔顶蒸出轻组分，送入环戊烯单元 CPE 脱轻塔分离后，混合碳五送入罐区储罐，塔顶少量不凝气排入干气系统。塔底物料由塔底泵打入环戊酮塔；环戊酮塔塔底再沸器采用蒸汽加热，塔顶蒸出环戊酮产品，送入罐区，塔底环戊醇等物料由塔底泵打入环戊醇塔回收循环。

项目产污环节分析见表 3-14。

表 3-14 装置产污环节一览表

类别	编号	产生环节	主要污染物	治理措施	排放去向
废气	G1	各精馏塔回流罐罐顶不凝气	非甲烷总烃	气柜回收	——
	G2	装置区、罐区、装车区无组织废气	非甲烷总烃	采用先进设备及工艺，装车区设油气回收装置	无组织排放
废水	W1	机泵冷却废水	COD、石油类	排入厂区污水处理站处理	厂区污水处理站—临沂润达水务污水处理厂—外排沂河
	W2	循环系统排污水	COD、全盐量		
	W3	地面及设备清洗废水	COD、SS、石油类		
	W4	生活污水	COD、氨氮		
固废	S1	职工生活垃圾	生活垃圾	环卫清运处理	不外排
噪声	N	塔类、机泵等	Leq	隔声、减震	——

表 1 碳四深加工装置主要生产设备一览表

序号	设备名称	数量	备注
1	列管反应器	1	甲醇制氢单元
2	水洗塔	1	
3	PSA 系统	1	
4	换热器类	3	
5	容器类	5	
6	选择加氢反应器	2	原料预处理单元
7	原料水洗塔	1	
8	脱碳三碳五塔	1	
9	加氢预热器	7	
10	容器类	5	
11	机泵类	8	
12	丁烯萃取精馏塔	1	丁烯萃取单元
13	丁烯解析塔	1	
14	丁烯水洗塔	1	
15	丁烷水洗塔	1	
16	乙腈回收塔	1	
17	换热器类	15	
18	空冷器类	30	
19	容器类	11	
20	机泵类	10	
21	异构化反应器	3	
22	丁烯脱轻塔	1	
23	丁烯脱重塔	1	
24	异构加热炉	2	
25	异构化再生气加热炉	1	
26	第一异构换热器	9	
27	异构产物空冷器	12	
28	异构化再生压缩机	3	
29	容器类	7	
30	机泵类	5	
31	第一醚化反应器	1	MTBE 单元
32	第二醚化反应器	1	
33	催化蒸馏塔	1	
34	甲醇萃取塔	1	
35	甲醇回收塔	1	
36	换热器类	11	

37	空冷器类	12	芳构化单元
38	容器类	3	
39	机泵类	6	
40	芳构化反应器	3	
41	吸收解析塔	1	
42	轻芳烃分馏塔	1	
43	稳定塔	1	
44	分馏塔	1	
45	芳构化加热炉	3	
46	芳构化再生气加热炉	1	
47	换热器类	17	
48	空冷器类	10	
49	压缩机类	8	
50	容器类	5	
51	泵类	5	

表 2 异戊烯/异丁烯项目主要生产设备一览表

序号	设备名称	规格型号	介质	材质	数量
1	碳五分离塔 C-2401	Φ2400×37500	C5~C12	Q345R	1
2	TAME 催化蒸馏塔 C-2402	Φ2400×68500	C5、TAME	Q345R	1
3	TAME 脱轻塔 C-2403	Φ1400×31400	C5、TAME	Q345R	1
4	TAME 脱重塔 C-2404	Φ2400×37500	TAME	Q345R	1
5	异戊烯粗分塔 C-2405	Φ1400×31000	异戊烯、甲醇	Q345R	1
6	异戊烯水洗塔 C-2406	Φ1000×36000	异戊烯、甲醇、水	Q345R	1
7	异戊烯二次水洗塔 C-2408	Φ1600×18600	异戊烯、甲醇、水、	Q345R	1
8	TAME 分解甲醇回收 塔 C-2407	Φ1400×34000	异戊烯、甲醇	Q345R	1
9	异戊烯脱轻塔 C-2409	Φ1400×34000	异戊烯、二甲醚等	Q345R	1

10	异戊烯脱重塔 C-2410	Φ1400×34500	异戊烯、C5 重组分	Q345R	1
11	醚化反应器 R-2401	Φ2200×26100	TAME、C5、甲醇	S30408	1
12	TAME 醚解反应器 R-2402A	Φ1800×16000	TAME、C5、甲醇	Q345R	1
13	转位反应器 R-2403A、B	Φ1200×7000	异戊烯	S30408	2
14	转位异构反应器 R-2403C	Φ600×3000	异戊烯	S30408	1
15	萃取水净化器 R-2404	Φ1200×7000	水、甲醇	Q345R	1
16	轻芳烃缓冲罐 D-2401	Φ2000×6000	C5~C12	Q345R	1
17	碳五分离塔回流罐 D-2402	Φ1600×5000	C5	Q345R	1
18	甲醇缓冲罐 D-2403	Φ2400×6000	甲醇	Q345R	1
19	TAME 催化蒸馏塔回 流罐 D-2404	Φ2600×6500	C5、甲醇	Q345R	1
20	粗 TAME 缓冲罐 D-2405	Φ2000×5000	TAME	Q345R	1
21	TAME 脱轻塔回流罐 D-2406	Φ1600×4000	C4、C5 轻组分	Q345R	1
22	TAME 脱重塔回流罐 D-2407	Φ2200×4400	TAME	Q345R	1
23	醚解产物罐 D-2408	Φ2600×6000	异戊烯、甲醇	Q345R	1
24	异戊烯粗分塔回流 罐 D-2409	Φ2200×4400	粗异戊烯	Q345R	1
25	甲醇回收塔回流罐 D-2410	Φ1400×3000	甲醇	Q345R	1
26	粗异戊烯缓冲罐 D-2411	Φ2600×6500	异戊烯	Q345R	1
27	异戊烯脱轻塔回流 罐 D-2412	Φ2000×4400	C4、C5、二甲醚等	Q345R	1
28	异戊烯脱重塔回流 罐 D-2413	Φ2400×5000	异戊烯	Q345R	1
29	洗涤水罐 D-2414	Φ1700×5070	去离子水	Q345R	1
30	各类换热器	——	——	碳钢	30
31	各类机泵	——	——	碳钢	44

表 2 频呐酮项目主要生产设备一览表

序号	设备名称	规格型号	介质	材质	数量
1	溶剂回收塔 C-2502	Φ1500×22000 ×14	频呐酮、聚合物、 C5	碳钢 (Q345R)	1
2	频呐酮共沸塔 C-2503	Φ1400×27000 ×14	聚合物、水、 频呐酮	碳钢 (Q345R)	1
3	频呐酮脱轻塔 C-2504	Φ1000×22000 ×12	频呐酮、轻组分	碳钢 (Q345R)	1
4	频呐酮脱重塔 C-2505	Φ1200×22000 ×12	重组分、频呐酮	碳钢 (Q345R)	1
5	盐酸解析塔 C-2531	Φ400×12000	盐酸	石墨	1
6	浓缩蒸发室 C-2532	Φ600×3000	酸水	石墨+碳 钢	1
7	组合式降膜吸收塔 C-2533	YKX-PZT-45m2	盐酸、氯化氢	石墨+碳 钢	1
8	碱洗塔 C-2534	ID500	碱液	FRP/PVC	1
9	叔戊基氯合成釜 R-2501	40 m3/Φ3600× 4000×32	盐酸、C5	搪玻璃	1
10	频呐酮合成釜 R-2502	40 m3/Φ3600× 4000×32	盐酸、C5、甲醛	搪玻璃	3
11	甲醛盐酸溶液配制 釜 R-2503	20 m3/Φ2600× 3000×24	盐酸、甲醛	搪玻璃	2
12	加成反应液缓冲罐 D-2502	120m3 /Φ5200× 5700×12	盐酸、C5	碳钢 (Q235B)	1
13	叔戊基氯缓冲罐 D-2504	40 m3 /Φ2800× 6000×12	盐酸、C5	碳钢 (Q235B)	1
14	加成后盐酸中间罐 D-2505	100 m3 /Φ4600 ×5700×12	盐酸	碳钢 (Q235B)	1
15	缩合反应液中间罐 D-2506	40 m3 /Φ2800× 6000×12	盐酸、C5、甲醛	碳钢 (Q235B)	1
16	缩合产物罐 D-2508	40 m3 /Φ2800× 6000×12	盐酸、C5、甲醛	碳钢 (Q235B)	1
17	缩合盐酸中间罐 D-2509	40 m3 /Φ2800× 6000×12	盐酸	碳钢 (Q235B)	1
18	萃余盐酸中间罐 D-2510	Φ2200×6000× 10	盐酸	碳钢 (Q235B)	1
19	萃取中间罐 D-2511	Φ2200×6000×	C5、频呐酮	碳钢	1

		10		(Q235B)	
20	溶剂回收塔回流罐 D-2512	$\Phi 1600 \times 4000 \times 8$	C5	搪玻璃	1
21	频呐酮共沸塔回流 罐 D-2513	$\Phi 1600 \times 4000 \times 8$	频呐酮、水	碳钢 (Q235B)	1
22	重组分中间罐 D-2514	$\Phi 1600 \times 4000 \times 8$	重组分、碱水	碳钢 (Q235B)	1
23	粗频呐酮中间罐 D-2515	$\Phi 2200 \times 6000 \times 10$	粗频呐酮	碳钢 (Q235B)	1
24	频呐酮脱轻塔回流 罐 D-2516	$\Phi 1400 \times 3000 \times 8$	轻组分	搪玻璃	1
25	频呐酮脱重塔回流 罐 D-2517	$\Phi 1400 \times 3000 \times 8$	频呐酮	搪玻璃	1
26	吸收盐酸中间罐 D-2521	$\Phi 5200 \times 5700 \times 12$	盐酸	碳钢 (Q235B)	1
27	甲醛盐酸溶液罐 D-2522	$\Phi 5200 \times 5700 \times 12$	盐酸	碳钢 (Q235B)	1
28	碱水罐 D-2523A/B	$\Phi 3400 \times 5700 \times 12$	碱水	碳钢 (Q235B)	2
29	氯化钙沉降罐 D-2532AB	V=3000L	氯化钙	搪玻璃	2
30	HCl 缓冲罐 D-2531	V=5 m ³	HCL 气体	玻璃钢	1
31	稀酸水过渡罐 D-2533	V=5 m ³	稀酸水	玻璃钢	1
32	吸收水循环罐 D-2535	V=5 m ³	循环水	玻璃钢	1
33	各类换热器	——	——	碳钢	24
34	各类机泵	——	——	碳钢	60

环戊烯装置主要设备一览表

序号	名称	规格及内部结构 (设备型式) mm	操作介质	主体材质	数量 (台)
1	DCPD 裂解反应器	$\Phi 1600 \times 14397$	管程：生产工况 (DCPD、CPD、氮 气)，再生工况(氮 气、空气、CO ₂ 等)； 壳程：生产工况(导 热油)，再生工况	管程： S30408； 壳程： 12Cr2Mo	2

			(无)		
2	CPD 加氢反应器	$\phi 2000*5982$	管程：CPD、DCPD、 H2 CPE CPA 碳五 碳六 壳程：冷却水	Q345R	1
3	CPD 叠合反应器	$\phi 1200*14539$	CPD、DCPD、CPE、 CPA、碳五、碳六等	Q345R	2
4	CPA 物料第一加氢 反应器	Φ $1600*12041, 17.056m^3$	CPA、CPE、H2、碳 六等	Q345R	1
5	CPA 物料第二加氢 反应器	$\phi 1000*7850,$ $5.6m^3$	CPA、CPE、H2、碳 六等	Q345R	1
6	CPD 脱重塔	$\phi 1200*31600,$ $31.5m^3$	CPD、CPE、CPA、碳 五、碳六、碳十环 烷烃等	Q345R	1
7	CPE 脱轻塔	$\phi 3200*62750,$ $230.6m^3$	CPD、CPE、CPA、碳 五、碳六等	Q345R	1
8	CPE 分离塔	$\Phi 2200*55971,$ $198.6m^3$	CPE、CPA、碳五、 碳六等	Q345R	1
9	CPA 产品塔	$\phi 1000*27687,$ $18.37m^3$	CPE、CPA、碳五、 碳六等	Q345R	1
10	原料气化罐	$\phi 1400*4270,$ $6.1m^3$	生产工况（氮气、 DCPD、CPD、碳五、 碳六、C10 环烷烃 等）；再生工况（氮 气、空气、CO2 等）	S30408	2
11	裂解产物气液分离 罐	$\phi 1400*4270,$ $6.1m^3$	氮气、CPD、碳五、 碳六、C10 环烷烃 等	Q345R	1
12	循环氮气缓冲罐	$\phi 2400*6302,$ $27m^3$	氮气、CPD、碳五、 碳六等	Q345R	1
13	氢气缓冲罐	$\Phi 1200*3303,$ $2.72m^3$	氢气、CPD、CPE、 碳五等	Q245R	1
14	循环氢缓冲罐	$\Phi 800*3226,$ $1.14m^3$	氢气、CPD、CPE、 碳五等	Q245R	1
15	CPD 脱重塔回流罐	Φ $1800*5174, 11.88m^3$	CPD、DCPD、碳五、 碳六等	Q345R	1
16	CPD 中间罐	Φ $2600*7408, 37.18m^3$	CPD、碳五等	Q245R	1
17	加氢产物中间罐	Φ $2600*7424, 36.8$	氢气、CPA、CPE、 CPD、碳五等	Q345R	1

		m ³			
18	CPE 脱轻塔回流罐	Φ 2400*6304, 26.6 m ³	环戊烯、异戊烯、 碳五等	Q245R	1
19	CPE 分离塔回流罐	Φ 2400*6304, 26.6 m ³	环戊烯、碳五等	Q245R	1
20	CPA 产品塔回流罐	Φ 1400*3870, 5.47 m ³	CPA CPE 等	Q345R	1
21	CPA 物料第一加氢 中间罐	Φ 1800*5186, 11.8 8m ³	CPA、CPE、碳五、 氢气等	Q345R	1
22	CPA 物料第二加氢 中间罐	Φ 1400*3876, 5.41 m ³	CPA、CPE、碳五、 氢气等	Q345R	1
23	选择加氢循环热水 罐	Φ 3200*6000	循环热水	Q235B	1

序号	设备名称	数量	规格型号 (BA)	介质	备注
1	导热油循环泵	9	RY150-125-250	导热油	
2	脱硫塔循环泵	3	200DT-B45-42		
3	循环水泵	4	DFSS250-8N/2A	循环水	
4	冷冻式压缩空气干燥 机	2	28F	压缩空气	
5	空压机	2	3000*1650*1800	压缩空气	
6	制氮机	2	LBN200 5000×1460×2750	压缩空气	
7	导热油炉	3	RLW-13900A-1	导热油	特种设备
8	余热锅炉	3	A25/400-2-0.6	导热油	特种设备
9	蒸汽发生器	1	10 吨/小时	导热油、水、 蒸汽	特种设备
10	压缩空气缓冲罐	1	F=10m ³	空气	压力容器
11	氮气缓冲罐	1	F=20m ³	氮气	压力容器
12	燃料气分液罐	1	DN800*2585*10(8)	液化气	
13	储气罐	5	F=3m ³	氮气	压力容器

生产负荷调整案例

责任单位	序号	装置	生产单元	环评基准负荷吨/小时	2023年平均负荷吨/小时	限产负荷吨/小时	备注
生产部	1	20万吨/年碳四深加工装置	预处理单元	27吨/小时	13.8吨/小时	10.4吨/小时	
			甲醇制氢	根据生产负荷进行配比	根据生产负荷进行配比	根据生产负荷进行配比	
			异构单元	异构单元丁烯进料14吨/小时	异构单元丁烯进料量13.8吨/小时	异构单元丁烯进料量10.4吨/小时	
			醚化单元	物料进料量13吨/小时 甲醇进料量7吨/小时， MTBE产量19吨/小时	醚化总进料量55m ³ /h(33吨/小时)，包含丁烯进料13吨/小时，循环物料20吨/小时，甲醇进料量5.6吨/小时，MTBE产量13吨/小时	醚化总进料量43m ³ /h(25.8吨/小时)，包含丁烯进料10吨/小时，循环物料15.8吨/小时，甲醇进料量4.5吨/小时，MTBE产量10吨/小时	
			芳构单元	丁烷进料13吨/小时	芳构单元丁烷进料8m ³ /h(4.8吨/小时)	芳构单元丁烷进料5m ³ /h(3吨/小时)	
	2	异戊烯/异丁烯装置	异戊烯/异丁烯装置单元	异戊烯产量5吨/小时； 异丁烯产量7.25吨/小时	2023年未生产	异戊烯产量3.5吨/小时； 异丁烯产量5.1吨/小时	
	3	频呐酮装置	频呐酮装置单元	频呐酮产量2.5吨/小时	2023年未生产	频呐酮产量1.75吨/小时	
	4	环戊烯及环戊基甲醚装置	环戊烯单元	环戊烯产量5.3吨/小时、 环戊基甲	新建装置	环戊烯产量3.7吨/小时、 环戊基甲醚产量1.9	

				醚产量 2.76 吨/小时		吨/小时	
5	锅炉车间	锅炉单元	根据生产负 荷进行配比	根据生产负 荷进行配比	根据生产负 荷进行配比		
		水处理单 元	根据生产负 荷进行配比	根据生产负 荷进行配比	根据生产负 荷进行配比		

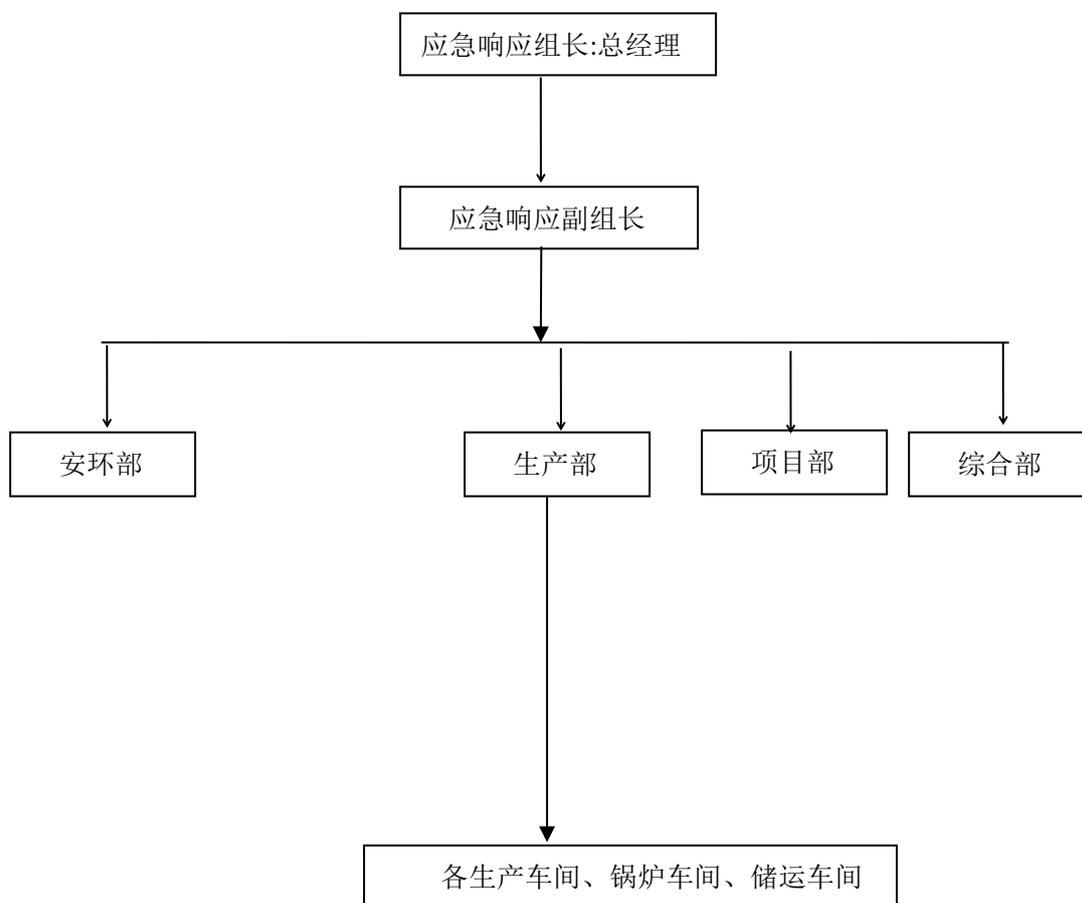
储运车间车辆运输信息

责任单位	环评基准负荷辆 /天	2023 年平均负荷 辆/天	限产负荷辆/天	备注
生产部储运车间 栈台单元	57 辆/天	8 辆/天	45 辆/天	停止使用国四及 以下重型载货车 辆（含燃气）进 行运输

三、应急组织机构

3.1 为保障应急减排方案的实施，我公司成立重污染天气应急响应指挥小组，指挥小组成员单位有公司综合部、安环部、生产部（含各车间及维修班）、供应部、项目部、保卫。

3.1 重污染天气应急响应管理网络图



3.2 成员

组长：总经理 石国栋

副组长：路俊强

组员：公司各车间、部门负责人

联系人：路俊强（联系方式：19806395006）

3.3 指挥职责

姓名	职务	电话	重污染天气应对职责
石国栋	总经理	19806395001	负责重污染天气应急响应统一指挥，接到应急响应联系人报告后，负责下达启动《重污染天气应急响应操作方案》命令。
花立林	副总经理	19806395021	接到组长下达的命令要求后，部署应急响应工作，并通知公司各部门负责人。
路俊强	环保科长	19806395006	接到组长下达的命令要求后，部署应急响应工作，并通知公司各部门负责人。协调厂区内非道路机械车使用，严禁使用国二以下非机动车辆。
姜兴清 张海涛	生产车间主任	19806395011 19806395012	根据指令调整本部门的生产负荷，确保应急响应期间公司生产安全。 负责根据指令调整本部门的生产负荷负责各车间环保治理设施的巡检及运行工作。 负责在正常保洁基础上适当增加公司主干道的机扫、洒水等保洁作业频次；

			负责除应急抢修外的室外切割、喷涂等检维修作业的应急管控；
王旭阶	锅炉车间主任	19806395016	根据指令调整本部门的生产负荷（因公司生产连续性 & 规模化特点，为确保应急响应期间公司生产安全，除一级响应外生产不做调整）负责根据指令调整本部门的生产负荷，负责车间环保治理设施的巡检及运行工作。负责在正常保洁基础上适当增加公司主干道的机扫、洒水等保洁作业频次；负责除应急抢修外的室外切割、喷涂等检维修作业的应急管控；
于波	综合部主任	19806395002	负责接待协调、车辆值班调度工作；负责公司进出车辆管控，危险路段警示及交通线路巡查；
孔祥勇	储运车间主任	19806392028	控制进出厂区物流车辆的排放标准，禁止国四及以下运输车辆进入厂区

应急指挥小组：负责统一指挥、协调重污染天气应急响应工作。

3.3.1 组长职责

负责重污染天气应急响应统一指挥，接到应急响应联系人报告后，负责下达启动《重污染天气应急响应操作方案》命令。

3.3.2 副组长职责

接到组长下达的命令要求后，部署应急响应工作，并通知公司各部门负责人。

3.3.3 应急指挥小组职责

(1) 组织开展重污染天气应急防范教育，提升员工对重污染天气重要性的认识，提高员工重污染天气期间的自我防护能力；

(2) 接到组长下达的指令后，立即向各部门传达；

(3) 组织重污染天气应急响应期间 24 小时值班工作；

(4) 对各部门落实应急减排措施情况进行督导检查；

(5) 负责重污染天气应急响应期间，各环节数据的统计和汇总工作；

(6) 配合政府管理部门对公司开展应急响应期间的监督检查工作。

(7) 完成组长或副组长交办的其他任务。

3.3.4 组员职责

接组长或副组长命令后：

安环部：负责公司与政府部门协调，准确及时传达应急响应指令，汇总各成员落实情况并报告县环保部门，并负责对响应部门进行巡查，防止发生异常安全状况。

综合部：负责接待协调、车辆值班调度工作；负责公司进出车辆管控，危险路段警示及交通线路巡查；

生产部：负责各车间生产情况调度，负责在正常保洁基础上

适当增加公司主干道的洒水等保洁作业频次。

锅炉车间：根据指令调整本部门的生产负荷（因公司生产连续性 & 规模化特点，为确保应急响应期间公司生产安全，除一级响应外生产不做调整）

各生产车间：根据指令调整本部门的生产负荷，确保应急响应期间公司生产安全。

负责根据指令调整本部门的生产负荷负责各车间环保治理设施的巡检及运行工作。

负责在正常保洁基础上适当增加公司主干道的机扫、洒水等保洁作业频次；

负责除应急抢修外的室外切割、喷涂等检维修作业的应急管控；

项目部：负责公司土建施工作业应急的应急处置，包括产生大量扬尘的土石方作业及外建筑粉刷等的应急管控；

3.3.5 联系人职责

接到政府部门预警指令后，向组长报告。

四、预警响应机制

（一）预警发布

企业预警接收员收到政府发布预警响应通知，提交至应急组

组长，由组长发布应急响应命令，由副组长组织落实企业具体应急响应工作；信息记录员（武玉娜）完整记录企业应急响应级别、响应时间、生产线/工序响应措施等信息，留档备查。根据政府部门发布预警响应通知中启动时间和响应级别落实“一厂一策”措施，合理安排企业生产任务，落实企业应急减排目标。

（二）预警级别调整

根据政府部门发布预警级别调整通知，企业按照预警启动流程发布预警调整信息，调整企业相应级别应急减排措施。

（三）预警解除

政府部门发布预警解除通知，企业按照预警启动程序发布预警解除信息，恢复生产。

（四）工作步骤

接到预警后，启动应急响应措施步骤一般应包括：

1、接警与上报：环保科长在接到预警指令后，10分钟内向企业负责人报告。

2、指令的下达：企业负责人接到工作人员报告后，10分钟内下达启动《重污染天气应急响应操作方案》命令。

3、措施的实施：各有关部门、车间按照企业负责人下达的命令要求，10分钟内做好执行应急减排措施的准备工作并及时实施，同时做好记录等工作。

4、监督检查：环保科监督检查部门和人员，对各部门、车间应急减排措施落实情况进行督导检查。

5、响应终止：明确终止流程、时间要求和操作规程，以及信息上报等工作。

五、应急响应措施

重污染天气预警由低到高依次为黄色预警、橙色预警、红色预警。公司根据预警级别制定相应的应急响应措施，即黄色预警启动Ⅲ级应急响应措施；橙色预警启动Ⅱ级应急响应措施；红色预警启动Ⅰ级应急响应措施。

公司根据预警指令，适时启动、升级、降级或解除应急响应。对于根据响应级别安排停产的车间，有条件立即停车的车间应立即停车，对于不能马上停止的车间，应逐步安全地停止生产。

5.1 Ⅲ级（黄色）响应措施

一、减排措施：

1、预处理装置：常规碳四减少至 17.2 吨/时，（2023 年全年未正常生产，根据环评进料为 24.6 吨/时）；碳五减少 10.9 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据环评进料为 15.7 吨/时）。

2、异构醚化装置：异构单元丁烯进料量减少至 17.2 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 24.6 吨/时）；戊烯进料量减少至 10.9 吨/时（2023 年全年未正常生

产，根据生产许可证许可量进料为 15.7 吨/时)，醚化单元进料量跟随异构单元进料量同步变化。

3、芳构单元丁烷进料减至 3 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 4.3 吨/时）。

4、产品 MTBE 产量降至日产 250 吨/天以下（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量产量为 330 吨/天），产品 TAME 产量降至日产 190 吨/天以下（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量产量为 271 吨/天），副产品产量相对降低。

5、异戊烯装置异戊烯产量降至 3.5 吨/小时以下（环评产量 5 吨/小时）；异丁烯单元异丁烯产量降至 5 吨/小时以下（环评产量 7.2 吨/小时）。

6、频呐酮装置频呐酮产量降至 1.75 吨/小时以下（环评产量 2.5 吨/小时）。

7、环戊烯装置环戊烯产量降至 3.7 吨/小时以下（环评产量 5.3 吨/小时），环戊基甲醚产量降至 1.9 吨/小时一下（环评产量 2.75 吨/小时）

8、加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。

9、锅炉车间按生产需要进行配比。

10、储运车间：停止使用国四及以下重型载货车辆（含燃气）进行运输。一期装置运输量根据生产许可证许可量 38 辆，二期

及三期装置根据设计量 19 辆)。

二、具体操作步骤：

1、预处理装置：裂解碳四加氢停车处理。常规碳四加氢总体减少原料处理量，原料日处理量由原来的 320 吨/天，减少至 250 吨/天（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 320 吨/天），处理量每天减少 70 吨左右，减少 21.8%处理量；辅助装置甲醇制氢负荷由 80%降至 30%，总负荷减少 50%。

2、醚化芳构装置：异构单元丁烯进料量减少至 10.4 吨/小时(2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 14.8 吨/时)，醚化单元进料量减少至 25.8 吨/小时，（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量丁烯进料为 14.8 吨/时，循环物料 22.6 吨/小时）甲醇进料减至 4.5 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 6.4 吨/时）。芳构单元丁烷进料减至 3 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 4.3 吨/时）。工艺加热炉正常运行，重污染天气采取维持正常生产加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行并严格控制烟气排放指标，烟气氧含量调整在最低范围内 4%—5%左右，做到减少排放，达标排放。

产品产量 MTBE 产量由日产 320 吨以上降至日产 250 吨以下，副产品产量相对降低（2023 年全年未正常生产，根据生产许可

证许可量进料为 320 吨/天)。

3、异戊烯装置：异戊烯进料减少至 3.5 吨/小时（新装置 2023 年试生产，环评产量 5 吨/小时）、异丁烯进料减少至 5 吨/小时（新装置 2023 年试生产，环评产量 7.2 吨/小时）。

4、频呐酮装置：频呐酮产量降至 42 吨/天以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 60 吨/天）

5、环戊烯及环戊基甲醚装置：环戊烯产量降至 89 吨/天（新装置 2024 年试生产，环评产量 127 吨天），环戊基甲醚产量降至 46 吨/天（新装置 2024 年试生产，环评产量 66 吨天）

6、锅炉车间：根据生产负荷进行配比。

7、根据生产装置加工量的减少水平，同比例降低原辅材料及产品装卸频次；停止使用国四及以下重型载货车辆（含燃气）进行运输。

8、加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。

9、厂区及周边道路环境采取白天洒水作业，采取每 4 小时洒水一次，保持厂区及周边道路扬尘合格。（冬季视情况洒水）

10、厂区禁止使用国二及以下的非道路机械车辆。

5.2 II 级（橙色）响应措施

一、减排措施：

1、预处理装置：常规碳四减少至 17.2 吨/时，（2023 年全

年未正常生产，根据环评进料为 24.6 吨/时)；碳五减少 10.9 吨/时 (2023 年全年未正常生产，根据环评进料为 15.7 吨/时)。

2、异构醚化装置：异构单元丁烯进料量减少至 17.2 吨/时 (2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 24.6 吨/时)；戊烯进料量减少至 10.9 吨/时 (2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 15.7 吨/时)，醚化单元进料量跟随异构单元进料量同步变化。

3、芳构单元丁烷进料减至 3 吨/时 (2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 4.3 吨/时)。

4、产品 MTBE 产量降至日产 250 吨/天以下 (2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量产量为 330 吨/天)，产品 TAME 产量降至日产 190 吨/天以下 (2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量产量为 271 吨/天)，副产品产量相对降低。

5、异戊烯装置异戊烯产量降至 3.5 吨/小时以下 (环评产量 5 吨/小时)；异丁烯单元异丁烯产量降至 5 吨/小时以下 (环评产量 7.2 吨/小时)。

6、频呐酮装置频呐酮产量降至 1.75 吨/小时以下 (环评产量 2.5 吨/小时)。

7、环戊烯装置环戊烯产量降至 3.7 吨/小时以下 (环评产量 5.3 吨/小时) 环戊基甲醚产量降至 1.9 吨/小时一下 (环评产量

2.75 吨/小时)

8、加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。

9、锅炉车间按生产需要进行配比。

10、储运车间：停止使用国四及以下重型载货车辆（含燃气）进行运输。一期装置运输量根据生产许可证许可量 38 辆，二期及三期装置根据设计量 19 辆）。

二、具体操作步骤：

1、预处理装置：裂解碳四加氢停车处理。常规碳四加氢总体减少原料处理量，原料日处理量由原来的 320 吨/天，减少至 250 吨/天（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 320 吨/天），处理量每天减少 70 吨左右，减少 21.8%处理量；辅助装置甲醇制氢负荷由 80%降至 30%，总负荷减少 50%。

2、醚化芳构装置：异构单元丁烯进料量减少至 10.4 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 14.8 吨/时），醚化单元进料量减少至 25.8 吨/小时，（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量丁烯进料为 14.8 吨/时，循环物料 22.6 吨/小时）甲醇进料减至 4.5 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 6.4 吨/时）。芳构单元丁烷进料减至 3 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 4.3 吨/时）。工艺加热炉正常运行，重污染天

气采取维持正常生产加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行并严格控制烟气排放指标，烟气氧含量调整在最低范围内 4%—5%左右，做到减少排放，达标排放。

产品产量 MTBE 产量由日产 320 吨以上降至日产 250 吨以下，副产品产量相对降低（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 320 吨/天）。

3、异戊烯装置：异戊烯进料减少至 3.5 吨/小时（新装置 2023 年试生产，环评产量 5 吨/小时）、异丁烯进料减少至 5 吨/小时（新装置 2023 年试生产，环评产量 7.2 吨/小时）。

4、频呐酮装置：频呐酮产量降至 42 吨/天以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 60 吨/天）

5、环戊烯及环戊基甲醚装置：环戊烯产量降至 89 吨/天（新装置 2024 年试生产，环评产量 127 吨天），环戊基甲醚产量降至 46 吨/天（新装置 2024 年试生产，环评产量 66 吨天）

6、锅炉车间：根据生产负荷进行配比。

7、根据生产装置加工量的减少水平，同比例降低原辅材料及产品装卸频次；停止使用国四及以下重型载货车辆（含燃气）进行运输。

8、加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。

9、厂区及周边道路环境采取白天洒水作业，采取每 4 小时

洒水一次，保持厂区及周边道路扬尘合格。（冬季视情况洒水）

10、厂区禁止使用国二及以下的非道路机械车辆。

5.3 1级（红色）响应措施

一、减排措施：

1、预处理装置：常规碳四减少至 17.2 吨/时，（2023 年全年未正常生产，根据环评进料为 24.6 吨/时）；碳五减少 10.9 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据环评进料为 15.7 吨/时）。

2、异构醚化装置：异构单元丁烯进料量减少至 17.2 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 24.6 吨/时）；戊烯进料量减少至 10.9 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 15.7 吨/时），醚化单元进料量跟随异构单元进料量同步变化。

3、芳构单元丁烷进料减至 3 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 4.3 吨/时）。

4、产品 MTBE 产量降至日产 250 吨/天以下（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量产量为 330 吨/天），产品 TAME 产量降至日产 190 吨/天以下（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量产量为 271 吨/天），副产品产量相对降低。

5、异戊烯装置异戊烯产量降至 3.5 吨/小时以下（环评产量 5 吨/小时）；异丁烯单元异丁烯产量降至 5 吨/小时以下（环评

产量 7.2 吨/小时)。

6、频呐酮装置频呐酮产量降至 1.75 吨/小时以下（环评产量 2.5 吨/小时）。

7、环戊烯装置环戊烯产量降至 3.7 吨/小时以下（环评产量 5.3 吨/小时）环戊基甲醚产量降至 1.9 吨/小时一下（环评产量 2.75 吨/小时）

8、加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。

9、锅炉车间按生产需要进行配比。

10、储运车间：停止使用国四及以下重型载货车辆（含燃气）进行运输。一期装置运输量根据生产许可证许可量 38 辆，二期及三期装置根据设计量 19 辆）。

二、具体操作步骤：

1、预处理装置：裂解碳四加氢停车处理。常规碳四加氢总体减少原料处理量，原料日处理量由原来的 320 吨/天，减少至 250 吨/天（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 320 吨/天），处理量每天减少 70 吨左右，减少 21.8%处理量；辅助装置甲醇制氢负荷由 80%降至 30%，总负荷减少 50%。

2、醚化芳构装置：异构单元丁烯进料量减少至 10.4 吨/小时(2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 14.8 吨/时)，醚化单元进料量减少至 25.8 吨/小时，（2023 年全年未

正常生产，根据生产许可证许可量丁烯进料为 14.8 吨/时，循环物料 22.6 吨/小时）甲醇进料减至 4.5 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 6.4 吨/时）。芳构单元丁烷进料减至 3 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 4.3 吨/时）。工艺加热炉正常运行，重污染天气采取维持正常生产加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行并严格控制烟气排放指标，烟气氧含量调整在最低范围内 4%—5%左右，做到减少排放，达标排放。

产品产量 MTBE 产量由日产 320 吨以上降至日产 250 吨以下，副产品产量相对降低（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 320 吨/天）。

3、异戊烯装置：异戊烯进料减少至 3.5 吨/小时（新装置 2023 年试生产，环评产量 5 吨/小时）、异丁烯进料减少至 5 吨/小时（新装置 2023 年试生产，环评产量 7.2 吨/小时）。

4、频呐酮装置：频呐酮产量降至 42 吨/天以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 60 吨/天）

5、环戊烯及环戊基甲醚装置：环戊烯产量降至 89 吨/天（新装置 2024 年试生产，环评产量 127 吨天），环戊基甲醚产量降至 46 吨/天（新装置 2024 年试生产，环评产量 66 吨天）

6、锅炉车间：根据生产负荷进行配比。

7、根据生产装置加工量的减少水平，同比例降低原辅材料及产品装卸频次；停止使用国四及以下重型载货车辆（含燃气）进行运输。

8、加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。

9、厂区及周边道路环境采取白天洒水作业，采取每4小时洒水一次，保持厂区及周边道路扬尘合格。（冬季视情况洒水）

10、厂区禁止使用国二及以下的非道路机械车辆。

重污染天气 I 级/II 级/III 级响应措施

响应级别 I 级 / II 级/III 级)	工序	设备	数量	单位	减排措施
I 级	原料处 原预理	碳四加 深装置	1	套	裂解碳四加氢停车处理。常规碳四加氢减少至 10.4 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量 14.8 吨/小时）。
	醚化 芳构	碳四加 深装置	1	套	1、异构单元进料量减少至 10.4 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量 14.8 吨/小时）。 2、醚化单元丁烯进料量减少至 25.8 吨/小时，（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量丁烯进料为 14.8 吨/小时，循环物料 22.6 吨/小时）甲醇进料减至 4.5 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 6.4 吨/时）。

					<p>3、芳构单元丁烷进料减至 3 吨/小时（2023 年全年未正常生产，投料量根据生产许可证许可量 4.3 吨/小时）。</p> <p>4、工艺加热炉正常运行，重污染天气采取维持正常生产加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。</p> <p>5、产品 MTBE 产量降至日产 250 吨/天以下，副产品产量相对降低（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量 320 吨/天）。</p>
	异戊烯装置	异戊烯、异丁烯加工装置	1	套	<p>异戊烯装置异戊烯产量降至 3.5 吨/小时以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 5 吨/小时）；异丁烯单元异丁烯产量降至 5 吨/小时以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 7.2 吨/小时）。</p>
	频呐酮装置	频呐酮	1	套	<p>频呐酮装置频呐酮产量降至 42 吨/天以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 60 吨/天）。</p>
	环戊烯甲醚装置	环戊烯、环戊基甲醚	1	套	<p>环戊烯产量降至 89 吨/天（新装置 2024 年试生产，环评产量 127 吨/天），环戊基甲醚产量降至 46 吨/天（新装置 2024 年试生产，环评产量 66 吨/天）</p>
	锅炉车间	碳四深加工装置	1	套	<p>锅炉根据生产负荷进行配比。</p>

	储运车间	碳四加氢装置	1	套	<p>1、停止使用国四及以下重型载货车辆（含燃气）进行运输。</p> <p>2、物料车辆周转每天调整为 41 辆（2023 年全年未正常生产，一期装置运输量根据生产许可证许可量 38 辆，二期及三期装置根据设计量 19 辆）。</p> <p>3、严禁国二及以下非道路机械车辆进入厂区</p>
II 级	原料预处理	碳四加氢装置	1	套	裂解碳四加氢停车处理。常规碳四加氢减少至 10.4 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量 14.8 吨/小时）。
	醚化芳构	碳四加氢装置	1	套	<p>1、异构单元进料量减少至 10.4 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量 14.8 吨/小时）。</p> <p>2、醚化单元丁烯进料量减少至 25.8 吨/小时，（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量丁烯进料为 14.8 吨/时，循环物料 22.6 吨/小时）甲醇进料减至 4.5 吨/小时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 6.4 吨/时）。</p> <p>3、芳构单元丁烷进料减至 3 吨/小时（2023 年全年未正常生产，投料量根据生产许可证许可量 4.3 吨/小时）。</p> <p>4、工艺加热炉正常运行，重污染天气采取维持正常生产加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。</p> <p>5、产品 MTBE 产量降至日产 250 吨/天以下，副产品产量相对降低（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量 320 吨/天）。</p>
	异戊烯装置	异戊烯、异	1	套	异戊烯装置异戊烯产量降至 3.5 吨/小时以下（新装置 2023 年试生产，环评产

	置	丁烯加工装置			量5吨/小时); 异丁烯单元异丁烯产量降至5吨/小时以下(新装置2023年试生产, 环评产量7.2吨/小时)。
	频呐酮装置	频呐酮	1	套	频呐酮装置频呐酮产量降至42吨/天以下(新装置2023年试生产, 环评产量60吨/天)。
	环戊烯甲醚装置	环戊烯、环戊基甲醚	1	套	环戊烯产量降至89吨/天(新装置2024年试生产, 环评产量127吨/天), 环戊基甲醚产量降至46吨/天(新装置2024年试生产, 环评产量66吨/天)
	锅炉车间	碳四深加工装置	1	套	锅炉根据生产负荷进行配比。
	储运车间	碳四深加工装置	1	套	1、停止使用国四及以下重型载货车辆(含燃气)进行运输。 2、物料车辆周转每天调整为41辆(2023年全年未正常生产, 一期装置运输量根据生产许可证许可量38辆, 二期及三期装置根据设计量19辆)。 3、严禁国二及以下非道路机械车辆进入厂区
III级	原料处预理	碳四深加工装置	1	套	裂解碳四加氢停车处理。常规碳四加氢减少至10.4吨/小时(2023年全年未正常生产, 根据生产许可证许可量14.8吨/小时)。
	醚化芳构	碳四深加工装置	1	套	1、异构单元进料量减少至10.4吨/小时(2023年全年未正常生产, 根据生产许可证许可量14.8吨/小时)。 2、醚化单元丁烯进料量减少至25.8吨/小时, (2023年全年未正常生产, 根据生产许可证许可量丁烯进料为14.8吨/时, 循环物料22.6吨/小时) 甲醇进料减至4.5吨/小时(2023年全年未正常生产, 根据生产许可证许可量进料为6.4吨/时)。 3、芳构单元丁烷进料减至3吨/小时

					<p>(2023 年全年未正常生产, 投料量根据生产许可证许可量 4.3 吨/小时)。</p> <p>4、工艺加热炉正常运行, 重污染天气采取维持正常生产加热炉运行, 再生烧焦加热炉停止运行。</p> <p>5、产品 MTBE 产量降至日产 250 吨/天以下, 副产品产量相对降低 (2023 年全年未正常生产, 根据生产许可证许可量 320 吨/天)。</p>
异戊烯装置	异戊烯、异丁烯加工装置	1	套	<p>异戊烯装置异戊烯产量降至 3.5 吨/小时以下 (新装置 2023 年试生产, 环评产量 5 吨/小时); 异丁烯单元异丁烯产量降至 5 吨/小时以下 (新装置 2023 年试生产, 环评产量 7.2 吨/小时)。</p>	
频呐酮装置	频呐酮	1	套	<p>频呐酮装置频呐酮产量降至 42 吨/天以下 (新装置 2023 年试生产, 环评产量 60 吨/天)。</p>	
环戊烯甲醚装置	环戊烯、环戊基甲醚	1	套	<p>环戊烯产量降至 89 吨/天 (新装置 2024 年试生产, 环评产量 127 吨/天), 环戊基甲醚产量降至 46 吨/天 (新装置 2024 年试生产, 环评产量 66 吨/天)</p>	
锅炉车间	碳四深加工装置	1	套	<p>锅炉根据生产负荷进行配比。</p>	
储运车间	碳四深加工装置	1	套	<p>1、停止使用国四及以下重型载货车辆 (含燃气) 进行运输。</p> <p>2、物料车辆周转每天调整为 41 辆 (2023 年全年未正常生产, 一期装置运输量根据生产许可证许可量 38 辆, 二期及三期装置根据设计量 19 辆)。</p> <p>3、严禁国二及以下非道路机械车辆进入厂区</p>	

备注：夏秋季臭氧污染期间，根据上级部门要求，进行减排。

六、总结评估

应急响应工作结束后 1 个工作日内，生产部、安环部等部门，根据重污染天气应急响应减排方案和督导检查情况，重污染天气预警及预警解除信息的接收情况，企业内部指令发布情况，各部门应急响应情况，应急响应措施的落实情况，经济成本、环境效益等进行评估。

七、制度保障

（一）人力保障

重污染天气应对工作组成员均在职在岗，做好重污染天气应对工作；若发生人员变动，及时在企业和政府管理部门进行更改备案。

（二）通信保障

企业重污染天气应对工作组成员保证通信畅通，能及时接收政府管理部门发布的重污染预警信息并积极安排企业落实该预警级别的响应工作。

（三）监督机制

企业成立重污染应对监督落实小组，负责监督落实重污染期间企业各项应急响应减排措施的严格落实。

附件 1

山东铭浩化工股份有限公司 企业重污染天气应急响应 “一厂一策”公示牌

企业名称：山东铭浩化工股份有限公司

县区：沂水县 企业类型：化工

企业法人：石国栋，电话：19806395001

措施落实责任人：花立林，电话：19806395021

当前预警级别为 XX（红色、橙色、黄色），执行 XX 级应急响应措施，启动时间：X 年 X 月 X 日 X 时。

重污染天气 III 级预警应急响应措施	重污染天气 II 级预警应急响应措施	重污染天气 I 级预警应急响应措施
<p>减排措施： 1、预处理装置：常规碳四减少至 10.4 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 14.8 吨/时）。</p> <p>2、醚化芳构装置：异构单元丁烯进料量减少至 10.4 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 14.8 吨/时），醚化单元进料量减少至 25.8 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量丁烯进料为 14.8 吨/时，循环物料 22.6 吨/时）甲醇进料减至 4.5 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 6.4 吨/时）。芳构单元丁烷进料减至 3 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 4.3 吨/时）。</p>	<p>减排措施： 1、预处理装置：常规碳四减少至 10.4 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 14.8 吨/时）。</p> <p>2、醚化芳构装置：异构单元丁烯进料量减少至 10.4 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 14.8 吨/时），醚化单元进料量减少至 25.8 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量丁烯进料为 14.8 吨/时，循环物料 22.6 吨/时）甲醇进料减至 4.5 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 6.4 吨/时）。芳构单元丁烷进料减至 3 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 4.3 吨/时）。</p>	<p>减排措施： 1、预处理装置：常规碳四减少至 10.4 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 14.8 吨/时）。</p> <p>2、醚化芳构装置：异构单元丁烯进料量减少至 10.4 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 14.8 吨/时），醚化单元进料量减少至 25.8 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量丁烯进料为 14.8 吨/时，循环物料 22.6 吨/时）甲醇进料减至 4.5 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 6.4 吨/时）。芳构单元丁烷进料减至 3 吨/时（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 4.3 吨/时）。</p>

<p>3、产品 MTBE 产量降至日产 250 吨/天以下，副产品产量相对降低（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 330 吨/天）。</p> <p>4、异戊烯装置异戊烯产量降至 3.5 吨/小时以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 5 吨/小时）；异丁烯单元异丁烯产量降至 5 吨/小时以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 7.2 吨/小时）。</p> <p>5、频呐酮装置频呐酮产量降至 42 吨/天以下（新装置 2023 年试生产）。</p> <p>6、环戊烯产量降至 3.7 吨/小时以下（环评产量 5.3 吨/小时）环戊基甲醚产量降至 1.9 吨/小时一下（环评产量 2.75 吨/小时）。</p> <p>7、加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。</p> <p>8、锅炉车间按生产需要进行配比。</p> <p>9、储运车间：停止使用国四及以下重型载货车辆（含燃气）进行运输、严禁国二及以下非道路机械车辆进入厂区</p> <p>10、物料车辆周转每天调整为 41 辆（2023 年全年未正常生产，一期装置运输量根据生产许可证许可量 38 辆，二期及三期装置根据设计量 19 辆）</p>	<p>3、产品 MTBE 产量降至日产 250 吨/天以下，副产品产量相对降低（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 330 吨/天）。</p> <p>4、异戊烯装置异戊烯产量降至 3.5 吨/小时以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 5 吨/小时）；异丁烯单元异丁烯产量降至 5 吨/小时以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 7.2 吨/小时）。</p> <p>5、频呐酮装置频呐酮产量降至 42 吨/天以下（新装置 2023 年试生产）。</p> <p>6、环戊烯产量降至 3.7 吨/小时以下（环评产量 5.3 吨/小时）环戊基甲醚产量降至 1.9 吨/小时一下（环评产量 2.75 吨/小时）。</p> <p>7、加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。</p> <p>8、锅炉车间按生产需要进行配比。</p> <p>9、储运车间：停止使用国四及以下重型载货车辆（含燃气）进行运输、严禁国二及以下非道路机械车辆进入厂区</p> <p>10、物料车辆周转每天调整为 41 辆（2023 年全年未正常生产，一期装置运输量根据生产许可证许可量 38 辆，二期及三期装置根据设计量 19 辆）</p>	<p>3、产品 MTBE 产量降至日产 250 吨/天以下，副产品产量相对降低（2023 年全年未正常生产，根据生产许可证许可量进料为 330 吨/天）。</p> <p>4、异戊烯装置异戊烯产量降至 3.5 吨/小时以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 5 吨/小时）；异丁烯单元异丁烯产量降至 5 吨/小时以下（新装置 2023 年试生产，环评产量 7.2 吨/小时）。</p> <p>5、频呐酮装置频呐酮产量降至 42 吨/天以下（新装置 2023 年试生产）。</p> <p>6、环戊烯产量降至 3.7 吨/小时以下（环评产量 5.3 吨/小时）环戊基甲醚产量降至 1.9 吨/小时一下（环评产量 2.75 吨/小时）。</p> <p>7、加热炉运行，再生烧焦加热炉停止运行。</p> <p>8、锅炉车间按生产需要进行配比。</p> <p>9、储运车间：停止使用国四及以下重型载货车辆（含燃气）进行运输、严禁国二及以下非道路机械车辆进入厂区</p> <p>10、物料车辆周转每天调整为 41 辆（2023 年全年未正常生产，一期装置运输量根据生产许可证许可量 38 辆，二期及三期装置根据设计量 19 辆）</p>
---	---	---

附件 2

企业重污染天气应急终止评估表

企业名称(盖章)		应急响应级别	
应急响应负责人		联系方式	
应急启动时间	年 月 日 时 分	应急终止时间	年 月 日 时 分
响应期间 主要控制措施			
减排基数(依据 应急前一周实际 生产排放情况核 定)	VOCs:		单位: kg/h
应急实施期间主 要污染物减排总 量	VOCs:		单位: kg/h
应急实施后主要 污染物减排比例 及是否达到减排 目标	VOCs:		是否达到减排目标: <input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否

企业负责人:

县区审核人:

填表日期:

