

中国石化催化剂有限公司

天津新材料生产基地建设项目（一阶段）

竣工环境保护验收监测报告

建设单位：中石化催化剂（天津）有限公司

2025 年 4 月

建设单位：中石化催化剂（天津）有限公司

法人代表：

项目联系人：

编制单位：北京益普希环境咨询顾问有限公司

法人代表：陈涛

建设单位：中石化催化剂（天津）有限公司

电话：022-59891907

邮编：300280

地址：天津经济技术开发区南港工业区石化大道东侧、创新路北侧地块

编制单位：北京益普希环境咨询顾问有限公司

电话：010-84450800

邮编：100176

地址：北京经济技术开发区凉水河二街8号院3号楼B座4层

目 录

1.项目概况	1
2.验收依据	3
2.1 建设项目环境保护相关法律、法规和规章制度	3
2.2 建设项目竣工环境保护验收技术规范	3
2.3 建设项目环境影响报告书及其审批部门审批决定	4
2.4 其他相关文件	4
3.建设项目工程概况	5
3.1 地理位置	5
3.2 生产规模及产品方案	7
3.3 建设内容	8
3.4 建构筑物情况	17
3.5 原辅材料及能源消耗情况	20
3.6 工作人员及工作制度	21
3.7 公辅工程	22
3.7.1 供水工程	22
3.7.2 排水工程	22
3.7.3 供电工程	23
3.7.4 蒸汽	23
3.7.5 天然气	23
3.7.6 氮气	23
3.7.7 空压站	23
3.7.8 仓库	24
3.7.9 罐区	27
4.生产工艺及产排污	28
4.1 银催化剂装置	28
4.2BSG 催化剂装置（属于聚烯烃催化剂装置）	34
4.3BCM 催化剂载体装置（属于聚烯烃催化剂装置）	38

4.4BCM 催化剂装置（属于聚烯烃催化剂装置）	42
4.5BCE 催化剂装置（属于聚烯烃催化剂装置）	49
4.6BCND 催化剂装置（属于聚烯烃催化剂装置）	55
4.7 茂金属催化剂装置（属于聚烯烃催化剂装置）	63
4.8 氯化镁加工装置（属于聚烯烃催化剂装置）	66
5.项目变动情况	68
5.1 储运工程变化	68
5.2 污染防治措施变化	72
5.2.1 银催化剂废气排放口 G4、G6	72
5.2.2 焚烧炉排气筒 G7 脱硝措施变化	73
5.2.3 氯化镁装置尾气排放变化	73
5.2.4BSG 催化剂装置干燥尾气处理方式变化	73
5.2.5 危废库废气处理设施变化	74
5.2.6 中心化验室废气排放口变化	75
5.2.7 固废暂存设施变化情况	76
5.2.8 风险防范措施变化分析	77
5.3 与重大变动清单对比分析	78
6.污染源及治理措施	82
6.1 废气	82
6.2 废水	89
6.3 噪声	90
6.4 固体废物	90
6.5 其他环境保护措施	93
6.5.1 环境风险防范措施	93
6.5.2 地下水及土壤污染防治措施	103
6.5.3 排污口规范化	105
6.5.4 排污许可落实情况	117
6.5.5 环保设施投资	117

6.5.6 “三同时”落实情况	118
6.5.7 环保管理及日常监测计划	119
7.环境影响报告书主要结论及审批部门审批决定	125
7.1 环境影响报告书主要结论符合分析	125
7.2 环评批复要求符合分析	136
8.验收执行标准	152
8.1 废气	152
8.2 废水	154
8.3 噪声	154
8.4 固体废物	155
8.5 总量控制指标	155
9.验收监测内容	157
9.1 环境保护设施调试效果	157
9.2 污染物排放监测	157
9.3 质量保证和质量控制	159
9.3.1 监测分析方法	159
9.3.2 气体监测分析过程中的质量保证与质量控制	162
9.3.3 水质监测分析过程中的质量保证与质量控制	163
9.3.4 噪声监测分析过程中的质量保证与质量控制	163
9.3.5 人员资质、采样及分析仪器	163
10.验收监测结果及分析	164
10.1 验收监测期间生产工况	164
10.2 验收监测结果	164
10.2.2 废气监测结果	166
10.2.3 废水监测结果	183
10.2.4 噪声监测结果	186
10.2.5 地下水监测结果	186
10.2.6 污染物总量排放总量核算	192

11.验收结论	195
11.1 项目基本情况	195
11.2 环境保护设施建设情况	196
11.3 结论	198
12.建议	199
13.附件	200
13.1 环评批复	200
13.2 用地规划许可证	210
13.3 排污许可证	211
13.4 区域大气污染物削减方案落实情况说明	212
13.5 突发环境事件应急预案备案	214
13.6 污水处理协议	216
13.7 危废处理协议	236
13.7.1 恩彻尔(天津)环保科技有限公司	236
13.7.2 天津滨海合佳威立雅环境服务有限公司	255
13.7.3 天津绿展环保科技有限公司	277
13.8 雨水监测报告	296
13.9 验收监测报告	300
13.9.1 废水	300
13.9.2 焚烧炉 G7 废气	309
13.9.3 有组织废气	335
13.9.4 无组织废气	386
13.9.5 噪声	414
13.9.6 地下水	421

1.项目概况

根据中国石化集团公司“十四五”发展规划的要求，中国石化集团公司成立中国石化催化剂有限公司，在天津南港工业区石化大道东侧、创新路北侧地块建设“天津新材料生产基地建设项目”。中国石化催化剂有限公司委托编制的《中国石化催化剂有限公司天津新材料生产基地建设项目环境影响报告书》于2022年1月30日取得了天津经济技术开发区生态环境局批复（津开环评书（2022）3号），建设内容包括2000吨/年银催化剂生产装置、1250吨/年聚烯烃催化剂和配套载体生产装置、20000吨/年择形分子筛生产装置、20000吨/年加氢催化剂载体基础材料生产装置、1000吨/年碳二碳三催化剂生产装置、18000吨/年常规分子筛生产装置、5000吨/年吸附剂生产装置及其配套的公用工程和辅助设施。

中国石化催化剂有限公司于2022年2月成立全资子公司中石化催化剂（天津）有限公司并由其负责“天津新材料生产基地建设项目”的建设、后期经营管理。

天津新材料生产基地建设项目于2022年2月开工，考虑到项目整体实施周期较长，因此采取分阶段建设、分阶段验收方式推进项目进展。其中第一阶段工程内容为1000吨/年银催化剂生产装置、650吨/年聚烯烃催化剂和配套载体生产装置、相关公用工程及辅助设施。一阶段工程涉及产品包括银催化剂、聚烯烃催化剂（BSG催化剂、BCM催化剂、BCE催化剂、BCND催化剂、茂金属催化剂）。一阶段工程建设过程中，部分废气、废水及固体废物治理措施进行了优化调整；一阶段工程于2024年5月竣工。

中石化催化剂（天津）有限公司已于2024年5月7日首次申请并取得排污许可证，管理类别为重点管理，证书编号为91120116MA7JA1573C001V。中石化催化剂（天津）有限公司已编制《中石化催化剂（天津）有限公司突发环境事件应急预案》并于2024年5月13日在天津市经济技术开发区生态环境局进行备案登记，环境风险等级为较大，备案编号为120116-KF-2024-066-M。

中石化催化剂（天津）有限公司对照现行环保法规及标准规范及管理要求，项目环评报告及批复，对第一阶段工程建设内容进行了环保自查，认为一阶段工程内容及配套环保设施已落实了环评报告及批复相关要求，不涉及建设项目重大变动。在上述基础上，制定了本次竣工环保验收监测计划，并于2024年6月开

始逐机调试运行，分别委托天津市宇相津准科技有限公司、天津市环鉴环境检测有限公司于 2024 年 10 月 31~11 月 13 日、12 月 4~12 日、12 月 17~20 日、12 月 19~29 日、2025 年 1 月 2~3、1 月 23~24 日选择稳定的代表性工况进行了现场采样监测，根据监测结果和现场核查情况编制了《中石化催化剂（天津）有限公司天津新材料生产基地建设项目（第一阶段）竣工环境保护验收监测报告》。

本次验收为《中国石化催化剂有限公司天津新材料生产基地建设项目环境影响报告书》一阶段工程验收，验收范围包括 1000 吨/年银催化剂生产装置、650 吨/年聚烯烃催化剂和配套载体生产装置、相关公用工程及辅助设施。一阶段工程涉及产品包括银催化剂、聚烯烃催化剂（BSG 催化剂、BCM 催化剂、BCE 催化剂、BCND 催化剂、茂金属催化剂）。

后续剩余的 1000 吨/年银催化剂生产装置、600 吨/年聚烯烃催化剂和配套载体生产装置、20000 吨/年择形分子筛生产装置、20000 吨/年加氢催化剂载体基础材料生产装置、1000 吨/年碳二碳三催化剂生产装置、18000 吨/年常规分子筛生产装置、5000 吨/年吸附剂生产装置待建成条件成熟后，择机组织竣工环保验收。

2.验收依据

2.1 建设项目环境保护相关法律、法规和规章制度

（1）《中华人民共和国环境保护法》（中华人民共和国主席令第九号修订，2015 年 1 月 1 日起施行）；

（2）《中华人民共和国大气污染防治法》（中华人民共和国主席令第十六号第二次修正，2018 年 10 月 26 日起施行）；

（3）《中华人民共和国水污染防治法》（中华人民共和国主席令第七十号第二次修正，2018 年 1 月 1 日起施行）；

（4）《中华人民共和国环境噪声污染防治法》（中华人民共和国主席令第二十四号修正，2018 年 12 月 29 日起施行）；

（5）《中华人民共和国固体废物污染环境防治法》（中华人民共和国主席令第四十三号第二次修订，2020 年 9 月 1 日起施行）；

（6）《中华人民共和国土壤污染防治法》（中华人民共和国主席令第八号通过，2019 年 1 月 1 日起施行）。

2.2 建设项目竣工环境保护验收技术规范

（1）《建设项目环境保护管理条例》，中华人民共和国国务院令[2017]第 682 号，2017.10.1 实施；

（2）《关于发布建设项目竣工环境保护验收暂行办法的公告》，国家环境保护部办公厅国环规环评[2017]4 号，2017.11.20 实施；

（3）关于发布《建设项目竣工环境保护验收技术指南 污染影响类》的公告，生态环境部公告 2018 年第 9 号，2018.5.15 实施；

（4）关于印发<污染影响类建设项目重大变动清单（试行）>的通知（环办环评函[2020]688 号）；

（5）《排污许可证申请与核发技术规范 总则》（HJ 942-2018）；

（6）《排污许可证与核发技术规范 专用化学产品制造工业》（HJ 1103-2020）；

（7）《排污许可证申请与核发技术规范 危险废物焚烧》（HJ 1038-2019）；

（8）《排污单位自行监测技术指南 总则》（HJ 819-2017）；

（9）《排污单位自行监测技术指南 固体废物焚烧》（HJ 1205-2021）；

（10）《关于发布<天津市污染源排放口规范化技术要求>的通知》（津环保监测[2007]57号）；

（11）《排污单位污染物排放口监测点位设置 技术规范》（HJ 1405-2024）。

2.3 建设项目环境影响报告书及其审批部门审批决定

（1）《中国石化催化剂有限公司天津新材料生产基地建设项目环境影响报告书》，2022年1月；

（2）《中国石化催化剂有限公司天津新材料生产基地建设项目环境影响报告书的批复》（津开环评书〔2022〕3号），2022年1月30日。

2.4 其他相关文件

（1）中石化催化剂（天津）有限公司排污许可证；

（2）中石化催化剂（天津）有限公司提供的与天津新材料生产基地建设项目有关的基础技术资料及其他文件。

3.建设项目工程概况

本次验收为《中国石化催化剂有限公司天津新材料生产基地建设项目环境影响报告书》一阶段工程验收，验收范围包括 1000 吨/年银催化剂生产装置、650 吨/年聚烯烃催化剂和配套载体生产装置、相关公用工程及辅助设施。一阶段工程涉及产品包括银催化剂、聚烯烃催化剂（BSG 催化剂、BCM 催化剂、BCE 催化剂、BCND 催化剂、茂金属催化剂）以及全厂公辅工程。

3.1 地理位置

中石化催化剂（天津）有限公司位于天津经济技术开发区南港工业区石化大道东侧、创新路北侧地块，厂址中心坐标 117.585163°E、38.701569°N，总占地面积 462341m²。

地理位置详见附图 3.1-1。



图 3.1-1 项目地理位置图

中石化催化剂（天津）有限公司厂界东侧为安建路（南港二街），隔街东侧为中石化石科院(天津)科技发展有限公司，南侧为创新路，隔街南侧为南港工业

区污水处理厂，西侧为大唐国际南港公用岛及空地，北侧为泰环路。周边环境详见附图 3.1-2。



图 3.1-2 项目周边关系图

3.2 生产规模及产品方案

一阶段工程各生产装置、产品方案与环评内容一致，情况如下。

表 3.2-1 一阶段工程各装置生产规模及产品方案表

序号	装置名称	产品名称	环评设计生产规模 t/a	一阶段实际生产规模 t/a	变化情况
1	碳二碳三催化剂装置	碳二碳三催化剂	1000	未建设	/
2	银催化剂装置	银催化剂	1000	1000	与环评内容一致
		银催化剂	1000	未建设	/
3	聚烯烃催化剂装置				
3-1	BSG 催化剂装置	BSG 催化剂	100	100	与环评内容一致
3-2	BCM 催化剂装置	BCM 催化剂	100	100	与环评内容一致
		31%盐酸	474.05	474.05	
3-3	BCM 催化剂载体装置	BCM 催化剂载体	100	100	与环评内容一致
3-4	BCE 催化剂装置	BCE 催化剂	200	200	与环评内容一致

序号	装置名称	产品名称	环评设计生产规模 t/a	一阶段实际生产规模 t/a	变化情况
		31%盐酸	827.87	827.87	一致
		BCE 催化剂	200	未建设	/
		31%盐酸	827.87		
3-5	BCND 催化剂装置	BCND 催化剂	200	200	与环评内容一致
		31%盐酸	943.77	943.77	与环评内容一致
3-6	茂金属催化剂装置	茂金属催化剂	50	50	与环评内容一致
3-7	球形催化剂装置	球形催化剂	400	未建设	/
		31%盐酸	1600		
		钛白添加剂	1865.6		
3-8	球形催化剂载体装置	球形催化剂载体	1000	未建设	/
4	择形分子筛装置	择形分子筛	20000	未建设	/
5	常规分子筛装置	常规分子筛	18000	未建设	/
6	吸附剂装置	吸附剂	5000	未建设	/
7	加氢催化剂载体基础	加氢催化剂载体基础	20000	未建设	/
8	2#污水处理站	蒸发杂盐	52744	未建设	/

3.3 建设内容

一阶工程建设内容包括 1000 吨/年银催化剂生产装置、650 吨/年聚烯烃催化剂和配套载体生产装置、公辅工程，一阶段工程实际建设内容与排污许可证内容一致，与环评报告内容的对比分析见下表。

表 3.3-1 一阶段工程组成情况表

类别		环评内容	一阶段建设内容	变化情况
主体工程	碳二碳三催化剂装置	设计规模 1000t/a。	未建设	/
	银催化剂生产装置	设计规模 2×1000t/a，包括高选择性银催化剂、高效银催化剂，采用载体原料混炼技术、银催化剂载体排切成型技术、银催化剂载体连续焙烧技术。	已建 1 套 1000t/a 银催化剂生产装置，采用载体原料混炼技术、银催化剂载体排切成型技术、银催化剂载体连续焙烧技术。	与环评内容一致
			未建 1 套 1000t/a 银催化剂生产装置。	/
	聚烯烃催化剂装置	BSG 催化剂生产装置	设计规模 100t/a	与环评内容一致
		BCM 催化剂生产装置(含载体)	设计规模 100t/a	与环评内容一致
		BCE 催化剂生产装置	设计规模 2×200t/a	与环评内容一致
			未建 1 套 200t/a BCE 催化剂装置。	/
		BCND 催化剂生产装置	设计规模 200t/a	与环评内容一致
		茂金属催化剂生产装置	设计规模 50t/a	与环评内容一致
		球形催化剂生产装置	设计规模 400t/a，催化剂载体设计规模 1000t/a。	未建设
	常规分子筛装置		设计规模 1.8 万 t/a	未建设
	择形分子筛装置		设计规模 2 万 t/a	未建设
	加氢催化剂载体基础材料装置		设计规模 2 万 t/a	未建设
	吸附剂装置		设计规模 5000t/a	未建设
	食堂		配餐室	与环评内容一致
辅助工程	生产管理中心		生产管理，占地面积 3456.19m ² ，6 层。	与环评内容一致
	综合服务楼		行政办公、生产交接班和休息区，占地面积 5418.78m ² ，4 层。	与环评内容一致
	分析化验楼/科研楼		在厂前区设置一个中心化验室，负责本项目新建的催化剂装置及相应的公用工程及配套辅助设施的分析化验工作，占地面积 1662.99m ² ，3 层。	与环评内容一致
	消防水站		供应全厂的消防用水，消防水站内设两座消防水罐，每座有效容积为 1200m ³ ，总储水量 2400m ³ ；消防水站供水能力 972m ³ /h，供水压力为 1.0MPa。	与环评内容一致
	中心控制室		生产操作远程控制	与环评内容一致

类别		环评内容	一阶段建设内容	变化情况
储运工程	仓库	新建 7 座仓库，原料库 1 座；综合性产品库 1 座；银催化剂和碳二碳三半成品、产品、成品包装库 1 座；聚烯烃催化剂半成品和产品库各 1 座；危险化学品库 1 座，用于储存本项目所需要的原料、半成品、产品及生产所需的备品备件。	已建 5 座仓库。 （1）原料库一（丙）：用于银催化剂、聚烯烃催化剂原料、机电设备零部件存储。 （2）半成品/成品库/包装厂房：银催化剂半成品、产品库、成品包装组成建筑联合体。 （3）危险化学品库 1：用于银催化剂、聚烯烃催化剂使用的危化品原料。 （4）聚烯烃催化剂半成品库：储存研磨氯化镁、BCM 载体。 （5）聚烯烃催化剂成品库：储存各种聚烯烃催化剂产品。	各仓库用途不变，同时综合考虑未建设内容，各仓库均按照全厂存储能力建设，在满足一阶段工程原料、产品储存需要的同时，也为未建设预留了存储区域。仓库占地面积调整较小，不属于重大变动（详见 5.3 章节计算）。
			未建设 2 座仓库（原料库 1 座、综合产品库 1 座）	/
	罐区	新建罐区两座，原辅材料储罐共计 30 台，总罐容 2951m³。 甲类罐组：甲苯 38m³×2、己烷 38m³×2、四氢呋喃 9m³、乙醇 50m³×2、环氧氯丙烷 5m³、正硅酸乙酯 14m³、磷酸三丁酯 50m³、乙二胺 75m³、乙醇胺 75m³、邻苯二甲酸二异丁酯 9m³、一正丁胺 95m³、白油（100#）50m³、白油（68#）50m³	甲类罐组：甲苯 38m ³ ×2、己烷 38m ³ ×2、四氢呋喃 38m ³ 、乙醇 50m ³ ×2、正硅酸乙酯 31m ³ 、磷酸三丁酯 50m ³ 、乙二胺 50m ³ 、乙醇胺 50m ³ 、白油（100#）50m ³ 、白油（68#）50m ³	考虑供应链运输周期、物流能力等原因，部分储罐容积发生变化。实际建设的四氢呋喃、正硅酸乙酯储罐容积增加，乙二胺、乙醇胺储罐容积减少，其余储罐与环评一致。
			乙类罐组：环氧氯丙烷 9m ³	将环评中甲类罐区中的环氧氯丙烷单独建设成为乙类罐组，储罐容积增加。一阶段工程甲类、乙类罐组由于储罐容积变化造成的 VOCs 排放量变化已通过其他工序的治理设施升级进行平衡（详见 5.3 章节计算）。
			未建设 2 座储罐（邻苯二甲酸二异丁酯 9m ³ 、一正丁胺 95m ³ ）	/
		无机罐组：四氯化钛 80m³×2、碱液（46%）62m³、浓硝酸 35m³、盐酸 70m³×3、浓硫酸 100m³×2、液碱（46%）200m³×3、水玻璃 500m³×2	无机罐组：四氯化钛 80m ³ ×2、碱液（46%）62m ³ 、浓硝酸 35m ³ 、盐酸 85m ³ ×3	盐酸储罐容积增加，不改变呼吸废气中产生强度（详见 5.3 章节分析）；其余已建储罐与环评一致。
			未建设 7 座无机储罐（浓硫酸 100m ³ ×2、液碱（46%）200m ³ ×3、水玻璃 500m ³ ×2）	/
	运输	一套汽车装卸设施，满足原辅料储罐区域的液体物料进场需求和罐区盐酸副产品的出厂需求。	一套汽车装卸设施，满足原辅料储罐区域的液体物料进场需求和罐区盐酸副产品的出厂需求。	与环评内容一致
公	供水工程	采用市政水作为水源，依托天津市南港工业区水	采用市政水作为水源，依托天津市南港工业区水务	与环评内容一致

类别	环评内容	一阶段建设内容	变化情况
用 工 程		务有限公司。	有限公司。
	去离子水	建在银催化剂装置区为银催化剂装置和碳二碳三催化剂装置提供工艺生产所需的除盐水。	已建银催化剂装置区内建设 1 套 1t/d 的去离子水装置，为工艺生产所需的除盐水。
		未建设 1000t/a 银催化剂装置、碳二碳三催化剂装置配套去离子水制备设施。	/
	净水站	建在厂区，规模为 400m ³ /h，为常规分子筛、择形分子筛、加氢催化剂载体基础材料和吸附剂生产装置提供除盐水。	未建设
	循环水	两座设计规模为 3000m ³ /h 循环水站。	已建 1 座 3000m ³ /h 循环水站。
			未建 1 座 3000m ³ /h 循环水站。
	供电工程	采用 110kV 等级电源进线方案，由腾飞路 110kV 母线和南港乙烯项目的 110kV 母线分别引接两路 110kV 电源，厂内设 4 个变电所	已建 3 座变电所，采用 35Kv 腾飞路母线、双回路供电。
			未建设 1 座变电所
	蒸汽	依托园区蒸汽管网，自项目西侧蒸汽管线接入企业，分输站出口蒸汽参数：压力 1.3~1.6MPa，温度为 320~330℃。	依托园区蒸汽管网，自项目西侧蒸汽管线接入企业，分输站出口蒸汽参数：压力 1.3~1.6MPa，温度为 320~330℃。
	天然气	依托创新路南侧现有燃气管线，设计压力 1.6MPa，厂区内拟新建天然气调压站及计量设施，运行压力为 0.6~1.4MPa	依托创新路南侧现有燃气管线，设计压力 1.6MPa，厂区内建设天然气调压站及计量设施，运行压力为 0.6~1.4MPa
	氮气	依托园区的氮气管网输送至本项目界区，压力 0.8~1.0MPa。	外购液氮，厂区内气化后使用
	空压站	八台 7500Nm ³ /h 的空气压缩机，六开两备。	已建 2 台，规格分别为 1500Nm ³ /h、300Nm ³ /h，无备用。
			未建设 6 台 7500Nm ³ /h 的空气压缩机。
	消防水站	供应全厂的消防用水，消防水站内设两座消防水罐，每座有效容积为 1200m ³ ，总储水量 2400m ³ ；消防水站供水能力 972m ³ /h，供水压力为 1.0MPa。	供应全厂的消防用水，消防水站内设两座消防水罐，每座有效容积为 1200m ³ ，总储水量 2400m ³ ；消防水站供水能力 972m ³ /h，供水压力为 1.0MPa。

表 3.3-2 一阶段环保工程组成情况表

类别		环评内容	一阶段建设内容	变化情况
废气	碳二碳三催化剂装置	载体网带窑焙烧废气、辊道窑焙烧废气、喷钼干燥废气、淋银铋分解废气、载体干燥废气、淋钾干燥废气和浸渍液配置废气送“碱液洗涤塔”处理，处理后废气经 40m 高排气筒 G1。	未建设	/
		物料混合、载体选粉、成品包装废气分别经“布袋除尘器”处理后，合并至 1 根 28.2m 高排气筒 G2 排放。	未建设	/
	1#银催化剂生产装置	银催化剂活化尾气通过“热力催化焚烧氧化+2#SCR”处理、推板窑尾气通过“1#SCR+碱洗塔”处理、草酸银反应釜废气通过“2#SCR”处理、干燥带尾气通过“碱洗塔”处理，处理后的废气汇入 40m 高排气筒 G3 排放。	银催化剂活化尾气通过“CO 氧化+2#SCR”处理、推板窑尾气通过“1#SCR+碱洗塔”处理、草酸银反应釜废气通过“2#SCR”处理、干燥带尾气通过“碱洗塔”处理，处理后的废气汇入 40m 高排气筒 G3（DA001）排放。	与环评内容一致
	2#银催化剂生产装置	银催化剂活化尾气通过“热力催化焚烧氧化+2#SCR”处理、推板窑尾气通过“1#SCR+碱洗塔”处理、草酸银反应釜废气通过“2#SCR”处理、干燥带尾气通过“碱洗塔”处理，处理后的废气汇入 40m 高排气筒 G4 排放。	未建设	/
	1#银催化剂生产装置	原料投加混合、载体选粉、成品包装工序含尘废气分别通过配套“布袋除尘器”处理后，合并至 1 根 28.2m 高排气筒 G4 排放。	银催化剂工艺含尘废气通过各工序配套“布袋除尘器”处理后，合并至 28.2m 高排气筒 G4（DA002）排放。 银催化剂包装废气通过“布袋除尘器”处理后 26.9m 高排气筒 G6（DA014）排放。	综合考虑未建设内容，对银催化剂生产车间及包装车间布局进行优化，一阶段已建成的 1 座银催化剂生产厂房及 1 座包装厂房内预留 2#银催化剂生产装置位置，待 2 套银催化剂生产装置建成后，银催化剂生产车间设置 1 根 28.2m 高工艺含尘废气排气筒 G4（DA002）、银催化剂包装车间设置 1 根 26.9m 高包装废气排气筒 G6（DA014），不增加全厂银催化剂生产装置涉及的排气筒总数。
	2#银催化剂生产装置	原料投加混合、载体选粉、成品包装工序含尘废气分别通过配套“布袋除尘器”处理后，合并至 1 根 28.2m 高排气筒 G5 排放。	未建设	
	聚烯烃催化剂生产装置	（1）BSG 催化剂喷雾干燥尾气通过催化氧化设备处理后经 15m 排气筒 G9 排放。 （2）BSG 催化剂生产装置尾气、BCM 载体生产装置尾气、BCM 催化剂生产装置尾气、（1#）BCE 催化剂生产装置尾气、BCND 催化剂生产装置尾气、茂金属催化剂生产装置尾气、评价装置尾气送入 1#焚烧炉。1#焚烧炉采用低氮燃烧器，	BSG 催化剂喷雾干燥尾气、BSG 催化剂生产装置尾气、BCM 载体生产装置尾气、BCM 催化剂生产装置尾气、（1#）BCE 催化剂生产装置尾气、BCND 催化剂生产装置尾气、BSG 催化剂喷雾干燥尾气、茂金属催化剂生产装置尾气、评价装置尾气送入 1#焚烧炉。1#焚烧炉采用低氮燃烧器，	考虑 BSG 催化剂喷雾干燥尾气气量较小、VOCs 浓度较低，一阶段工程将 BSG 催化剂喷雾干燥尾气由环评阶段采用催化氧化设备处理后通过 15m 排气筒

类别		环评内容	一阶段建设内容	变化情况
		价装置尾气送入 1#焚烧炉。1#焚烧炉采用低氮燃烧器，焚烧烟气通过“急冷塔+水洗塔+碱洗塔+湿式电除尘器+SNCR 脱硝反应器”处理后经 40m 高排气筒 G7 排放。	焚烧烟气通过“急冷塔+水洗塔+碱洗塔+湿式电除尘器+SNCR 脱硝反应器”处理后经 40m 高排气筒 G7（DA011）排放。	G9 排放，改为 BSG 催化剂喷雾干燥尾气送至 1#焚烧炉进行处理。 1#焚烧炉尾气处理优化工艺顺序，脱硝由环评阶段的 SNCR 改为 SCR。
		（2#）BCE 催化剂生产装置尾气、球形催化剂生产装置尾气、球形载体生产装置尾气送至 2#焚烧炉。2#焚烧炉采用低氮燃烧器，焚烧烟气通过“急冷塔+水洗塔+碱洗塔+湿式电除尘器+SNCR 脱硝反应器”处理后经 40m 高排气筒 G8 排放。	未建设	/
		氯化镁加工装置放空气含尘废气分别通过各产尘点配套“布袋除尘器”处理后，合并至 1 根 18m 高排气筒 G10 排放。	氯化镁加工装置尾气分别通过各产尘点配套“布袋除尘器”处理后，合并至 18m 高排气筒 G10（DA013）排放。	与环评内容一致
	常规分子筛装置	略	生产装置未建设	/
	择形分子筛装置	略	生产装置未建设	/
	加氢催化剂载体基础材料装置	略	生产装置未建设	/
	吸附剂装置	略	生产装置未建设	/
	罐区	盐酸储罐废气通过“碱洗罐”处理后经 15m 高排气筒 G23 排放。	盐酸储罐废气通过“碱洗罐”处理后经 15m 高排气筒 G23（DA012）排放。	与环评内容一致
		罐区有机废气送入 1#焚烧炉处理。	罐区有机废气送入 1#焚烧炉处理。	与环评内容一致
	危废库	1#危废库废气经“过滤棉+活性炭过滤+化学过滤”处理后经 15m 高排气筒 G24 排放。	一阶段建设 1 座固废库，内部设置多个不联通独立分区，1392m² 用于危废暂存、96m² 用于一般固废暂存。固废库各分区内设置废气收集管道，废气分别经 2 套“过滤棉+活性炭过滤+化学过滤”处理后经 15m 高排气筒 G24（DA010）、G25（DA009）排放。	已建设固废库内精细化管理，设置多个独立分区对不同类别的危废进行暂存；根据暂存危废性质以及废气特点，固废库共设置 2 套废气处理设施及排气筒；危废库废气设置活性炭前增加过滤，不改变处理效率。 待未建设的 2#危废库建成后，全厂共设置 2 危废库、1 座一般固废库，用途仍与环评内容一致。2 座危废库合计设置 2 根 15m 高排气筒，不改变排放口数量。

类别	环评内容	一阶段建设内容	变化情况
	2#危废库废气经“过滤棉+活性炭过滤+化学过滤”处理后经15m高排气筒G25排放。	未建设	/
	中心化验室 中心化验室废气分别通过6套“吸附催化一体式废气净化装置”处理后经6根18m高排气筒G25~31排放。	中心化验室按照实验分区共设置12套“吸附催化一体式废气净化装置”，处理后废气两两合并，经5根24m高排气筒G26（DA004）、G27（DA003）、G28（DA005）、G29（DA008）、G30（DA006）以及1根26m高排气筒G31（DA007）排放。	中心化验室各实验分区根据实际集气面积调整了各分区对应处理设施风量；中心化验室废气排放口为满足采样口前四后二倍管径要求，分别加高。详见章节5变动分析。
		中心化验室3F-01实验分区为空置状态，不开展实验分析，待建成后另行履行验收手续。3F-01F分区废气经配套吸附催化一体式废气净化装置处理后合并至G30（DA006），一阶段工程在其出口设置隔板进行阻断。	不在本次验收范围内
	食堂 食堂油烟通过“油烟净化器”处理后经15m高排气筒G32排放。	食堂油烟分别通过2套“油烟净化器”处理后经楼顶排气筒G32、G33排放。	食堂油烟废气治理设施数量增加，2套处理设施出口管径较大无法合并。
废水	含银废水预处理 设计规模40m ³ /d，在银催化剂装置区内新建一套含银污水预处理系统，用来回收银催化剂工艺污水中的银，经银回收工序处理后的污水送1#污水处理站的含盐污水系统进行深度处理。	一阶段先期已建成1套20m ³ /d含银污水预处理设施（配套处理1#银催化剂生产装置含银废水），用来回收银催化剂工艺污水中的银，经银回收工序处理后的污水送1#污水处理站的含盐污水系统进行深度处理。	与环评内容一致
		未建设1套20m ³ /d含银污水预处理设施（配套处理未建设2#银催化剂生产装置）	不在本次验收范围内
	含氨废水预处理 设计规模2×40m ³ /h，2#污水处理站配套建设一套含氨污水预处理系统，接收常规分子筛和择形分子筛的含氨污水，调节pH值后送入减压汽提脱氨装置处理，处理后的水送入污水处理站2#的含盐污水处理装置。	未建设，一阶段工程不产生含氨废水	不在本次验收范围内
	1#污水处理站 一般污水处理系统：设计规模30m ³ /h，采用调节+高效沉淀+转盘纤维过滤处理工艺。正常情况下经池在线监测合格的污水直接排至园区污水处理厂，不合格污水经过絮凝沉淀+过滤工艺处理，其满足园区接纳标准后排入园区污水处理厂 含盐污水处理系统：设计处理规模5m ³ /h，采用双效蒸发处理工艺。污水经过含盐污水调节罐中和处理后蒸发成盐，蒸发凝结水送入一般污水处理系统。 污泥处理：一般污水处理过程中产生的化学污泥送至叠螺脱水	一般污水处理系统：处理规模30m ³ /h，采用调节+高效沉淀+转盘纤维过滤工艺。正常情况下经在线监测合格的污水直接排至园区污水处理厂，不合格污水经过絮凝沉淀+过滤工艺处理，其满足园区接纳标准后排入园区污水处理厂	与环评内容一致
		含盐污水处理系统：设计处理规模5m ³ /h，污水经过含盐污水调节罐中和处理后采用多效蒸发的方式成盐，蒸发凝结水送入一般污水处理系统。	与环评内容一致
		污泥处理：一般污水处理过程中产生的化学污泥送至叠螺	与环评内容一致

类别	环评内容	一阶段建设内容	变化情况
	机，脱水后污泥外委有资质单位处理。	脱水机，脱水后污泥外委有资质单位处理。	
2#污水处理站	一般污水：设计规模 160m³/h，经污水收集罐收集后，经全厂出水池合格后送入园区污水处理厂。 含盐污水：设计规模 260m³/h，含盐污水和脱氨后污水首先进入调节罐均质，经过中和池、沉淀、过滤、超滤、离子交换+DTRO 处理后淡水回用，浓水进入多效蒸发处理装置成盐，蒸发凝结水部分回用，剩余部分送园区污水处理厂，蒸发系统蒸馏水回用。 污泥处理：污水处理站 2#各环节产生的污泥先送入污泥罐中，随后进入板框压滤机脱水，产生的胶渣外委有资质单位处置。	未建设，2#污水处理站用于处理除银催化剂、聚烯烃催化剂外其他生产装置的生产废水，上述装置均未建设也不属于本次验收范围。	/
污水收集	装置污水池 10500m ³ ，用于厂区一般污水收集。	一阶段工程全厂一般污水直接排入 1#污水处理站一般污水收集罐，容积 740m ³ 。	一阶段工程废水量约 400m ³ /d，能够满足收集需要。装置污水池不在本次验收范围内。
污水分类处理	含银废水：银催化剂装置产生的草酸银制备工序含酸废水、洗涤废水和浸渍工序清洗水送至含银预处理装置处理，处理后总银在预处理装置出口达标。	已建 1000t/a 银催化剂装置产生的草酸银制备工序含酸废水、洗涤废水和浸渍工序清洗水送至配套 20m ³ /d 含银预处理装置处理，处理后总银在预处理装置出口达标。	与环评内容一致
	含盐废水：含银预处理装置处理后出水、聚烯烃催化剂装置含盐废水，收集至 1#污水处理站含盐污水收集罐，经含盐废水处理进行蒸发结晶处理，蒸发凝结水送入污水监控池，经监测合格后送入园区污水处理厂。	含盐废水：已建含银预处理装置处理后出水、聚烯烃催化剂装置含盐废水，收集至 1#污水处理站含盐污水收集罐，经含盐废水处理进行蒸发结晶处理，蒸发凝结水送入 1#污水处理站一般废水收集罐，经监测合格后送入园区污水处理厂。	与环评内容一致
	一般污水：银催化剂装置产生的去离子制备排水、吸附剂装置碱处理废水和离子交换处理废水、净水站和循环水排污水、初期雨水、地坪冲洗废水。正常情况下，一般生产污水可达到园区接管水质要求，直接排至监控池，经 COD、氨氮在线分析达标后，经出水提升泵送至园区污水处理场，当水质情况较差，无法满足监控池出水未达园区接管标准时，关闭输送至园区管线阀门，采用调节+高效沉淀+转盘纤维过滤处理工艺对污水中的悬浮物进行处理达标后排放到园区污水处理厂。	银催化剂装置产生的去离子制备排水、吸附剂装置碱处理废水和离子交换处理废水、循环水排污水、初期雨水、地坪冲洗废水。 一般废水收集至 1#污水处理站一般废水收集罐，正常情况下经监测合格的污水经专管送至园区污水处理厂；不合格污水经过一般污水处理系统处理后排入园区污水处理厂。不涉及吸附剂装置碱处理废水和离子交换处理废水、循环水排污水，其相关产生装置未建设，不在本次验收范围内。	与环评内容一致
噪声	生产设备优先选用低噪声设备，采用减振、降噪等措施	生产设备优先选用低噪声设备，采用减振、降噪等措施	与环评内容一致
危险废物焚烧设施	聚烯烃催化剂焚烧炉 1#设计废气处理量 2000m ³ /h，废液处理量 400kg/h，用于处理聚烯烃催化剂生产装置产生的废气和废	已建 1#焚烧炉设计废气处理量 2000m ³ /h，废液处理量 400kg/h，用于处理聚烯烃催化剂生产装置产生的废气和废	与环评一致，可以满足一阶段工程相关废气、废液的处理要求。

类别		环评内容	一阶段建设内容	变化情况
		液、罐区有机废气。	液、罐区有机废气。	
		聚烯烃催化剂焚烧炉 2#设计废气处理量 2000m³/h,废液处理量 230kg/h，用于处理聚烯烃催化剂生产装置产生的废气和废液。	未建设	不在本次验收范围内
固体废物	一般固废暂存	全厂设 1 座一般固体废物暂存库，建筑面积 720m²。	未建设	不在本次验收范围内
		/	已建 1 座固废库（即环评中 1#危废暂存库），占地面积 1488m²，内部设置多个独立分区。一阶段工程利用其中的独立分区作为一般固废间，占地面积 96m²。一阶段工程一般固废为 1000t/a 银催化剂生产装置产生的筛分及料仓废渣以一般废包装材料，增加一般固废转运频次后，一阶段工程一般固废暂存间可以满足暂存需要。	一阶段利用已建固废库内独立分区作为一般固废间，增加一般固废转运频次后可以满足一阶段工程一般固废暂存需求。
	危废暂存	1#危废暂存库，建筑面积 1500m²。	已建 1 座固废库（即环评中 1#危废暂存库），占地面积 1488m²，内部设置多个独立分区。一阶段工程利用其中的独立分区作为危废暂存间，占地面积 1392m²。 一阶段工程危废间存储能力占原环评中的 71%（2 座危废库合计），一阶段银催化剂产能仅为环评规模的 50%、聚烯烃催化剂产能仅为环评规模的 52%，且其余品类催化剂均未建设，因此一阶段工程涉及的危废量远未达到原环评的 1/2，已建危废间能够满足一阶段工程危废暂存需要。	固废库内设置的危废间满足一阶段工程暂存需要，并配套设置了废气处理设施及排气筒。 待未建设的 2#危废库建成后，全厂共设置 2 危废库，其用途仍与环评内容一致。
		2#危废暂存库，建筑面积 468m²。	未建设	不在本次验收范围内
		风险防范	事故水池 9450m³，雨水收集池 1#166.25m³，雨水收集池 2#192.5m³，事故油池 27.72m³；事故水总容积 9808.75m³。	一阶段建成的全厂事故水系统包括：1#雨水收集池 113.75m³，2#雨水收集池 116m³，事故水池及雨水监控池 11000m³（事故水分区 6325m³、初期雨水池分区 3509m³、雨水监控分区 1166m³），事故油池 27.72m³。

本次仅对一阶段验收范围已建工程与环评内容对比情况进行分析，其他未建设内容均不在本次验收范围内，下文验收报告中不再重复说明。

3.4 建构筑物情况

一阶段工程建设 1 座固废库（193）即环评中 1#危废暂存库，其建设面积由环评阶段 1500m² 调整为 1488m²，内部设置多个独立且不联通分区，用于一般固废以及危废暂存。

一阶段工程其他主要建构筑物与环评内容一致，情况如下。

表 3.4-1 一阶段工程主要建构筑物情况表

序号	建筑物名称（内部编号）	建筑面积（m ² ）	层数	占地面积（m ² ）	火灾危险性	耐火等级	结构型式
1	生产管理中心（110）	10645.83	6	3456.19	民用	二级	钢筋砼框架剪力墙结构
2	综合服务楼（111）	5418.78	4	1334.75	民用	二级	钢筋砼框架结构
3	分析化验楼（112）	5345.17	3	1662.99	丙	二级	钢筋砼框架结构
4	门卫一（119A）	87	1	87	民用	二级	钢筋砼框架结构
5	门卫二（119B）	19.9	1	19.9	民用	二级	钢筋砼框架结构
6	门卫三（119C）	15.2	1	15.2	民用	二级	钢筋砼框架结构
7	污泥脱水及加药间（120）	83.16	1	83.16	戊	二级	钢筋砼框架结构
8	公共卫生间（124A/B）	64	1	64	-	二级	钢筋混凝土框架结构
9	35kv 总降（130）	2778	3	1121	丙类	变压器室一级，其余二级	钢筋混凝土框架结构
10	变电所一（132）	2582	2	1423	丙类	变压器室一级，其余二级	钢筋混凝土框架结构
11	变电所二（133）	177.45	1	177.45	丙类	二级	钢筋混凝土框架结构
12	机柜间一（137）	1008	1	1008	丁类	一级	钢筋混凝土框架剪力墙结构
13	机柜间三（139）	343	1	343	丁类	一级	钢筋混凝土框架结构
14	消防水站（140）	536.76	1	536.76	丁类	二级	钢筋砼框架结构
15	循环水站（141）	232.56	1	232.56	丁类	二级	钢筋砼框架结构
16	空压站（150）	463.59	1	463.59	丁类	二级	钢筋砼框架结构
11	换热站一（151）	216	1	216	丁类	二级	钢筋混凝土框架结构
12	冷冻站（153）	373	1	373	丙类	二级	钢筋混凝土框架结构
13	危险化学品库（192）	1488	1	1488	甲类	一级	钢筋砼框架结构
14	固废库（193）*	1488	1	1488	甲类	一级	钢筋砼框架结构

序号	建筑物名称（内部编号）	建筑面积（m ² ）	层数	占地面积（m ² ）	火灾危险性	耐火等级	结构型式
15	原料库一（194）	2116	1	2148	丙类	二级	门式钢架结构
16	半成品库/成品库（196）	2261	1	2293	丁类	二级	门式钢架结构
17	半成品库（197）	1488	1	1488	甲类	一级	钢筋混凝土框架结构
18	产品库（198）	1488	1	1488	甲类	一级	钢筋混凝土框架结构
19	1000t/a 银催化剂厂房（310）	7787	4	2728	丁类	二级	钢筋混凝土框架结构
20	包装厂房	1523	3	509	丁类	二级	钢筋混凝土框架结构
21	BSG-茂金属-BCM 催化剂载体联合厂房（410）	6344	4	1698	甲类	一级	钢筋混凝土框架结构
22	BCND-BCM 催化剂联合厂房（420）	6867	4	1956	甲类	一级	钢筋混凝土框架结构
23	BCE 催化剂厂房（440）	4563	4	1118	甲类	一级	钢筋混凝土框架结构
24	氯化镁加工厂房	920	3	588	丁类	二级	钢筋混凝土框架结构
25	评价装置	554	1	554	甲类	二级	钢筋混凝土框架结构

3.5 原辅材料及能源消耗情况

一阶段工程原辅料及能源消耗情况均与环评内容一致，情况如下。

表 3.5-1 原辅料消耗情况表

序号	名称	单位	年用量	包装规格	使用位置
一	原辅料				
1	1,3-二醇酯	t/a	64.2	200L 桶装	BCND 催化剂生产装置
2	40%碱液	t/a	19.03	储罐	BSG 催化剂、BCM 催化剂、 BCE 催化剂、BCND 催化剂 生产装置
3	955 硅胶	t/a	29.11	150kg 袋装	茂金属催化剂生产装置
4	DNBP	t/a	30	200L 桶装	BCM 催化剂生产装置
5	ECP	t/a	228.94	200L 桶装	BCE 催化剂、BCND 催化剂 生产装置
6	TBP	t/a	585.81	1000L 吨桶	BCE 催化剂、BCND 催化剂 生产装置
7	TEOS	t/a	85.2	200L 桶装	BCE 催化剂生产装置
8	白油	t/a	269.62	储罐	BSG 催化剂生产装置
9	苯酐	t/a	43.96	200L 桶装	BCND 催化剂生产装置
10	草酸	t/a	233	25kg 袋装	银催化剂生产装置
11	二氧化硅	t/a	2	10kg 袋装	银催化剂生产装置
12	凡士林	t/a	22	25kg 桶装	银催化剂生产装置
13	氟化铵	t/a	16	15kg 袋装	银催化剂生产装置
14	固体碱	t/a	70	50kg 袋装	银催化剂生产装置
15	硅胶	t/a	36.85	150kg 袋装	BSG 催化剂生产装置
16	己烷	t/a	1110.7802	储罐	BCM 催化剂载体、BCM 催化 剂、BCE 催化剂、BCND 催 化剂、茂金属催化剂生产装置 以及评价装置
17	甲苯	t/a	1364.68	储罐	BCM 催化剂、BCE 催化剂、 BCND 催化剂、茂金属催化剂 生产装置
18	甲基铝氧烷溶液	t/a	75.6	1.2m ³ 罐装	茂金属催化剂生产装置
19	硫酸钡	t/a	2	8kg 袋装	银催化剂生产装置
20	三水氧化铝	t/a	769	500kg 吨袋	银催化剂生产装置
21	三乙基铝 THF 溶液	t/a	8.28	0.6m ³ 罐装	BSG 催化剂生产装置
22	石油焦	t/a	72	30kg 桶装	银催化剂生产装置
23	四氯化钛	t/a	2909.9	储罐	BSG 催化剂、BCM 催化剂、 BCE 催化剂、BCND 催化剂

序号	名称	单位	年用量	包装规格	使用位置
					生产装置
24	四氢呋喃	t/a	50.51	180L 铁皮桶	BSG 催化剂生产装置
25	烷基铝	kg/a	0.025	100L 桶装	评价装置
26	无机金属盐	t/a	2	50kg 袋装	银催化剂生产装置
27	无水氯化镁	t/a	403.01	20Kg/包	BSG 催化剂、BCM 催化剂载体、BCM 催化剂、BCE 催化剂、BCND 催化剂生产装置
28	硝酸（65%）	t/a	126	#N/A	银催化剂生产装置
29	硝酸银	t/a	450	5kg 袋装	银催化剂生产装置
30	一水氧化铝	t/a	328	500kg 吨袋	银催化剂生产装置
31	乙醇	t/a	217.57	储罐	BCM 催化剂载体、BCE 催化剂生产装置
32	乙醇胺	t/a	76	储罐	银催化剂生产装置
33	乙二胺	t/a	227	储罐	银催化剂生产装置
34	乙烯	t/a	0.5	40L 钢瓶	评价装置
35	异辛醇	t/a	11.12	200L 桶装	BCM 催化剂载体生产装置
36	引发剂	t/a	0.22	500g/包	BCM 催化剂载体生产装置
37	镁粉	t/a	24.46	50kg 桶装	BCM 催化剂载体生产装置
38	茂金属化合物	t/a	0.79	10kg 桶装	茂金属催化剂生产装置
二	废气废水处理药剂				
39	PAC	t/a	5	25kg 袋装	1#污水处理站
40	PAM	t/a	5	25kg 袋装	1#污水处理站
41	40%碱液	t/a	19.03	储罐	1#焚烧炉、银催化剂焙烧烟气处理
42	尿素	t/a	150	50kg 袋装	1#焚烧炉、银催化剂焙烧烟气脱硝

表 3.5-2 能源消耗情况表

序号	名称	单位	年用量	来源
1	天然气	m ³ /a	350 万	市政天然气管网
2	水	m ³ /a	226626	市政自来水管网
3	电	kw.h/a	3000 万	市政电网
4	循环水	m ³ /a	51731	循环水站
5	蒸汽	t/a	6 万	园区蒸汽管网
6	氮气	Nm ³ /a	240 万	外购

3.6 工作人员及工作制度

公司劳动定员 300 人，行政管理人员为 8h 白班制度，生产人员为四班两倒，24h 生产。

3.7 公辅工程

3.7.1 供水工程

采用市政水作为水源，依托天津市南港工业区水务有限公司；一阶段工程仅建设 1 座循环水站，其设计规模为 3000m³/h，与环评内容一致。一阶段实际用水用水情况如下。

表 3.7-1 一阶段工程实际用水量情况表

统计内容	年用水量 m ³ /a	实际日最大用水量 m ³ /d
一阶段工程用水	226626	755.42

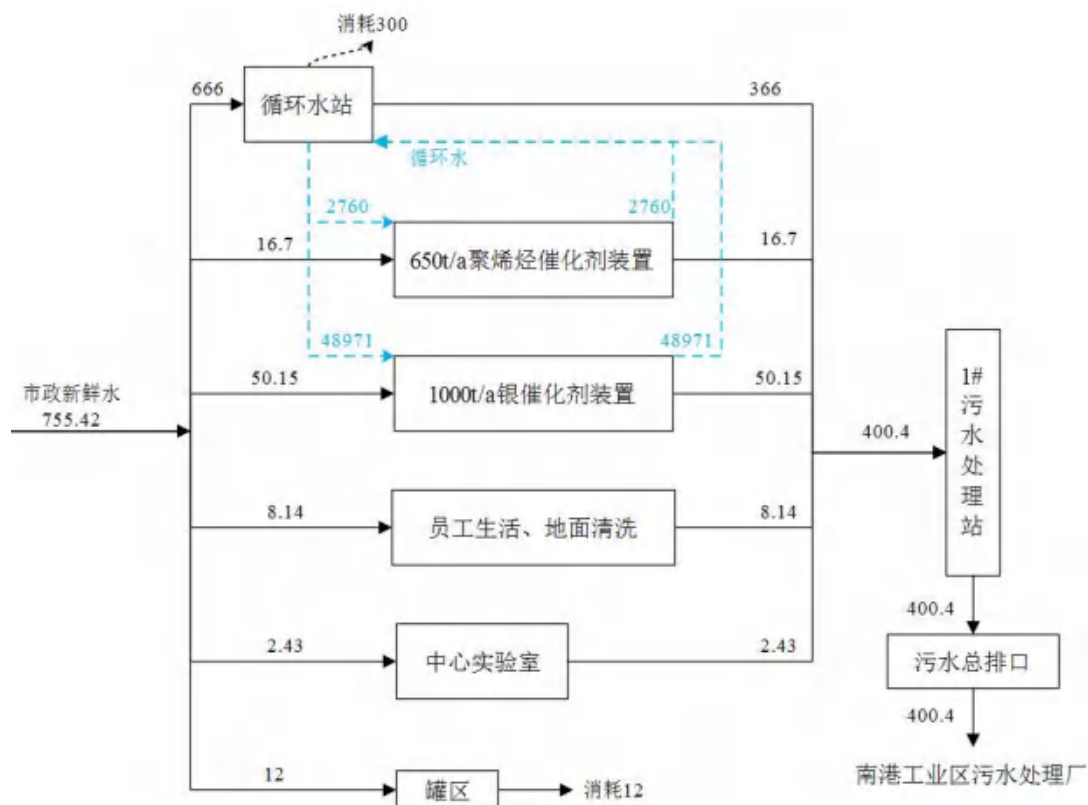
3.7.2 排水工程

一阶段建成后全厂共 1 个废水车间排放口（W1）、1 个污水总排口（W2），建设单位已与园区污水处理厂南港工业区污水处理厂签订污水纳管排放协议，污水总排口外排废水由专用废水管道送入污水处理厂处理，污染物纳管要求与《污水综合排放标准》（DB 12/356-2018）中相关污染物排放标准限值一致。

表 3.7-2 一阶段工程实际排水情况表

统计内容	折算年排水量 m ³ /a	实际日最大排水量 m ³ /d
污水总排口排水	120120	400.4

一阶段工程用排水工序及用排水量与环评阶段一致。

图 3.7-1 一阶段工程水平衡图 (单位 m^3/d)

3.7.3 供电工程

采用 35Kv 腾飞路母线，一阶段工程建设 3 个变电所，不超过环评规模且满足全厂用电需求。

3.7.4 蒸汽

依托园区蒸汽管网，自项目西侧蒸汽管线接入企业，分输站出口蒸汽参数：压力 1.3~1.6MPa，温度为 320~330℃。

3.7.5 天然气

依托创新路南侧现有燃气管线，设计压力 1.6MPa，厂区内建设天然气调压站及计量设施，运行压力为 0.6~1.4MPa。

3.7.6 氮气

环评内容为依托园区氮气管网。一阶段工程改为外购罐装液氮，在厂区内气化后使用，不涉及产排污。

3.7.7 空压站

环评内容为八台 $7500\text{Nm}^3/\text{h}$ 的空气压缩机，六开两备；一阶段工程建设 $1500\text{Nm}^3/\text{h}$ 空气压缩机、 $30000\text{Nm}^3/\text{h}$ 空气压缩机各一台，无备用，已建空压设

备能够满足一阶段工程生产需要。

3.7.8 仓库

一阶段工程建设 5 座仓库、1 座固废库，与环评内容对比情况如下。

表 3.7-3 一阶段工程仓库建设情况

序号	建筑物名称	环评内容		实际建设			变化情况
		占地面积 (m ²)	用途	建筑面积 (m ²)	占地面积 (m ²)	用途	
1	原料库一 (194)	2070	原料库内根据存储物质的不同拟设置 3 个分区。第 1 分区储存银催化剂、碳二碳三催化剂装置所用原料，第 2 分区储存聚烯烃催化剂原料，第 3 分区储存机电设备的零部件、润滑油及金属材料等，分区之间设有防火墙。	2116	2148	原料库内根据存储物质的不同拟设置 3 个分区。第 1 分区储存银催化剂装置所用原料，第 2 分区储存聚烯烃催化剂原料，第 3 分区储存机电设备的零部件、润滑油及金属材料等，分区之间设有防火墙。	用途不变，占地面积较环评增加 4%，一阶段工程仅使用部分区域。
2	危险化学品库 (192)	1500	设 3 个分区，分区之间设有防火墙。第 1、第 2 分区储存聚烯烃催化剂装置、择形分子筛装置、PX 吸附剂装置使用的危险化学品原料。第 3 分区储存碳二碳三催化剂装置、银催化剂装置、择形分子筛装置使用的危险化学品原料。	1488	1488	设 4 个分区，分区之间设有防火墙。第 1、第 2 分区储存聚烯烃催化剂装置危险化学品原料。第 3、4 分区储存银催化剂装置使用的危险化学品原料。	分区调整用途不变，占地面积较环评减少 1%，一阶段工程仅使用部分区域。
3	固废库 (193)	1500	1 座 1500m ² 危废暂存库，用于厂区危废暂存。	1488	1488	更名为固废库，内部均为独立分区（不联通、各设出入口），用于危废暂存的分区面积 1392m ² ，用于一般固废暂存的分区面积 96m ² 。	占地面积较环评减少 1%，用于一阶段工程一般固废及危废暂存，待一般固废库建成后调整用途，仍全部用于危废暂存。
4	银催半成品库/成品库 (196)	2880	银催化剂半成品、产品库、成品包装组成建筑联合体。	2261	2293	银催化剂半成品、产品库组成建筑联合体。	用途不变，占地面积较环评减少 20%，一阶段工程仅使用部分区域。
5	聚烯烃半成品库 (197)	1500	设 3 个分区，分别储存研磨氯化镁、BCM 载体、球形载体，分区之间设有防火墙。	1488	1488	设 4 个分区，分别储存研磨氯化镁、BCM 载体，分区之间设有防火墙。	用途不变，占地面积较环评减少 1%，一阶段工程仅使用部分区域。

序号	建筑物名称	环评内容		实际建设			变化情况
		占地面积 (m ²)	用途	建筑面积 (m ²)	占地面积 (m ²)	用途	
							域。
6	聚烯烃产品库（198）	1500	设 3 个分区，主要用于储存 7 种聚烯烃催化剂产品。分区之间设有防火墙。	1488	1488	设 4 个分区，主要用于储存各种聚烯烃催化剂产品，分区之间设有防火墙。第 1、第 2 分区用于储存聚烯烃对话及装置使用的危化品原料。	用途不变，占地面积较环评减少 1%，一阶段工程仅使用部分区域。

一阶段工程危废间存储能力占原环评中的 71%（2 座危废库合计），一阶段银催化剂产能仅为环评规模的 50%、聚烯烃催化剂产能仅为环评规模的 52%，且其余品类催化剂均未建设，因此一阶段工程涉及的危废量远未达到原环评的 1/2，已建危废间能够满足一阶段工程危废暂存需要。

3.7.9 罐区

环评内容为全厂设置有机罐组、无机罐组。一阶段工程根据有机物料性质，将有机类储罐拆分成2个类（甲类、乙类），改为全厂共设置3类罐组，分别为甲类罐组、乙类罐组、无机罐组。一阶段工程已建设储罐情况如下。

表 3.7-4 甲类罐组情况表

序号	物料名称	环评内容			一阶段工程实际建设情况			变化情况
		类型	数量	罐容 m ³	类型	数量	罐容 m ³	
1	甲苯	固定顶	2	38	固定顶	2	38	与环评一致
2	己烷	固定顶	2	38	固定顶	2	38	与环评一致
3	四氢呋喃	固定顶	1	9	固定顶	1	38	罐容增加
4	乙醇	固定顶	2	50	固定顶	2	50	与环评一致
5	正硅酸乙酯	固定顶	1	14	固定顶	1	31	罐容增加
6	磷酸三丁酯	固定顶	1	50	固定顶	1	50	与环评一致
7	乙二胺	固定顶	1	75	固定顶	1	50	罐容减少
8	乙醇胺	固定顶	1	75	固定顶	1	50	罐容减少
9	白油（100#）	固定顶	1	50	固定顶	1	50	与环评一致
10	白油（68#）	固定顶	1	50	固定顶	1	50	与环评一致

表 3.7-5 乙类罐组情况表

序号	物料名称	环评内容			一阶段工程实际建设情况			变化情况
		类型	数量	罐容 m ³	类型	数量	罐容 m ³	
1	环氧氯丙烷	固定顶	1	5	固定顶	1	9	罐容增加

表 3.7-6 无机罐组情况表

序号	物料名称	环评内容			一阶段工程实际建设情况			变化情况
		类型	数量	罐容 m ³	类型	数量	罐容 m ³	
1	四氯化钛	固定顶	2	80	固定顶	2	80	与环评一致
2	碱液（40%）	固定顶	1	62	固定顶	1	62	与环评一致
3	浓硝酸	固定顶	1	35	固定顶	1	35	与环评一致
4	盐酸	固定顶	3	70	固定顶	3	85	罐容增加

一阶段工程由于部分储罐容积改变导致的 VOCs 排放量变化，已通过 BSG 装置干燥尾气处理方式优化进行了平衡，不属于《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》中重大变动内容，详见章节 5 项目变动情况分析。

4.生产工艺及产排污

一阶段工程涉及的产品种类与环评内容一致，不增加产品品种及生产工艺，原辅料、燃料使用情况与环评内容一致。与环评变化分析详见章节 5。

4.1 银催化剂装置

银催化剂的生产装置按工艺流程共分为七个单元：草酸银配置单元，溶液配制单元、混粉成型单元、载体焙烧单元、浸渍活化单元、成品包装单元。各单元操作及流程说明如下：

（1）草酸银配置单元

在硝酸银储存罐中加入一定量的去离子水，通过电加热套给硝酸银储存罐加热，开启搅拌，达到一定温度后，准备再向反应釜进料投入定量的硝酸银。

称取一定量的草酸，打开去离子水泵，向草酸溶解釜内加适量去离子水。注满水后打开搅拌，通过电加热套给草酸溶解釜加热。当溶解釜温度达到规定温度后，向草酸溶解釜内分别加入草酸，搅拌一定时间，待草酸均充分溶解后，准备向反应釜进料。

向草酸银合成釜内加入适量去离子水，开启搅拌。打开进料阀门，通过流量计严格控制硝酸银溶液和草酸溶液流量，保证两种物料的充分反应。

放料完成后，打开冷却水为反应釜降温，当反应釜温度降到设定温度后，浆液向离心机转移，通过离心机实现固液分离。当物料输送结束后，先用回用的草酸银洗涤液冲洗滤饼，再用去离子水冲洗离心机内的草酸银滤饼，去离子水洗涤液约 60%收集到洗涤液储罐中回用，其余草酸银制备的废液送往银回收工序，收集含银沉淀。银回收工序是指对草酸银配制过程中产生的含酸污水和洗涤污水中的银加入氯化钠进行处理回收银的工序，处理后的污水送 1#污水处理站高含盐污水处理系统。把草酸银装入准备胶桶备用。

该工序在草酸银配置过程中产生工艺废气（G3-1）、含酸废液及洗涤废液（W2-1）、银回收工序含银沉淀。工艺废气主要污染物是在配置过程中产生的少量氮氧化物，尾气气量较小，与活化后高温尾气同时进入脱硝装置，温度能够满足脱硝要求；含酸废液及洗涤废液送往含银污水预处理装置进行银回收的处理；银回收工序含银沉淀经收集鉴别后，外委有资质单位回收处理。

（2）溶液配制

配制浸渍液前，用净水充分清洗配制釜，清洗完成后干燥备用。

配制浸渍液需遵循规定的加料顺序：净水→乙二胺→乙醇胺→草酸银→预先配制的助剂溶液→剩余的净水，该助剂溶液为各种无机金属盐的混合物加水溶解的溶解，按照以上加料顺序依次向浸渍液配制釜加入各种计量准确的物料，全部加料完毕后继续搅拌进行反应，取样分析银含量和助剂含量。

加料过程中液体原料计量完成后，要开启夹套阀门给浸渍液配制釜降温至规定温度；草酸银加入过程应缓慢，密切注意溶液温度，不得超过规定温度，同时不要过分捣打，以免发生爆炸。草酸银加完后，再加入助剂溶液，要用净水冲洗助剂桶，然后补足净水。

浸渍液配制产生浸渍系统废气（G3-2）、浸渍工序清洗污水（W2-2）。浸渍系统废气主要污染物为非甲烷总烃和氨，送 SCR 脱硝处理后高空排空；浸渍工序清洗污水通过泵转到含银污水处理系统的沉降罐，沉降罐加入硫化钠，生产硫化银沉淀和污水，污水进入中和罐后送往 1#污水处理站含盐污水处理系统，硫化银沉淀外委有资质单位回收处理。

（3）混粉成型

各种固体物料采用粉体自动称量投料，液体原料采用计量泵加入，各物料按照单批加入量分装完成。三水氧化铝以及一水氧化铝通过电葫芦吊装从投料口投入，石油焦、二氧化硅、硫酸钡、凡士林四种助剂由人工直接投料。投料口带负压除尘设施，防止粉尘扩散。粉料原料进入混炼机后，开启混炼机进行干粉混合，确保粉料充分混合均匀，混炼机内不能积料，不能有死角。粉体混合一定时间后，将混合液配制罐内混合均匀的稀硝酸和氟化铵混合溶液计量加入混炼机内，与粉料进行湿混，混合均匀后物料呈松散状态，无大团块。

混炼好的物料从混炼机下部出料口出料装入料箱中，陈放一定时间后转移至成型系统进行挤出成型。设置合适挤出机挤出速度、排切速度，挤出符合尺寸规格的条形粒料。粒料经传送带传送至电加热网带干燥，采用多段加热，温度区间 40℃~120℃，干燥后的载体装入料仓中准备焙烧。

该工序在原料投加混合（G4-1）、物料混炼工序时产生工艺废气（G4-2），

主要污染物为颗粒物，经布袋除尘器吸收处理后排放。载体成型在干燥工序中产生干燥废气（G3-3）和料仓的不合格品，干燥废气主要污染物 NO_x 、颗粒物，通过碱液吸收塔处理后与其余工序尾气通过一根排气筒高空排放；不合格品主要污染物为氧化铝，集中收集后委托回收厂家处理。

（4）载体焙烧

焙烧采用燃气式推板窑，并设置自动装料、自动码垛、自动卸料的机械装置，实现系统的自动化运行。黑粒料仓设置自动计量装置，当推板窑回车线上的空匣钵输送至料仓下方时，料仓可以自动向匣钵内加入定量黑粒。装有黑粒的匣钵通过传送装置达到推板窑入口后，自动码垛装置将匣钵自动码垛成规定层数进入窑炉焙烧。黑粒经过焙烧后，由自动卸料装置将匣钵内物料装入料箱内，空匣钵则通过传送装置继续使用。

燃气推板窑焙烧废气（G3-4）主要污染物为 NO_x 、 SO_2 、氟化物（氢氟酸）、颗粒物，该部分尾气送至 SCR 脱硝装置处理后再通过碱液吸收塔处理后和其他工艺废气通过一根排气筒高空排放；载体选分废气（G4-3）经布袋除尘处理后排放；不合格载体主要污染物为氧化铝，集中收集后委托厂家回收处理。

（5）浸渍活化

包装好的载体白粒经分析合格后，装入载体计量料仓，通过失重称计量后加入浸渍釜中。打开浸渍釜真空阀门，启动真空泵，抽真空一定时间后关闭真空阀门。然后开启浸渍配制釜下料阀门和浸渍釜进料阀门，将浸渍液从浸渍液配制釜通过负压输入浸渍釜内直至浸渍液刚好完全浸没载体，关闭进料阀。打开放空阀门，解除真空后关闭，开启氮气阀门加压一定时间，氮气压力 $0.1\sim 0.2\text{Mpa(g)}$ 。维持真空度 5 至 30 分钟，再解除真空至常压，反复操作三次。浸渍结束，开启放空阀放空，打开浸渍釜底部回流阀，使浸渍釜中浸渍液回流至浸渍液配制釜中。浸渍后的载体在浸渍釜中沥滤一定时间后，开启浸渍釜下料阀门出料至包装桶内准备活化。

在启动活化系统之前必须保证热风机开启，运转正常并且风路畅通。桶中的催化剂倒入提升机料斗中，启动提升机将料斗中的物料倒入活化器下料斗中，料斗中物料不能过满，防止溢出。在活化器出口，将接料桶中衬好塑料袋备好接料，

收集散落的碎颗粒准备回收。待桶中的料满后进行称量，放置好标签后封好塑料袋，将桶码放整齐，并为分析人员取好样品。按照生产牌号要求，部分催化剂需要进行二次浸渍和活化处理，步骤与第一次相同。银催化剂活化过程中产生的有机胺蒸汽经热风炉焚烧后，没有燃烧完全的有机胺进入催化燃烧器，经催化燃烧转化为氮氧化物和氨。目前中国石化催化剂有限公司北京分公司生产装置采用大连院开发的 DCN-1 型催化剂，有机胺经催化燃烧转化为氮氧化物和氨比例接近 1:1，转化后的尾气进入脱硝塔进行脱硝处理。

活化工序产生的活化废气（G3-5），主要含有非甲烷总烃、颗粒物，该部分废气送热风炉焚烧处理，处理后污染物主要为二氧化硫、氮氧化物、颗粒物和有机胺，经过热风炉后续工段的催化燃烧器处理后污染物增加氨，该废气中的氨可以用来提供 SCR 脱硝装置的氨来源，该废气送 2#SCR 装置处理后与其他工序废气一起高空排放（G3）。

（5）成品包装

成品经过筛分后，按包装方案进行包装。成品筛分、包装过程产生的废气（G4-4）主要污染物为颗粒物，经布袋除尘处理后排放（G4）。

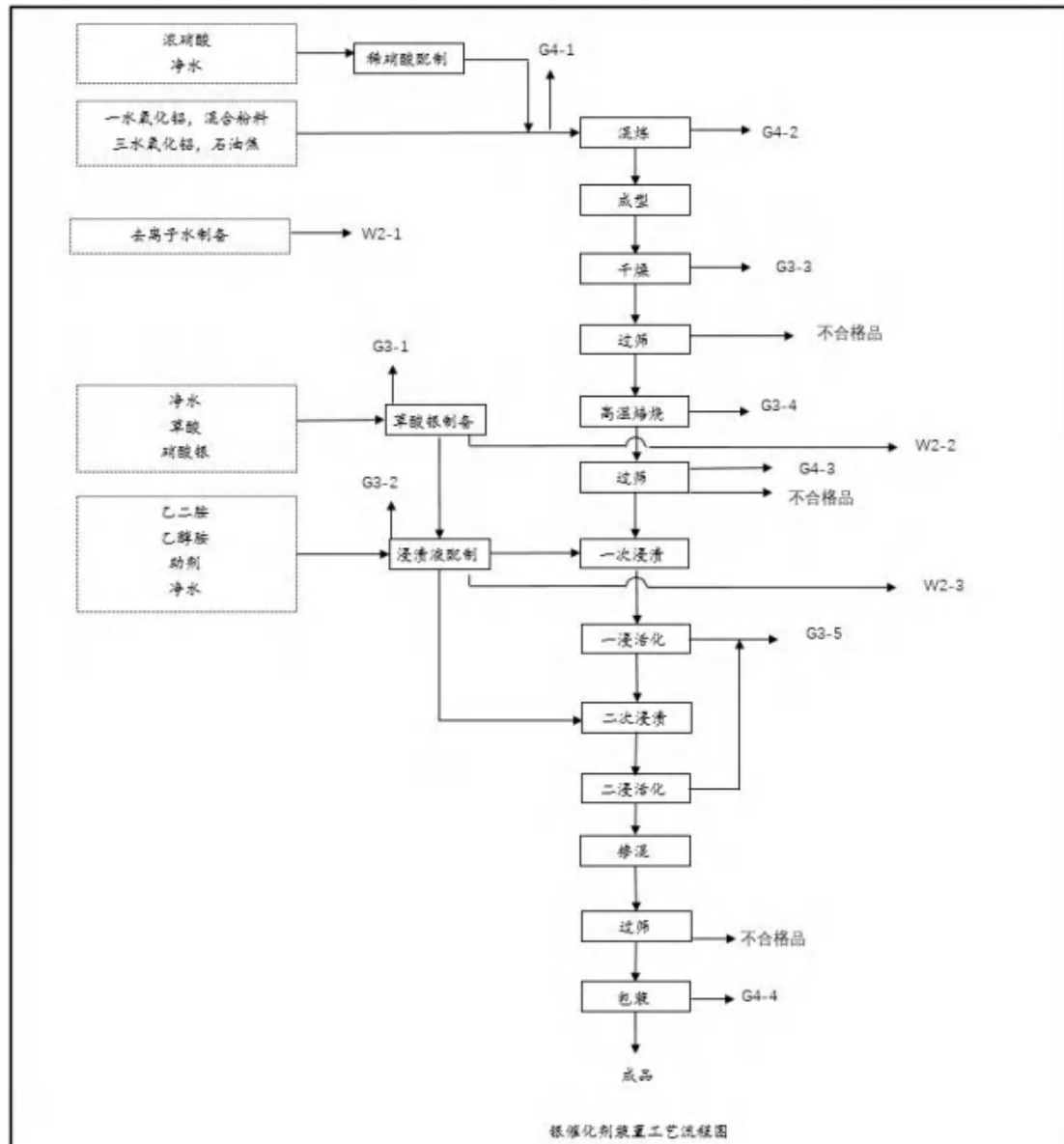


图 4.1-1 银催化剂装置工艺流程及产排污节点图

表 4.1-1 银催化剂装置产排污情况表

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
废气	G3-1	草酸银反应釜	氮氧化物	2#SCR	40m 高排气筒 G3 (DA001) 排放
	G3-2	浸渍系统废气	非甲烷总烃、TRVOC、氨	送活化带配套热风炉焚烧	
	G3-3	干燥带废气	氮氧化物、颗粒物	送碱液洗涤	
	G3-4	燃气推板窑	颗粒物、二氧化硫、氮氧化物、氟化氢、烟气黑度（格林曼黑度，级）	1#SCR 处理+碱液洗涤	
	G3-5	活化带热风炉	二氧化硫、颗粒物、氮氧化物、	CO 热力氧化	

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
		催化燃烧废气	非甲烷总烃、TRVOC、烟气黑度（格林曼黑度，级）、氨、臭气浓度（无量纲）	+2#SCR	
	G4-1	原料投加混合	颗粒物	布袋除尘	28.2m 高排气筒 G4（DA002）排放
	G4-2	物料混炼工序	颗粒物	布袋除尘	
	G4-3	载体选分	颗粒物	布袋除尘	
	G4-4	成品包装	颗粒物	布袋除尘	26.9m 高排气筒 G6（DA014）排放
废水	W2-1	去离子水制备	pH、COD、SS	一般污水收集罐，监测合格后排放	污水总排口
	W2-2	草酸银制备工序含酸废液、洗涤废液	pH、COD、总氮、总银、SS	含银废水预处理装置	预处理出口银达标后送入 1#污水处理站，处理后经污水总排口排放
	W2-3	浸渍工序清洗水	pH、COD、总氮、总银、SS		
	W2-4	地面冲洗水	pH、COD、SS	一般污水收集罐，监测合格后排放	污水总排口
固废	S2-1	筛分废渣	一般固体废物	暂存于一般固废仓库，定期交物资管理部门处理	
	S2-2	料仓废渣	一般固体废物		
	S2-3	含银沉淀	待鉴别废物，未鉴别前按照危废管理，外委有资质单位处置	暂存于危废间，定期交有资质单位处理	
	S2-4	废危险化学品包装物	危险废物 HW49（900-041-49）		
	S2-5	废润滑油、含油废手套及废抹布	危险废物 HW08（900-249-08）		
	S2-6	一般废包装材料	一般固体废物	暂存于一般固废仓库，定期交物资管理部门处理	
	S2-7	废匣钵	一般固体废物		
	S2-8	废脱硝催化剂	危险废物 HW50（772-007-50）	暂存于危废间，定期交有资质单位处理	
	S2-9	碱洗废液	危险废物 HW35（900-352-35）		
	S2-10	废离子交换树脂	危险废物 HW13（900-015-13）		

取消 BSG 喷雾干燥废气的催化氧化装置，不再产生废催化氧化催化剂。

4.2 BSG 催化剂装置（属于聚烯烃催化剂装置）

BSG 催化剂的生产装置按工艺流程原料精制单元、催化剂合成单元、溶剂回收单元、辅助设备单元共分为四个单元。

1、原料精制单元（100 单元）

（1）四氢呋喃精制：原料四氢呋喃由 THF 原料罐经氮气压送至 THF 循环罐后送入 THF 精馏塔精馏，塔顶采出的四氢呋喃经冷凝器冷凝后一部分回流，一部分送至精 THF 储罐。经分析后合格的 THF 经氮气压送至 THF 进料罐备用，含水 THF 送去 THF 中间罐。含水 THF 由氮气压送至 THF 精制塔中，经分子筛干燥至工艺要求，干燥后的四氢呋喃进入 THF 脱水罐。不合格四氢呋喃可氮气压送回 THF 中间罐，合格精四氢呋喃氮气压送至干 THF 进料罐备用。

四氢呋喃精馏：喷雾干燥回收的干四氢呋喃，进入 THF 循环罐，储存一定量之后，在 THF 精馏塔精馏，得到精四氢呋喃。合格的四氢呋喃压送至 THF 进料罐备用，不合格的四氢呋喃压送至 THF 中间罐，经 THF 精制塔分子筛脱水。

（2）硅胶精制：原料硅胶主要采用抽真空的方法，或者硅胶输送泵，送至硅胶预处理釜，采用夹套通蒸汽、罐内通氮气汽提、抽真空等方法，脱除微量水后。再用氮气压送至 BSG 反应釜。

（3）四氯化钛储运：自界区外来的原料四氯化钛中转存储于四氯化钛原料罐，经四氯化钛泵分别送到合成单元。

（4）白油精制：原料白油在白油精制罐中，采用夹套通蒸汽加热、罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将白油中水干燥到水含量合格后储存在精制罐。精白油用氮气压力输送到精白油计量罐备用。

（5）原料精制真空系统：原料精制过程中需要抽真空，原料精制单元设置了一套抽真空系统，抽真空气体先经过真空凝液罐、真空缓冲罐，进入真空泵，再送入真空放空缓冲罐。

（6）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，四氢呋喃、白油、硅胶精制及真空系统使用设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送回收及后处理单元四氢呋喃回收系统

进行集中收集及处理。

②本单元生产过程中，四氯化钛使用设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到溶剂回收及后处理单元集中处理。

2、催化剂合成单元（200 单元）

催化剂合成为间歇操作过程，分为原料计量、催化剂合成、喷雾干燥、催化剂配制四个工序。

（1）原料计量：经过精制的原料分别加入相应计量罐中，通过计量罐进行计量加料。

（2）催化剂合成：用氮气将 THF、氯化镁、四氯化钛等原料送入 BSG 溶解釜，溶解釜夹套通入热水升温至一定温度，反应一定时间后制得溶解液。溶解釜静置一定时间后，在一定氮气压力下按照规定速度将溶解液以淦析方式从溶解釜转移到 BSG 反应釜。

用氮气将 THF、氯化镁、溶解液等原料送入 BSG 反应釜，反应釜夹套升温至一定温度，反应一定时间后，再将反应釜的釜温降到工艺温度后加入硅胶，再次升温至工艺温度后继续反应一定时间后制得母液。反应釜静置一定时间后，在一定氮气压力下按照规定速度将母液以淦析方式从反应釜转移到恒温的 BSG 陈化釜。

（3）喷雾干燥：来自 BSG 陈化釜的母料按一定速度搅拌后经母液进料泵送去喷雾干燥系统。

在每次喷雾干燥之前，需用四氢呋喃对系统进行预喷。THF 预喷罐中的四氢呋喃经母料进料泵进入干燥塔预喷，当喷雾干燥系统运行稳定后，再将四氢呋喃切换成母料。母料经母料进料泵送入干燥塔进行喷雾干燥成型，从干燥塔底部排出的物料进入旋风分离器进行气固分离，分离出的固体催化剂干粉从旋风分离器底部排出装桶，得到 BSG 催化剂干粉；从旋风分离器顶部排出的气体进入袋式过滤器过滤，少量催化剂粉料会附着在袋式过滤器的布袋内，通过氮气反吹，该部分催化剂残渣从过滤器的底部排出装桶；从袋式过滤器排出的气体经过排风机进入冷凝器冷凝，THF 凝液经冷凝液泵送回 THF 循环罐循环使用；气相经过鼓风机送入加热器，控制加热器热油流量将循环气加热到一定温度后，送入干燥

塔，作为干燥塔喷雾干燥气相进料；至此，完成一次喷雾干燥循环过程。气相循环管路设置氮气补充控制系统及放空控制系统，作为闭式循环喷雾干燥系统压力控制手段。

（4）催化剂配制：精白油储罐中的白油经液位计计量，用氮气压送至 BSG 配制釜。保持配制釜 BSG 配制釜中压力稳定，开动搅拌，并向配制釜的夹套中通入热水升温，升温过程中，向配制釜内加入定量的助剂溶液，当配制釜内的温度升到工艺温度并反应一定时间。反应结束后，通过配制釜的固体加料口加入一定量的催化剂干粉，搅拌，恒温一定时间。在恒温的过程中，需向釜内进行鼓氮，以除去系统含有的微量空气。恒温结束后，将催化剂悬浮液直接出料至催化剂产品罐，罐内充氮，称重，贴标签。

（5）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，原料计量罐、催化剂合成釜、陈化釜设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到溶剂回收及后处理单元 THF 回收系统进行集中处理。

②本单元生产过程中，喷雾干燥平衡气经密闭管道输送至溶剂回收单元放空尾气处理系统进行集中处理。

3.溶剂回收单元（300 单元）

（1）四氢呋喃回收

自放空冷凝罐和喷雾干燥系统的湿四氢呋喃进入 THF 收集罐后用氮气压送入 THF 回收塔进行精馏，塔顶采出的四氢呋喃经冷凝器冷凝后一部分回流，一部分送至 THF 回收罐。回收后的四氢呋喃送去 THF 中间罐，对四氢呋喃进行脱水回收利用。

（2）本装置除喷雾干燥系统排放外的不含钛工艺平衡气，收集冷凝之后进入 THF 水吸收塔经过水吸收后，再经密闭管道收集后送聚烯烃催化剂焚烧炉 1# 进行焚烧处理，燃烧后的气体直接放空。THF 水吸收塔中吸收放空气的水，进入 THF 水循环塔精制之后，返回 THF 水吸收塔循环使用。

（3）喷雾干燥工艺平衡气经不含钛放空气输送管输送至催化燃烧系统进行处理，燃烧后的达标排放气体放空。

(4)本装置含钛放空气经含钛放空缓冲罐缓冲后送至含钛放空碱液吸收罐，经碱液吸收后的气体经密闭管道输送至聚烯烃催化剂焚烧炉 1#，碱液定期进行监测，碱液吸收定期产生的含钛废液外委有资质单位处理。

4. 辅助设备单元（400 单元）

辅助设备单元设置了蒸汽、循环水、仪表风、氮气、热水、冷油等系统，供各单元的设备使用。

催化剂在制备过程中产生的平衡气统一由密闭管道输送本装置的放空气处理系统，经过深冷，深冷下来的残液作为危险废物定期送聚烯烃催化剂焚烧炉焚烧处理，不凝汽经密闭管道输送至界区外聚烯烃催化剂焚烧炉集中焚烧处理。

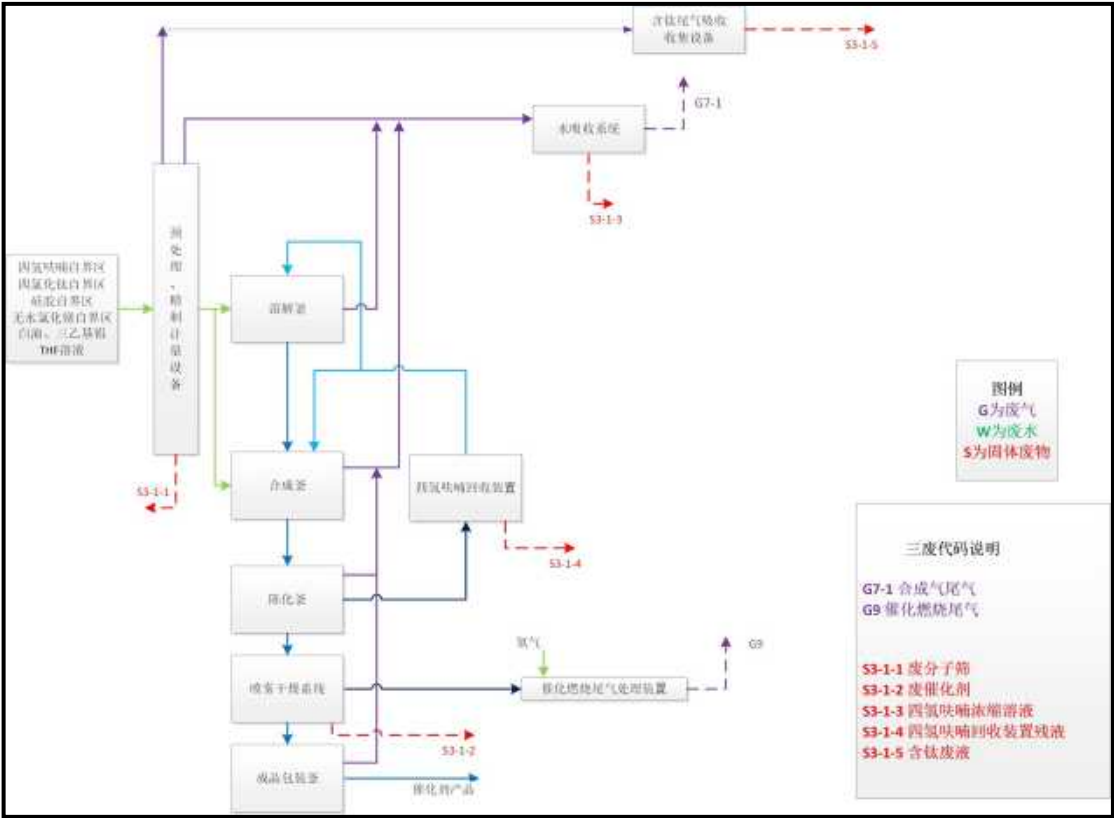


图 4.1-2 BSG 催化剂装置工艺流程及产排污节点图

表 4.1-2 BCG 催化剂装置产排污情况表

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
废气	G7-1	合成尾气	THF	1#焚烧炉采用低氮燃烧器，尾气通过急冷塔+水洗塔+碱洗塔+湿式电除尘器+SCR 脱硝	40m 高排气筒 G7（DA011）排放
	G9	喷雾干燥尾气	THF		

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
				反应器处理	
固废	S3-1-1	废分子筛	危险废物 HW49(900-041-49)	暂存于危废间，定期交有资质单位处理	
	S3-1-2	废催化剂	危险废物 HW50(261-154-50)		
	S3-1-3	废有机溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)	送 1#焚烧炉处理	
	S3-1-4	废液	危险废物 HW06(900-402-06)		
	S3-1-5	含钛废液	危险废物 HW06(900-402-06)	暂存于危废间，定期交有资质单位处理	

4.3 BCM 催化剂载体装置（属于聚烯烃催化剂装置）

BCM 载体的生产装置按工艺流程共分原料精制单元、BCM 载体合成单元、溶剂回收单元、辅助设备单元为四个单元。

1、原料精制单元

（1）乙醇精制：使用乙醇罐存储从界区接收的乙醇，乙醇经乙醇精制泵送至乙醇精制塔进行精制脱水，乙醇精制塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对乙醇进行精制，精制后的乙醇进入精乙醇罐中。对精制后的乙醇进行取样分析，合格乙醇用精乙醇泵送到载体合成单元。

（2）异辛醇精制：存储于异辛醇原料罐的原料异辛醇，经异辛醇精制泵送至异辛醇精制塔，异辛醇精制塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对异辛醇进行精制，精制后的异辛醇进入精异辛醇罐中。对精制后的异辛醇进行取样分析，合格异辛醇用精异辛醇泵送到载体合成单元。

（3）本单元过程控制平衡气体管理：

本单元生产过程中，乙醇、异辛醇精制系统使用设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送至辅助设备单元放空气收集及处理设备统一处理。

2、催化剂载体合成单元

催化剂载体合成为间歇操作过程，分为溶解、分散、合成、洗涤、干燥、筛分、掺混七个工序。

（1）溶解：溶解釜经氮气置换合格后，夹套通蒸汽预热，由乙醇计量罐加入一定量的乙醇，开始搅拌，按规定量加入碘（和/或氯化镁），然后升温至一定的温度，恒温至固体溶解，再从异辛醇计量罐加入一定量的异辛醇，搅拌混匀后，按照工艺需要用氮气逐步压送至分散釜中或计量罐中待用。

（2）分散：分散釜经氮气置换合格后，夹套通热水，接配置釜中的溶液，开启搅拌，升温至设定温度，通过固体加料器加入镁粉，打开除盐水控制一定温度，接触一段时间后，将放空气经釜顶放空阀排放，将料液用氮气压送至合成釜待用。反应过程中产生的氢气夹带着气相的乙醇进入分散釜上方的放空冷凝器，冷凝成液相的乙醇通过重力流回分散釜，冷凝后的气相进入不含钛常压放空总管，后经过尾气吸收塔对尾气中的乙醇进行统一吸收处理。不含乙醇含少量氢气的平衡气从尾气吸收塔上方排出至放空气输送总管输送至辅助设备单元放空气体收集及处理设备统一处理。

（3）合成：合成釜经氮气置换合格后，夹套通热水预热，接分散釜的料液，控制一定温度，随着反应的进行，适时从计量罐中滴加入碘（和/或氯化镁）的乙醇溶液，以促进反应的进行，反应后期，体系粘度增加时，滴加入适量的乙醇，以便料液较好的分散。反应至无氢气产生为止，再加入足量的乙醇将料液转移至洗涤釜。反应过程中产生的氢气夹带着气相的乙醇经合成釜上冷凝器冷凝，液相的乙醇流回合成釜，气相含少量氢气的过程平衡气输送至尾气吸收塔吸收夹带的乙醇，塔顶不含乙醇的平衡气经密闭管道输送至辅助设备单元气体收集及处理设备统一处理。

（4）洗涤：洗涤釜经氮气置换合格后，夹套通热水预热，接合成釜的料液，通过洗涤釜底的过滤板压滤出其中的液体，将乙醇滤液氮气压送至溶剂回收单元乙醇蒸馏釜。压滤完成后，由乙醇计量罐向洗涤釜加入定量的乙醇，控制一定温度进行洗涤，洗涤液压滤至溶剂回收单元乙醇蒸馏釜。加入定量的己烷乙醇的混合液，控制一定温度洗涤两次，洗涤液压滤至混合液蒸馏釜中。洗涤完毕后，加入定量己烷乙醇混合液，将洗涤后的载体悬浮转移至抽干釜。同时将洗涤釜抽真空进行干燥，准备接收下一次进料。

（5）抽干：抽干釜经氮气置换合格后，接收从洗涤釜转移来的物料，压滤出物料中的滤液去溶剂回收单元乙醇蒸馏釜。压滤完毕后，夹套通入热水并经过静置抽真空、搅拌点动、反吹点动等方式将液体真空排出形成干燥固体载体，抽出的液体由真空凝液罐收集后压入凝液收集罐中。

（6）筛分：待载体物料干燥后，抽干釜中的载体缓慢下料到振动筛分机中，

筛分后装桶。

（7）掺混：将不同批次制备的催化剂载体通过掺和釜掺和以制备载体成品。

（8）载体合成单元的配套真空系统：

配套载体合成真空系统：来自合成单元的抽真空气体，先经过粉尘过滤器过滤掉催化剂粉尘，然后进入真空冷凝器，将有机物冷凝至真空凝液罐，冷凝后的气体经过真空缓冲罐，进入真空泵，最后抽真空气体经过真空放空缓冲罐排至放空总管。

（9）本单元过程控制平衡气体管理：

本单元生产过程中，原料计量罐、载体合成用各设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到辅助设备单元气体收集及处理设备集中处理。

3. 溶剂回收单元

（1）乙醇蒸馏：

来自洗涤釜、抽干釜的乙醇滤液和凝液罐中的乙醇凝液在乙醇蒸馏釜中用蒸汽升温，通过调节蒸馏釜夹套通入的蒸汽量来控制釜内温度。蒸馏釜蒸出的乙醇蒸汽进入乙醇蒸馏塔，塔顶部气相经塔顶冷凝器冷凝后进入塔回流罐，利用重力部分回流，另一部分进入回收乙醇罐储存。釜温升至一定程度后釜中几乎无乙醇馏出，蒸馏完成，蒸馏釜内的残液为载体细粉和异辛醇等作为危废定期集中处理。

己烷乙醇混合液蒸馏：来自洗涤釜、抽干釜、凝液收集罐的己烷乙醇混合滤液在混合液蒸馏釜中用蒸汽升温，通过调节混合液蒸馏釜的夹套通入的蒸汽量来控制釜内温度。混合液蒸馏釜蒸出的蒸汽进入乙醇蒸馏塔，塔顶部气相经塔顶冷凝器冷凝后进入塔回流罐，利用重力部分回流，温度在 65℃以下馏出的馏分至共沸物罐中储存，65~79℃的馏分至中间馏分罐中储存，大于 79℃的馏分至回收乙醇罐储存。待蒸馏完成，釜内的残液为载体细粉和乙醇等，作为废液定期送出。

（2）本单元过程控制平衡气体管理：

本单元生产过程中，乙醇蒸馏系统和己烷乙醇混合液蒸馏系统设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到辅助设备单元气体收集及处理设备集中处理。

4. 辅助设备单元

辅助设备单元设置了蒸汽、循环水、仪表风、氮气、热水、冷油等系统，供各单元的设备使用。

载体在制备过程中产生的平衡气统一由密闭管道输送至本单元放空气处理系统，经过深冷，深冷下来的残液作为危废处理，不凝汽经密闭管道输送至界区外聚烯烃催化剂焚烧炉集中焚烧处理。

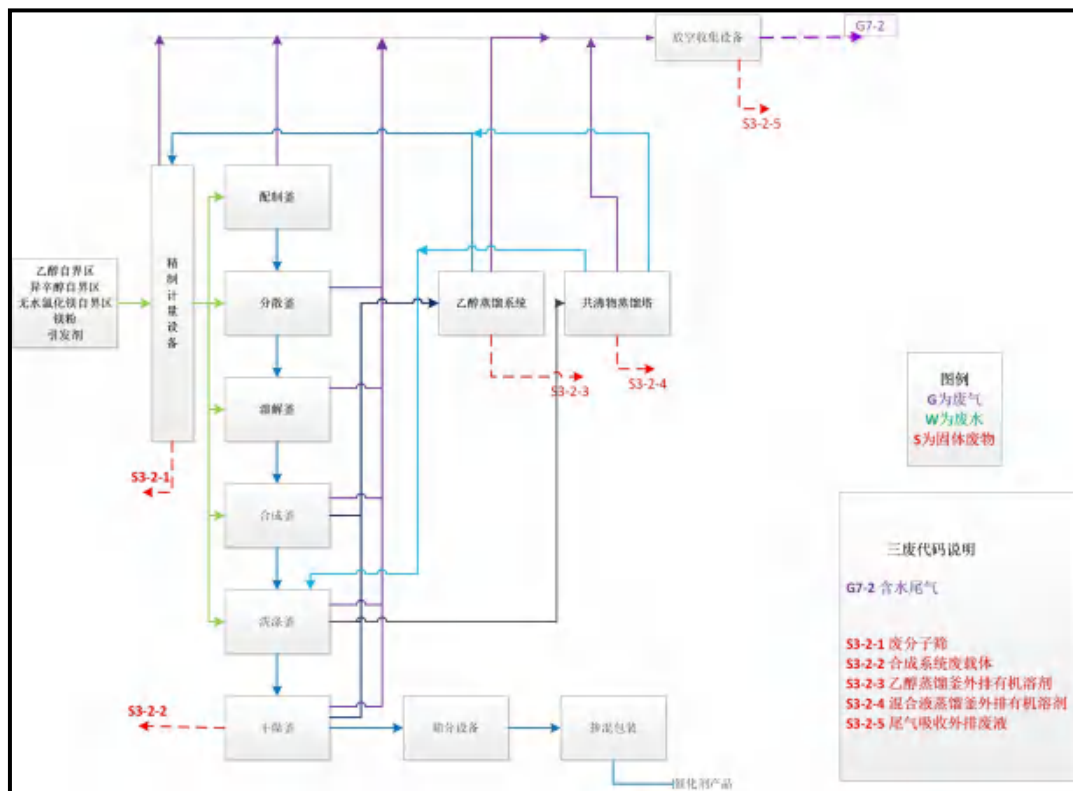


图 4.1-3 BCM 催化剂载体装置工艺流程及产排污节点图

表 4.1-3 BCM 催化剂载体装置产排污情况表

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
废气	G7-2	尾气吸收放空气	乙醇、己烷	进入 1#焚烧炉焚烧处理（低氮燃烧），尾气经急冷塔+水洗塔+碱洗塔+湿式电除尘器+SCR脱硝反应器处理	40m 高排气筒 G7（DA011）排放
固废	S3-2-1	废分子筛	危险废物 HW49(900-041-49)	暂存于危废间，定期交有资质单位处理	
	S3-2-2	废载体	危险废物 HW49(900-041-49)		

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
	S3-2-3	废溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)	送 1#焚烧炉处理	
	S3-2-4	废溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)		
	S3-2-5	废溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)		

4.4 BCM 催化剂装置（属于聚烯烃催化剂装置）

BCM 催化剂的生产装置按工艺流程原料精制单元、催化剂合成单元、溶剂回收单元、综合处理单元共分为四个单元。

1、原料精制单元（100 单元）

（1）甲苯精制：自界区外来的原料甲苯和水洗后的甲苯存储于甲苯原料罐，经甲苯精制泵送至甲苯精制塔，甲苯精馏塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对甲苯进行精制，精制后的甲苯进入精甲苯罐中。对精制后的甲苯进行取样分析，以水含量作为检测指标进行控制，超标原料返回甲苯原料罐重新精制处理，合格甲苯经精甲苯泵输送到催化剂合成单元供生产使用。

（2）己烷精制：自界区外来的原料己烷存储于己烷原料罐，经己烷精制泵送至己烷精馏塔，己烷精馏塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对己烷进行精制，精制后的己烷进入精己烷罐中。以水含量作为检测指标进行控制，超标原料返回己烷原料罐重新精制处理，合格己烷用精己烷泵送到合成单元。

（3）四氯化钛储运：自界区外来的原料四氯化钛中转存储于四氯化钛原料罐，经四氯化钛泵分别送到合成单元。

（4）白油精制：原料白油在白油精制罐中，采用夹套通蒸汽加热、罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将白油中水干燥到水含量合格后储存在精制罐。精白油用氮气压力输送到精白油计量罐备用。

（5）DNBP 精制：原料 DNBP 在白油精制罐中，采用夹套通蒸汽加热、罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将 DNBP 中水干燥到水含量合格后储存在精制罐。精 DNBP 用氮气压力输送到精 DNBP 计量罐备用。

（6）备用酯精制：原料备用酯在备用酯精制罐中，采用夹套通蒸汽加热、罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将备用酯中水含量干燥到控制指标后备用。

（7）原料精制真空系统：原料精制过程中需要抽真空，原料精制单元设置

了一套抽真空系统，对 ECP 精制罐、TBP 精制罐等设备进行抽真空操作，抽真空气体先经过真空凝液罐、真空缓冲罐，进入真空泵后送聚烯烃废气综合治理措施处理。

（8）本单元过程控制平衡气体管理：

①单元生产过程中，甲苯、己烷、白油、DNBP、备用酯及精制真空系统使用设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元不含钛放空收集处理设备集中处理。

②本单元生产过程中，四氯化钛使用设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元含钛放空收集处理设备集中处理。

2、催化剂合成单元（200 单元）

BCM 系列催化剂的合成路线包主要括载体配置、合成、洗涤、抽干、筛分、掺合几个步骤。

（1）载体配置在分散釜中进行：分散釜经氮气置换合格后，通过流量计加入一定量的精甲苯，搅拌，按规定量加入 BCM 载体。升至一定温度后搅拌一定时间，之后降温至一定温度后将上述混合物通过重力缓慢滴加至合成釜中。

（2）催化剂合成：合成釜经氮气置换合格后，将四氯化钛原料罐中的四氯化钛或回收的四氯化钛通过流量计或回收四氯化钛计量罐送到合成釜中。开启搅拌和夹套循环水系统，将釜中物料升至一定温度，然后接分散釜滴加转移的物料，滴加过程速度根据合成釜温度进行调整控制。滴加完毕后，使用热媒将合成釜内物料在一定时间内均匀升至工艺要求的温度，通过 DNBP 计量罐向合成釜中加入一定量的 DNBP，恒温。通过滗析压滤的方式将合成釜内的上层清液排至溶剂回收单元母液中转罐。

（3）洗涤前预热：根据工艺条件，将一定量的四氯化钛、甲苯预热，在预热釜中将四氯化钛和甲苯混合液预热到工艺温度。己烷通过预热换热器在输送过程加热至工艺温度。

（4）催化剂洗涤：合成釜压滤母液后，加入预热釜预热过的一定量的四氯化钛和甲苯，在一定温度下恒温钛处理一定时间，压滤；然后加入一定量加热后的己烷，进行己烷热洗，压滤滤液。通过压滤的方式得到的一次甲苯钛处理液送

入回收单元蒸馏釜；甲苯钛处理液送入溶剂回收单元粗分塔；己烷洗液送入溶剂回收单元己烷滤液罐。钛处理是对加入了给电子体的催化剂洗去多余的酯钛络合物并载钛，己烷洗是为了去除催化剂中未反应的四氯化钛及反应副产物。催化剂物料洗涤后，加入定量己烷，转移至抽干釜。

（5）催化剂抽干：经氮气置换合格后，接受从转移来的物料，沉降数小时，压滤出物料中的己烷滤液。压滤完毕后，通过间歇鼓氮，搅拌，抽真空的方式利用沸点将生产用溶剂己烷去除，形成催化剂固体粉末。

（6）筛分、掺合、配浆：待催化剂物料干燥后，干燥釜中的催化剂缓慢下料到振动筛分机中，筛分后装桶，去双螺旋锥形掺合釜进行掺合，从釜底出料装桶得到固体粉末形式的催化剂。将其中一部分催化剂桶装加入浆液配制釜，并从白油计量罐加入一定量的白油，配制成浆液形式的催化剂装桶。

（7）催化剂合成单元的配套真空系统：

催化剂合成真空系统：来自合成单元的抽真空气体，先经过粉尘过滤器过滤掉催化剂粉尘，然后进入真空冷凝器，将有机物冷凝至真空凝液罐，冷凝后的气体经过真空缓冲罐，进入真空泵，凝液罐中的冷凝液压送至溶剂回收单元己烷回收设备进行回收处理。

（8）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，分散釜、小原料计量罐设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元不含钛放空收集处理设备集中处理。

②本单元生产过程中，催化剂合成釜、洗涤釜、干燥釜、浆液釜、四氯化钛计量设备及真空泵使用的设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元含钛放空收集处理设备集中处理。

3.溶剂回收单元（300 单元）

（1）母液粗分

催化剂合成过程中产生的含钛母液为含四氯化钛、甲苯、高沸物的混合液。该混合液收集至母液中转罐后，经过预热器，连续进入薄膜蒸发器。在一定温度和高真空下，及在规定刮板转速下连续蒸发，重组分收集在底馏分接收罐中，再转移预处理釜。轻组分收集在顶馏分接收罐中，经隔膜泵送入粗四氯化钛塔，进