

目 录

1. 总论.....	1
1.1. 企业概况及项目由来.....	1
1.2. 项目环评批复及验收情况.....	3
1.3. 变动环境影响分析的编制依据.....	3
2. 变动情况.....	4
2.1. 规模的变动.....	4
2.2. 生产工艺的变动.....	36
2.3. 环境保护措施的变动.....	65
2.4. 与变动清单的对照.....	74
3. 评价要素.....	78
3.1. 评价等级.....	78
3.2. 评价范围.....	81
3.3. 环境敏感区.....	81
3.4. 评价标准.....	83
4. 环境影响分析说明.....	88
4.1. 变动后项目污染物产生及排放情况.....	88
4.2. 项目变动前、后污染物排放总量对比分析.....	122
5. 变动后环境管理.....	124
5.1. 变动后项目环境保护“三同时”验收一览表.....	124
5.2. 变动后营运期环境监测计划.....	125
5.3. 变动后项目竣工环保验收监测.....	126
6. 结论.....	128

6.1. 变动由来.....	128
6.2. 变动情况及环境影响说明.....	128
6.3. 变动前后污染物排放情况.....	128
6.4. 结论.....	128

附件：

附件 1 项目备案登记信息表

附件 2 现有项目环评及验收手续

附件 3 本项目原环评批复

附件 4 本项目总量申请材料

附件 5 企业污水接管协议

附件 6 企业营业执照

附件 7 企业排污许可证

附件 8 企业第四版环境风险应急预案备案登记表

附件 9 危废处置合同

附件 10 危废转移联单记录

附件 11 危废专项论证报告技术评审意见

附件 12 设计院关于醇醚项目变动说明

附件 13 壬基酚聚氧乙烯醚产品放弃生产承诺函

附件 14 变动影响分析报告评审会意见及签到表

1. 总论

1.1. 企业概况及项目由来

1.1.1. 企业概况

泰兴金燕化学科技有限公司于 2009 年 11 月落户泰兴，由原泰兴市丹天化工有限公司和泰兴丹天机械科技有限公司合并成立，属裕廊集团旗下子公司，总投资 15.56 亿元人民币，总占地面积 555.7 亩，企业厂区位于中国精细化工（泰兴）开发园区通园路 18 号，地理位置详见图 1.1-1。

企业已报批项目具体情况如下。

1、“年产 26 万吨环氧乙烷及配套 10 万吨乙醇胺、4 万吨羟烷基酯、3 万吨醇醚、6 万吨食品级二氧化碳回收项目”于 2011 年 5 月 3 日取得泰州市环境保护局环评批复（泰环计[2011]20 号）。一期建设内容：6 万吨/年环氧乙烷及配套空分装置、低温乙烯储罐等项目，其中 6 万吨/年环氧乙烷反应系统循环废气送地面火炬燃烧处理，修编报告于 2014 年 7 月 4 日取得泰兴市环境保护局环评批复（泰环字[2014]56 号），2013 年 8 月竣工，2016 年 9 月 9 日通过泰兴市环境保护局竣工环保验收（泰环验[2016]105 号）；二期一阶段建设内容：4 万吨/年轻烷基酯项目，2015 年 7 月竣工，2018 年 10 月 29 日取得专家组竣工环境保护验收意见（不含固体废物及噪声污染防治设施），2018 年 12 月 17 日噪声和固体废物污染防治设施通过泰州市行政审批局竣工环保验收（泰行审批（泰兴）[2018]20406 号）；二期二阶段建设内容：20 万吨/年环氧乙烷及 6 万吨/年食品级二氧化碳回收项目，2018 年 12 月竣工，2020 年 3 月 15 日取得专家组竣工环境保护验收意见（包括废水、废气、噪声和固废）。该项目剩余建设内容为 10 万吨乙醇胺产品、3 万吨醇醚产品，已放弃不再建设实施。

2、“7.5 万吨/年轻烷基酯、17 万吨/年醇醚系列产品扩建项目”于 2016 年 6 月 29 日取得泰兴市环境保护局环评批复（泰环字[2016]32 号）。已建设内容：7.5 万吨/年轻烷基酯项目（含 0.5t/h 固废焚烧炉、960m³/d 污水处理装置），和“年产 26 万吨环氧乙烷及配套 10 万吨乙醇

胺、4万吨羟烷基酯、3万吨醇醚、6万吨食品级二氧化碳回收项目”二期一阶段于2017年8月一同竣工并组织验收，2018年10月29日取得专家组竣工环境保护验收意见（不含固体废物及噪声污染防治设施），2018年12月17日噪声和固体废物污染防治设施通过泰州市行政审批局竣工环保验收（泰行审批(泰兴)[2018]20406号）。该项目剩余建设内容：17万吨/年醇醚系列产品，已放弃不再建设实施。

3、“年产7万吨聚羧酸单体/醇醚系列产品项目”于2019年7月22日取得泰州市行政审批局批复（泰行审批（泰兴）[2019]20364号）。已建设内容：脂肪醇聚氧乙烯醚0.5万吨/年，聚乙二醇0.5万吨/年，异戊烯醇聚氧乙烯醚2.5万吨/年，甲基烯丙醇聚氧乙烯醚3万吨/年，总产能6.5万吨/年，配套建设甲类仓库、丙类仓库、危废仓库各1栋，2021年6月竣工，8月进行环保设施调试，9月开始试运行，计划近期组织竣工环保自主验收。该项目剩余建设内容：0.5万吨/年壬基酚聚氧乙基醚产品，已决定放弃不再实施生产（详见附件）。

4、“固废焚烧炉技术改造和废气焚烧炉项目”于2020年12月3日取得泰州市行政审批局批复（泰行审批(泰兴)[2020]20439号）。拟建设内容：固废焚烧炉技改新增固废处理种类（处置能力不变），新增污泥/灰渣干化系统（干化能力2t/d），新增RTO焚烧装置（最大处理能力10000m³/h）和配套的废气收集管道，目前该项目仍在建设中。

企业已建成投产的产品主要为：26万吨/年环氧乙烷、1.43万吨/年乙二醇、1250吨/年二乙二醇、11.5万吨/年羟烷基酯、6万吨/年食品级二氧化碳、0.5万吨/年脂肪醇聚氧乙烯醚、0.5万吨/年聚乙二醇、2.5万吨/年异戊烯醇聚氧乙烯醚、3万吨/年甲基烯丙醇聚氧乙烯醚。

1.1.2. 变动报告由来

企业在“年产7万吨聚羧酸单体/醇醚系列产品项目”的实施过程中，项目的性质、地点未变动，主要为规模、生产工艺、环境保护措施（主要为废气污染防治措施）等方面存在变动。相对原环评，项目变动后不新增污染物种类和主要污染物排放总量，对照《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》（环办环评函[2020]688号）和《关于印发环评管理中部分行业建设项目重大变动清单的通知》（环办[2015]52号）中“石油炼制与石油化工建设项目重大变动

清单”文件规定，项目的变动不属于重大变动，因此根据《省生态环境厅关于加强涉变动项目环评与排污许可管理衔接的通知》（苏环办[2021]122号）文件要求，编制本项目一般变动环境影响分析报告，以此作为项目变动内容纳入排污许可和竣工环境保护验收管理的依据。

1.2. 项目环评批复及验收情况

表 1.2-1 项目环评批复及验收情况一览表

项目名称	环评批复	验收情况	备注
年产7万吨聚羧酸单体/醇醚系列产品项目	2019年7月22日取得泰州市行政审批局批复（泰行审批(泰兴)[2019]20364号）	建设内容：脂肪醇聚氧乙烯醚 0.5 万吨/年，聚乙二醇 0.5 万吨/年，异戊烯醇聚氧乙烯醚 2.5 万吨/年，甲基烯丙醇聚氧乙烯醚 3 万吨/年，总产能 6.5 万吨/年，配套建设甲类仓库、丙类仓库、危废仓库各 1 栋	目前试运行，计划近期组织自主验收
		剩余建设内容：0.5 万吨/年壬基酚聚氧乙基醚产品	放弃生产

1.3. 变动环境影响分析的编制依据

- （1）《中华人民共和国环境保护法》（2014年修订），2015年1月1日起施行；
- （2）《中华人民共和国环境影响评价法》（2018年修订），2018年12月29日起施行；
- （3）《建设项目环境保护管理条例》（2017修订），2017年10月1日起施行；
- （4）《关于印发环评管理中部分行业建设项目重大变动清单的通知》（环办[2015]52号）；
- （5）《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》（环办环评函[2020]688号），2020年12月13日发布实施；
- （6）《省生态环境厅关于加强涉变动项目环评与排污许可管理衔接的通知》（苏环办[2021]122号），2021年4月2日发布实施；
- （7）《关于全省排污权交易平台上线运行的通知》（苏环办[2021]58号），2021年2月22日发布实施；
- （8）《泰兴金燕化学科技有限公司年产7万吨聚羧酸单体/醇醚系列产品项目环境影响报告书》及批复（泰行审批(泰兴)[2019]20364号）。

2. 变动情况

依据《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》（环办环评函[2020]688号）和《关于印发环评管理中部分行业建设项目重大变动清单的通知》（环办[2015]52号）中“石油炼制与石油化工建设项目重大变动清单”要求，从建设项目的性质、规模、地点、生产工艺和环境保护措施5个因素，逐一梳理项目的变动内容，形成变动内容清单。

项目的建设性质、地点未发生变动，主要变动内容梳理后的情况如下。

2.1. 规模的变动

2.1.1. 产品方案变动

项目产品方案的变动主要是放弃1个产品（壬基酚聚氧乙烯醚），其余各产品质量标准等均与原环评一致。

表 2.1-1 项目产品方案一览表

序号	生产线名称	产品名称	规格型号	原环评		实际建设		备注
				生产能力 (万吨/年)	年运行时数 (小时/年)	生产能力 (万吨/年)	年运行时数 (小时/年)	
1	1.5万吨/年壬基酚聚氧乙烯醚/脂肪醇聚氧乙烯醚/聚乙二醇生产线	壬基酚聚氧乙烯醚	NP10	0.5	2500	0	0	弃产
2		脂肪醇聚氧乙烯醚	AEO9	0.5	2500	0.5	2500	
3		聚乙二醇	PEG	0.5	3000	0.5	3000	
4	2.5万吨/年异戊烯醇聚氧乙烯醚生产线	异戊烯醇聚氧乙烯醚	TPEG 2400	2.5	8000	2.5	8000	实际建设与环评一致
5	2×1.5万吨/年甲基烯丙醇聚氧乙烯醚生产线	甲基烯丙醇聚氧乙烯醚	HPEG	3	8000	3	8000	
合计				7	/	6.5	/	/

注：脂肪醇聚氧乙烯醚、聚乙二醇为共线生产的不同产品。

2.1.2. 设备变动

项目生产设备主要位于醇醚车间内，原环评未按产品分别列出各生产线设备，本次变动分析按企业实际建设的各生产线设备与原环评进行对比。

（1）400号生产线设备

脂肪醇聚氧乙烯醚和聚乙二醇使用400号生产线共线生产，具体设备情况详见下表。

根据对比结果可知：对于该生产线设备，原环评遗漏了一些设备信息，例如反应器外盘管介质、循环泵的电机等，本次补充相应信息；此外项目实际建设对中和釜、中和卸料泵、反应大循环换热器、反应小循环换热器、有机物分离罐的设备规格进行调整，主要是实际建设中根据主反应器对配套的辅助设备规格进行微调以最大化匹配生产线，不会影响拟定产品的生产能力。

表 2.1-2 醇醚车间--400 号生产线主要设备一览表

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
1	SA-401	聚合反应器	卧式椭圆封头鞍座 容器Φ1400×8000 V=13m ³	环氧乙烷、 物料	140	0.3	304	1	SA-401	聚合反应器	卧式椭圆封头鞍座 容器Φ1400×8000 V=13m ³	环氧乙烷、 物料	140	0.3/FV	304	1
												外盘管：蒸 汽	180	0.8		
2	SA-402	反应接收器	立式椭圆封头筒体 容器 Φ2600×3200/Φ800× 1200, V=20m ³	环氧乙烷、 半成品	140	0.3	304	1	SA-402	反应接收器	立式椭圆封头筒体 容器 Φ2600×3200/Φ800×1 200, V=20m ³	环氧乙烷、 半成品	140	0.3/FV	304	1
												内、外盘管： 蒸汽	180	0.8		
3	SA-403	中和釜	立式椭圆封头耳座 反应釜Φ3000×3800 V=30m ³	工艺物料	150	0.1MPa /FV	304	1	SA-403	中和釜	立式椭圆封头耳座 反应釜Φ3300×3800 V=35m ³	工艺物料	150	0.1MPa /FV	304	1
												外盘管：蒸 汽/循环水	134	0.2		
4	PC-401	主循环泵	磁力泵 Q=380m ³ /h, H=50m; 1450r/min	工艺物料	180	0.63	组合 件	1	PC-401	主循环泵	化工磁力泵 Q=380m ³ /h, H=50m; 1450r/min, NPSHr=1.5m	工艺物料	180	0.63	304	1
												夹套：蒸汽	134	0.2		
5	PC-403	小循环泵	磁力泵 Q=120m ³ /h, H=50m; NPSHr=1.5m	工艺物料	180	0.63	组合 件	1	PC-403	小循环泵	化工磁力泵 Q=120m ³ /h, H=50m; NPSHr=1.5m	工艺物料	180	0.63	304	1
												夹套：蒸汽	134	0.2		
6	PV-404	中和卸料 泵	齿轮泵 Q=38m ³ /h, 出口压力 0.28MPa, 进口真空度	半成品	50	0.32	组合 件	1	PV-404	中和卸料 泵	磁力泵 Q=38m ³ /h, 出 口压力 0.28MPa, 进 口真空度-0.05MPa	半成品	80	-0.05 /0.28	304	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
			-0.05MPa								防爆电机 15kW	夹套：蒸汽	134	0.2		
7	E-401	反应大循环换热器	立式列管式换热器 Φ900×4886 换热面积：220m ² ， 换热管Φ25×2.5	壳程：工艺物料	140	0.3	304	1	E-401	反应大循环换热器	立式列管式换热器 Φ900×4500 换热面积：160m ² ， 换热管Φ25×2.5	壳程：工艺物料	140	0.3	304	1
				管程：循环冷却水	32	0.3						管程：循环冷却水	32	0.3	316L	
8	E-402	反应小循环换热器	螺旋板换热器 换热面积：100m ²	热程：工艺物料	140	0.6	304	1	E-402	反应小循环换热器	螺旋板换热器 Φ1500×1000 换热面积：60m ²	热程：工艺物料	140	0.6	304	1
				冷程：循环冷却水	32	0.3						冷程：循环冷却水	32	0.3		
9	SV-402	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式 容器Φ800×1000 V=0.8m ³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1	SV-402	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式 容器Φ800×1500 V=1.2m ³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1
												内盘管：蒸汽	134	0.2		
												内盘管：冷冻水	7/12	0.45		

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处。

(2) 300 号生产线设备

异戊烯醇聚氧乙烯醚使用 300 号生产线生产，具体设备情况详见下表。

根据对比结果可知：对于该生产线设备，原环评遗漏了一些设备信息，例如反应器外盘管介质、循环泵的电机等，本次补充相应信息；此外项目实际建设对中和釜、中和剂计量泵、中和卸料泵、反应大循环换热器、反应小循环换热器、有机物分离罐的设备规格进行调整，主要是实际建设中根据主反应器对配套的辅助设备规格进行微调以最大化匹配生产线，不会影响拟定产品的生产能力。

表 2.1-3 醇醚车间--300 号生产线主要设备一览表

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
1	SA-301	聚合反应器	卧式椭圆封头鞍座容器Φ1400×8000 V=13m ³	环氧乙烷、物料	140	0.3	304	1	SA-301	聚合反应器	卧式椭圆封头鞍座容器Φ1400×8000 V=13m ³	环氧乙烷、物料	140	0.3/FV	304	1
												外盘管：蒸汽	180	0.8		
2	SA-302	反应接收器	立式椭圆封头筒体容器 Φ2600×3200/Φ800×1200, V=20m ³	环氧乙烷、C4/C5 醇	140	0.3	304	1	SA-302	反应接收器	立式椭圆封头筒体容器 Φ2600×3200/Φ800×1200, V=20m ³	环氧乙烷、C4/C5 醇	140	0.3/FV	304	1
												内、外盘管：蒸汽	180	0.8		
3	SA-303	中和釜	立式椭圆封头耳座反应釜Φ3000×3800 V=30m ³	工艺物料	150	0.1MPa/FV	304	1	SA-303	中和釜	立式椭圆封头耳座反应釜Φ3300×3800 V=35m ³	工艺物料	150	0.1MPa/FV	304	1
												外盘管：蒸汽/循环水	134	0.2		
4	PC-301	主循环泵	磁力泵 Q=380m ³ /h, H=50m; 1450r/min	工艺物料	180	0.63	组合件	1	PC-301	主循环泵	化工磁力泵 Q=380m ³ /h, H=50m; 1450r/min, NPSHr=1.5m	工艺物料	180	0.63	304	1
												夹套：蒸汽	134	0.2		
5	PC-303	小循环泵	磁力泵 Q=120m ³ /h, H=50m; NPSHr=1.5m	工艺物料	180	0.63	组合件	1	PC-303	小循环泵	化工磁力泵 Q=120m ³ /h, H=50m; NPSHr=1.5m	工艺物料	180	0.63	304	1
												夹套：蒸汽	134	0.2		
6	PD-302	中和剂计量泵	计量泵 Q=3m ³ /h, 出口压力 0.5MPa	醋酸	50	0.5	组合件	1	PD-302	中和剂计量泵	计量泵 Q=1m ³ /h, 出口压力 1.0MPa	醋酸	50	1	304	1
												夹套:热水	80	0.3		

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
7	PV-304	中和卸料泵	齿轮泵 Q=38m³/h, 出口压力 0.28MPa, 进口真空度-0.05MPa	半成品	50	0.32	组合件	1	PV-304	中和卸料泵	磁力泵 Q=38m³/h, 出口压力 0.28MPa, 进口真空度-0.05MPa	半成品	80℃	-0.05/0.28	304	1
											防爆电机 15kW	夹套: 蒸汽	134	0.2		
8	E-301	反应大循环换热器	立式列管式换热器 Φ900×4886 换热面积: 220m², 换热管Φ25×2.5	壳程: 工艺物料	140	0.3	304	1	E-301	反应大循环换热器	立式列管式换热器 Φ900×4500 换热面积: 160m², 换热管Φ25×2.5	壳程: 工艺物料	140	0.3	304	1
				管程: 循环冷却水	32	0.3						管程: 循环冷却水	32	0.3	316L	
9	E-302	反应小循环换热器	螺旋板换热器 换热面积: 100m²	热程: 工艺物料	140	0.6	304	1	E-302	反应小循环换热器	螺旋板换热器 Φ1500×1000 换热面积: 60m²	热程: 工艺物料	140	0.6	304	1
				冷程: 循环冷却水	32	0.3						冷程: 循环冷却水	32	0.3		
10	SR-302	中和剂计量罐	立式椭圆封头腿式容器 Φ1200×1600 V=2m³ 上下封头	醋酸	30	常压	304	1	SR-302	中和剂计量罐	立式椭圆封头腿式容器 Φ1200×1600 V=2m³ 上下封头	醋酸	30	常压	304	1
												内盘管: 热水	80	0.3		
11	SV-302	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式容器 Φ800×1000 V=0.8m³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1	SV-302	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式容器 Φ800×1500 V=1.2m³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1
												内盘管: 蒸汽	134	0.2		
												内盘管: 冷冻水	7/12	0.45		
12*	SV-303	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式容器 Φ800×1000 V=0.8m³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1	SV-303	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式容器 Φ800×1500 V=1.2m³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1
												内盘管: 蒸汽	134	0.2		
												内盘管: 冷冻水	7/12	0.45		

注: 深色区域为与原环评相比存在不同之处; *位号为 SV-303 的有机物分离罐为 300 号生产线与 400 号生产线共用设备。

(3) 100 号和 200 号生产线设备

甲基烯丙醇聚氧乙烯醚使用 100 号和 200 号生产线进行生产，两生产线规模相同，具体设备情况详见如下。

根据对比结果可知：对于 100 号和 200 号生产线设备，原环评遗漏了一些设备信息，例如反应器外盘管介质、循环泵的电机等，本次补充相应信息；此外项目实际建设对中和釜、中和剂计量泵、中和卸料泵、反应大循环换热器、反应小循环换热器、有机物分离罐的设备规格进行调整，主要是实际建设中根据主反应器对配套的辅助设备规格进行微调以最大化匹配生产线，不会影响拟定产品的生产能力。

表 2.1-4 醇醚车间--100 号生产线主要设备一览表

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
1	SA-101	聚合反应器	卧式椭圆封头鞍座容器Φ1400×8000 V=13m ³	环氧乙烷、物料	140	0.3	304	1	SA-101	聚合反应器	卧式椭圆封头鞍座容器Φ1400×8000 V=13m ³	环氧乙烷、物料	140	0.3/FV	304	1
												外盘管：蒸汽	180	0.8		
2	SA-102	反应接收器	立式椭圆封头筒体容器Φ2600×3200/Φ800×1200，V=20m ³	环氧乙烷、C4/C5 醇	140	0.3	304	1	SA-102	反应接收器	立式椭圆封头筒体容器Φ2600×3200/Φ800×1200，V=20m ³	环氧乙烷、C4/C5 醇	140	0.3/FV	304	1
												内、外盘管：蒸汽	180	0.8		
3	SA-103	中和釜	立式椭圆封头耳座反应釜Φ3000×3800 V=30m ³	工艺物料	150	0.1MPa/FV	304	1	SA-103	中和釜	立式椭圆封头耳座反应釜Φ3300×3800 V=35m ³	工艺物料	150	0.1MPa/FV	304	1
												外盘管：蒸汽/循环水	134	0.2		
4	SR-102	中和剂计量罐	立式椭圆封头腿式容器Φ1200×1600 V=2m ³ 上下封头	醋酸	30	常压	304	1	SR-102	中和剂计量罐	立式椭圆封头腿式容器Φ1200×1600 V=2m ³ 上下封头	醋酸	30	常压	304	1
												内盘管：热水	80	0.3		
5	SV-102	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式容器Φ800×1000 V=0.8m ³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1	SV-102	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式容器Φ800×1500 V=1.2m ³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1
												内盘管：蒸汽	134	0.2		
												内盘管：冷冻水	7/12	0.45		
6*	SV-103	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式容器Φ800×1000 V=0.8m ³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1	SV-103	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式容器Φ800×1500 V=1.2m ³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1
												内盘管：蒸汽	134	0.2		

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
												汽				
												内盘管：冷冻水	7/12	0.45		
7	PC-101	主循环泵	磁力泵 Q=380m³/h, H=50m; 1450r/min	工艺物料	180	0.63	组合件	1	PC-101	主循环泵	化工磁力泵 Q=380m³/h, H=50m; 1450r/min, NPSHr=1.5m	工艺物料	180	0.63	304	1
											防爆电机 132kW	夹套：蒸汽	134	0.2		
8	PC-103	小循环泵	磁力泵 Q=120m³/h, H=50m; NPSHr=1.5m	工艺物料	180	0.63	组合件	1	PC-103	小循环泵	化工磁力泵 Q=120m³/h, H=50m; NPSHr=1.5m	工艺物料	180	0.63	304	1
											防爆电机 45kW	夹套：蒸汽	134	0.2		
9	PD-102	中和剂计量泵	计量泵 Q=3m³/h, 出口压力 0.5MPa	醋酸	50	0.5	组合件	1	PD-102	中和剂计量泵	计量泵 Q=1m³/h, 出口压力 1.0MPa	醋酸	50	1	304	1
											防爆电机 1.5kW	夹套：热水	80	0.3		
10	PV-104	中和卸料泵	齿轮泵 Q=38m³/h, 出口压力 0.28MPa, 进口真空度-0.05MPa	半成品	50	0.32	组合件	1	PV-104	中和卸料泵	磁力泵 Q=38m³/h, 出口压力 0.28MPa, 进口真空度-0.05MPa	半成品	80℃	-0.05/0.28	304	1
											防爆电机 15kW	夹套：蒸汽	134	0.2		
11	E-101	反应大循环换热器	立式列管式换热器 Φ900×4886 换热面积：220m², 换热管Φ25×2.5	壳程：工艺物料 管程：循环冷却水	140 32	0.3 0.3	304	1	E-101	反应大循环换热器	立式列管式换热器 Φ900×4500 换热面积：160m², 换热管Φ25×2.5	壳程：工艺物料 管程：循环冷却水	140 32	0.3 0.3	304 316L	1
12	E-102	反应小循环换热器	螺旋板换热器 换热面积：100m²	热程：工艺物料 冷程：循环	140 32	0.6 0.3	304	1	E-102	反应小循环换热器	螺旋板换热器 Φ1500×1000 换热面积：60m²	热程：工艺物料 冷程：循环	140 32	0.6 0.3	304	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
				冷却水								冷却水				

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处；*位号为 SV-103 的有机物分离罐为 100 号生产线与 200 号生产线共用设备。

表 2.1-5 醇醚车间--200 号生产线主要设备一览表

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
1	SA-201	聚合反应器	卧式椭圆封头鞍座容器Φ1400×8000 V=13m ³	环氧乙烷、物料	140	0.3	304	1	SA-201	聚合反应器	卧式椭圆封头鞍座容器Φ1400×8000 V=13m ³	环氧乙烷、物料	140	0.3/FV	304	1
												外盘管：蒸汽	180	0.8		
2	SA-202	反应接收器	立式椭圆封头筒体容器 Φ2600×3200/Φ800×1200，V=20m ³	环氧乙烷、半成品	140	0.3	304	1	SA-202	反应接收器	立式椭圆封头筒体容器 Φ2600×3200/Φ800×1200，V=20m ³	环氧乙烷、半成品	140	0.3/FV	304	1
												内、外盘管：蒸汽	180	0.8		
3	SA-203	中和釜	立式椭圆封头耳座反应釜Φ3000×3800 V=30m ³	工艺物料	150	0.1MPa/FV	304	1	SA-203	中和釜	立式椭圆封头耳座反应釜Φ3300×3800 V=35m ³	工艺物料	150	0.1MPa/FV	304	1
											防爆电机 22kW	外盘管：蒸汽/循环水	134	0.2		
4	PC-201	主循环泵	磁力泵 Q=380m ³ /h， H=50m；1450r/min	工艺物料	180	0.63	组合件	1	PC-201	主循环泵	化工磁力泵 Q=380m ³ /h，H=50m； 1450r/min， NPSHr=1.5m	工艺物料	180	0.63	304	1
											防爆电机 132kW	夹套：蒸汽	134	0.2		
5	PC-203	小循环泵	磁力泵 Q=120m ³ /h，	工艺物料	180	0.63	组合	1	PC-203	小循环泵	化工磁力泵	工艺物料	180	0.63	304	1

序号	环评设计情况								实际建设情况										
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度℃	压力MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度℃	压力MPa	材质	数量			
			H=50m; NPSHr=1.5m				件				Q=120m³/h, H=50m; NPSHr=1.5m								
			防爆电机 45kW								夹套: 蒸汽						134	0.2	
6	PV-204	中和卸料泵	齿轮泵 Q=38m³/h, 出口压力 0.28MPa, 进口真空度-0.05MPa	半成品	50	0.32	组合件	1	PV-204	中和卸料泵	磁力泵 Q=38m³/h, 出口压力 0.28MPa, 进口真空度-0.05MPa	半成品	80℃	-0.05/0.28	304	1			
											防爆电机 15kW						夹套: 蒸汽	134	0.2
7	E-201	反应大循环换热器	立式列管式换热器 Φ900×4886 换热面积: 220m², 换热管Φ25×2.5	壳程: 工艺物料	140	0.3	304	1	E-201	反应大循环换热器	立式列管式换热器 Φ900×4500 换热面积: 160m², 换热管Φ25×2.5	壳程: 工艺物料	140	0.3	304	1			
				管程: 循环冷却水								32					0.3	管程: 循环冷却水	32
8	E-202	反应小循环换热器	螺旋板换热器 换热面积: 100m²	热程: 工艺物料	140	0.6	304	1	E-202	反应小循环换热器	螺旋板换热器 Φ1500×1000 换热面积: 60m²	热程: 工艺物料	140	0.6	304	1			
				冷程: 循环冷却水								32					0.3	冷程: 循环冷却水	32
9	SV-202	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式容器Φ800×1000 V=0.8m³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1	SV-202	有机物分离罐	立式椭圆封头腿式容器Φ800×1500 V=1.2m³ 上下封头	有机物	120	0.05MPa/FV	304	1			
												内盘管:蒸汽					134	0.2	

注: 深色区域为与原环评相比存在不同之处。

（4）催化剂配置及前处理单元设备

项目产品生产使用的催化剂均需单独配置后添加入釜，具体设备情况详见如下。

根据对比结果可知：对于催化剂配置和前处理单元设备，原环评遗漏了一些设备信息，主要为釜和泵的电机，本次补充相应信息；此外项目实际建设对部分泵设备的输送压力进行调整，并增加了加料绞龙设备，主要是实际建设中根据工艺需要增加辅助设备，催化剂配置作为主生产线的辅助单元，本次设备变动不会影响拟定产品的生产能力。

表 2.1-6 醇醚车间--催化剂配置及前处理单元主要设备一览表

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
1	R-501	催化剂配制釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ2200×2800 V=8m ³	半成品、氢化钠	50	常压	304	1	R-501	催化剂配制釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ2200×2800 V=8m ³	半成品、氢化钠	50	常压	304	1
											防爆电机 11kW	内盘管：循环水	32	0.3		
2	R-502	催化剂配制釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ2200×2800 V=8m ³	半成品、氢化钠	50	常压	304	1	R-502	催化剂配制釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ2200×2800 V=8m ³	半成品、氢化钠	50	常压	304	1
											防爆电机 11kW	内盘管：循环水	32	0.3		
3	R-503	中间体催化剂配制釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ1000×1200 V=1m ³	C4/C5 醇、氢化钠	50	常压	304	1	R-503	中间体催化剂配制釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ1000×1200 V=1m ³	C4/C5 醇、氢化钠	50	常压	304	1
											防爆电机 2.2kW	内盘管：循环水	32	0.3		
4	R-504	前处理釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ1850×2000 V=6m ³	催化剂、醇/醚中间体	40	常压	304	1	R-504	前处理釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ1850×2000 V=6m ³	催化剂、醇/醚中间体	40	常压	304	1
											防爆电机 11kW	外半管：蒸汽	134	0.2		
5	R-505	前处理釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ1850×2000 V=6m ³	催化剂、醇/醚中间体	40	常压	304	1	R-505	前处理釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ1850×2000 V=6m ³	催化剂、醇/醚中间体	40	常压	304	1
											防爆电机 11kW	外半管：蒸汽	134	0.2		
6	V-501	催化剂缓冲釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ2200×2800	催化剂	50	常压	304	1	V-501	催化剂缓冲釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ2200×2800	催化剂	50	常压	304	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
			V=8m ³								V=8m ³					
											防爆电机 11kW					
7	V-502	催化剂缓冲釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ2200×2800 V=8m ³	催化剂	50	常压	304	1	V-502	催化剂缓冲釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ2200×2800 V=8m ³	催化剂	50	常压	304	1
											防爆电机 11kW					
8	V-505	甲基烯丙醇槽	立式下椭圆封头固定顶容器Φ3600×4800 V=50m ³	甲基烯丙醇	常温	常压	304	1	V-505	甲基烯丙醇槽	立式下椭圆封头固定顶容器 Φ3600×4800 V=50m ³	甲基烯丙醇	常温	常压	304	1
9	V-506	异戊烯醇槽	立式下椭圆封头固定顶容器Φ3600×4800 V=50m ³	异戊烯醇	常温	常压	304	1	V-506	异戊烯醇槽	立式下椭圆封头固定顶容器 Φ3600×4800 V=50m ³	异戊烯醇	常温	常压	304	1
10	P-501	催化剂输送泵	齿轮泵 Q=8m ³ /h, 出口压力 0.33MPa, 进口真空度-0.05MPa	催化剂	常温	进口: 0.03	组合件	1	P-501	催化剂输送泵	磁力齿轮泵 Q=8m ³ /h, 出口压力 0.33MPa, 进口真空度-0.05MPa	催化剂	常温	-0.05/0.33	304	1
											防爆电机 3kW					
11	P-502	催化剂转料泵	齿轮泵 Q=18m ³ /h, 出口压力 0.36MPa, 进口真空度-0.05MPa	催化剂	常温	进口: 0.03	组合件	1	P-502	催化剂转料泵	齿轮泵 Q=18m ³ /h, 出口压力 0.36MPa, 进口真空度-0.05MPa	催化剂	常温	-0.05/0.36	304	1
											防爆电机 7.5kW					
12	P-503	催化剂输送泵	齿轮泵 Q=8m ³ /h, 出口压力 0.33MPa, 进口真空度-0.05MPa	催化剂	常温	进口: 0.03	304	1	P-503	催化剂输送泵	齿轮泵 Q=8m ³ /h, 出口压力 0.33MPa, 进口真空度-0.05MPa	催化剂	常温	-0.05/0.33	304	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
											防爆电机 3kW					
13	P-504	催化剂转料泵	齿轮泵 Q=18m³/h, 出口压力 0.36MPa, 进口真空度-0.05MPa	催化剂	常温	进口: 0.03	组合件	1	P-504	催化剂转料泵	齿轮泵 Q=18m³/h, 出口压力 0.36MPa, 进口真空度-0.05MPa	催化剂	常温	-0.05/0.36	304	1
											防爆电机 7.5kW					
14	P-506	醋酸输送泵	自吸耐腐蚀泵 Q=12.5m³/h, H=25m	醋酸	常温	进口: 0.03	组合件	1	P-506	醋酸输送泵	磁力自吸耐腐蚀泵 Q=12.5m³/h, H=25m	醋酸	常温	0.25	304	1
											防爆电机 4kW	夹套:热水	80	0.3		
15	P-508	甲基烯丙醇输送泵	化工离心泵 Q=18m³/h, H=20m	甲基烯丙醇	常温	进口: 0.03	组合件	1	P-508	甲基烯丙醇输送泵	化工离心泵 Q=18m³/h, H=20m	甲基烯丙醇	常温	0.2	304	1
											防爆电机 4kW					
16	P-509	异戊烯醇输送泵	化工离心泵 Q=18m³/h, H=20m	异戊烯醇	常温	进口: 0.03	组合件	1	P-509	异戊烯醇输送泵	化工离心泵 Q=18m³/h, H=20m	异戊烯醇	常温	0.2	304	1
											防爆电机 4kW					
17	P-510	中间体催化剂转料泵	齿轮泵 Q=3.3m³/h, 出口压力 0.33MPa, 进口真空度-0.05MPa	中间催化剂	常温	进口: 0.03	组合件	1	P-510	中间体催化剂转料泵	磁力齿轮泵 Q=3.3m³/h, 出口压力 0.33MPa, 进口真空度-0.05MPa	中间催化剂	常温	-0.05/0.33	304	1
											防爆电机 2.2kW					
18	P-511	中间体催化剂输送泵	齿轮泵 Q=1.1m³/h, 出口压力 0.33MPa, 进口真空度-0.05MPa	中间催化剂	常温	进口: 0.03	组合件	1	P-511	中间体催化剂输送泵	磁力齿轮泵 Q=1.1m³/h, 出口压力 0.33MPa, 进口真空度-0.05MPa	中间催化剂	常温	-0.05/0.33	304	1
											防爆电机 1.5kW					
19	P-514	前处理釜打料泵	化工离心泵 Q=30m³/h, H=36m	催化剂、醇/醚中间体	40	0.45	组合件	1	P-514	前处理釜打料泵	化工离心泵 Q=30m³/h, H=36m	催化剂、醇/醚中间体	40	0.45	304	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
											防爆电机 11kW					
20	P-515	前处理釜打料泵	化工离心泵 Q=30m ³ /h, H=36m	催化剂、醇/醚中间体	40	0.45	组合件	1	P-515	前处理釜打料泵	化工离心泵 Q=30m ³ /h, H=36m	催化剂、醇/醚中间体	40	0.45	304	1
											防爆电机 11kW					
21	V-507	中间体催化剂缓冲釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ1000×1200 V=1m ³	中间体催化剂	50	常压	304	1	V-504	中间体催化剂缓冲釜	立式耳坐椭圆封头配置釜Φ1000×1200 V=1m ³	中间体催化剂	50	常压	304	1
											防爆电机 2.2kW	内盘管:热水	80	0.3		
22	V-503	醋酸缓存罐	立式平地锥顶常压容器Φ2600×3600 V=20m ³	醋酸	30	常压	304	1	V-503	醋酸缓存罐	立式平地锥顶常压容器Φ2600×3600 V=20m ³	醋酸	30	常压	304	1
											内盘管:热水	80	0.3			
23	/	/	/	/	/	/	/	/	X-501	加料绞龙	防爆型粉体失重喂料器, 喂料范围3~15kg/h, 精度<5‰	催化剂	常温	常压	304	1
											功率 1.3kW					
24	/	/	/	/	/	/	/	/	X-502	加料绞龙	防爆型粉体失重喂料器, 喂料范围3~15kg/h, 精度<5‰	催化剂	常温	常压	304	1
											功率 1.3kW					
25	/	/	/	/	/	/	/	/	X-503	加料绞龙	防爆型粉体失重喂料器, 喂料范围3~15kg/h, 精度<5‰	催化剂	常温	常压	304	1
											功率 1.3kW					

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处。

(5) 造粒包装设备

项目聚乙二醇、异戊烯醇聚氧乙烯醚、甲基烯丙醇聚氧乙烯醚 3 种产品均采用造粒后袋装方式贮存，故项目在醇醚车间内建设 1 间造粒包装间，具体设备情况详见如下。

根据对比结果可知：对于造粒包装设备，项目实际建设对造粒设备、包装机组、输送带等进行调整，由切片机改为钢带回转造粒机，生产速率不变但抑制粉尘产生效果较好，同时更换了包装效率更高的包装机组（由 10t/h 提升为 15t/h）及配套设备，而造粒包装单元作为主生产线的辅助单元，本次设备变动不会影响拟定产品的生产能力，同时对造粒工序粉尘的源头控制效果更好。

表 2.1-7 醇醚车间--造粒包装间设备一览表

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
1	V-701	料仓	立式平顶锥底容器 Φ1500×2500 V=2m ³	成品固体	常温	常压	S30408	1	V-701	上储料仓	立式平顶锥底方形料仓 □2000×2000×1500(直筒高), 锥底高 1200, V=7.6m ³	成品颗粒	常温	常压	304	1
2	V-702	料仓	立式固定顶容器 Φ1500×2500 V=2m ³	成品固体	常温	常压	S30408	1	V-702	下储料仓	立式平顶锥底方形料仓 □2000×2000×2000(直筒高), 锥底高 1200, V=9m ³	成品颗粒	常温	常压	304	1
3	X-702 ABCD	切片机	处理能力: 2t/h, 外形: 2m×4.8m×1.5m	成品固体	常温	常压	304	4	X-701 ABCD	造粒机	钢带回转造粒机, 处理能力: 2t/h, 外形: 21.8m×2.6m×2.23m, 钢带宽度 1.5m, 钢带有效冷却长度 19m	成品固体	50	0.15~0.3	组合件	4
											电机功率 7.7kW	冷冻水	7/12	0.45		
4	X-703 ABCD	切片机	处理能力: 2t/h, 外形: 2m×4.8m×1.5m	成品固体	常温	常压	S30408	4	X-702 ABCD	造粒机	钢带回转造粒机, 处理能力: 2t/h, 外形: 21.8m×2.6m×2.23m, 钢带宽度 1.5m, 钢带有效冷却长度 19m	成品固体	50	0.15~0.3	组合件	4
											电机功率 7.7kW	冷冻水	7/12	0.45		
5	X-701	包装机	宽 6m, 长 16m, 输送能力: 10t/h	成品固体	常温	常压	304	1	X-703	包装机组	全自动包装码垛线, 袋装重量 25kg/包, 包装精度: ±2%, 包装速度: 600 包/小时 (25kg/包), 气源: 压缩空气 0.6MPa, 气量: 1200NL/min, 总功率	醇醚成品颗粒	常温	常压	组合件	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
											37.5kW					
										料斗	容积约 1m ³ , 含低料位器				SUS304	1
										包装秤	LCS25, 物料接触部分不锈钢 SUS304; 双斗闸门秤, 包装速度 600 包/小时, 称重精度 2‰				SUS304	1
										平台	包装钢平台				C.S	1
										自动包装机	PCPM600, 适用包装袋: 覆膜编织袋, 一字型袋, 袋口离物料高度 200mm, 包装袋整齐无褶皱; 上袋速度: 片状物料 600 袋/小时; 功率: 11kW; 气源压力: 0.6MPa; 含现场控制箱, 送包小车、上袋机构等, 包装规格: 25 公斤/袋; 包装物料: 颗粒料				组合件	1
										立袋输送机	PDSS3500, 板链式输送机, 长 3.5 米, 功率 1.1kW				组合件	1
										缝包机组	GA1 GS-9C GP6000, 移动式立柱, 光电感应缝包, 自动切线; 德超 GS-9C 油浸式自动润滑机头, GP6000 折边机; 电机功率: 0.4kW				组合件	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
										倒袋输送机	DD-II, 直角式, 气缸推倒装置, 皮带式输送机, 长度 4.5 米; PVC 皮带, 碳钢喷塑, 含挡板, 电机功率: 1.5kW				组合件	1
										爬坡输送机	PDSS60, 皮带式输送机, 长 2 米; PVC 皮带, 碳钢喷塑, 含挡板, 电机功率: 0.75kW				组合件	1
										滚筒整形机	ZX-GTD, 方形滚筒, 压力可调, 机架喷塑。电机功率: 1.5kW				组合件	1
										重量检测机	NWC-490, 电机功率: 0.75kW				组合件	1
										剔除输送机	TCSS, 长 1.5 米, 剔除气缸 SMC, 碳钢喷塑, 含挡板, 电机功率: 0.4kW				组合件	1
										喷码输送机	PDSS60, 皮带式输送机, 长 1.5 米; PVC 皮带, 碳钢喷塑, 含挡板, 电机功率: 0.4kW				组合件	1
										待码输送机	DM-I, 滚筒式输送机, 宽 0.6 米, 碳钢喷塑机架, ϕ 50 镀锌滚筒, 刹车电机。电机功率: 0.4kW				组合件	1
										喷码机	9018, 品牌: 美国马肯依				组合	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
											码士，小字符喷码机				件	
										空托盘库	TPKT，碳钢机架，气动升降机构，气动开合机				组合件	1
										空托盘输送机	TPKKS-II（双链式），长度 4.0 米，碳钢机架，链条传动式。电机功率：0.75kW				组合件	2
										空托盘输送机	TPKKS-II（双链式），长度 3.0 米，碳钢机架，链条传动式，电机功率：0.75kW				组合件	1
										空托盘移栽机构	TPKKY-II（双链式），碳钢机架，电机功率：0.8kW				组合件	2
										码垛位输送机	TPKMS-III（三排链），长度 2.4 米。碳钢机架，辊筒式，电机功率：1.5kW				组合件	1
										在线缠绕机	四周在线缠绕，电机功率：3.2kW				组合件	1
										叉取位输送机	TPKCS-III（三排链），长度 2.4 米。碳钢机架，辊筒式，电机功率：1.5kW				组合件	1
										机器人	CP180L，品牌：日本川崎，包装袋型号：25kg；产能：500-800 袋/小时；				组合件	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
											码垛高度：8 层；含机器人控制柜及控制软件。电机功率：10kW					
6	X-704	输送带	宽 0.5m 长 22m，输送能力：10t/h	成品固体	常温	常压	S30408	1	L-701	物料收集皮带	2t/h，长度 2 米，电机功率：1.5kW	醇醚成品颗粒	常温	常压	组合件	1
7	X-705	输送带	宽 0.5m 长 22m，输送能力：10t/h	成品固体	常温	常压	S30408	1	L-702	物料收集皮带	6t/h，长度 9.5 米，电机功率：6kW	醇醚成品颗粒	常温	常压	组合件	1
8	X-706	输送带	宽 0.5m 长 8.5m，输送能力：20t/h	成品固体	常温	常压	S30408	1	L-703	物料收集皮带	2t/h，长度 2 米，电机功率：1.5kW	醇醚成品颗粒	常温	常压	组合件	1
9	/	/	/	/	/	/	/	/	L-704	物料收集皮带	6t/h，长度 9.5 米，电机功率：6kW	醇醚成品颗粒	常温	常压	组合件	1
10	/	/	/	/	/	/	/	/	L-705	斗式提升机	斗式提升机，提升量约 20m ³ /h，电机功率 11kW	醇醚成品颗粒	常温	常压	组合件	1

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处。

(6) 真空系统、尾气处理等其他设备

项目其他辅助设备包括真空系统、尾气处理等，具体设备情况详见如下。

根据对比结果可知：对于辅助设备，原环评遗漏了一些设备信息，主要为缓冲槽外盘管、泵的电机等，本次补充相应信息；此外项目实际建设对部分泵设备的输送压力进行调整，并增减了一些设备，主要是实际建设中根据工艺需要对辅助设备增减，作为主生产线的辅助单元，本次设备变动不会影响拟定产品的生产能力。

表 2.1-8 醇醚车间--真空系统、尾气处理等其他设备一览表

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
1	V-601	冷凝水接收罐	卧式椭圆封头筒体容器Φ2000×2800 V=8.8m ³	冷凝水	80	常压	Q245R	1	V-601	冷凝水接收罐	卧式椭圆封头筒体容器Φ2000×2800 V=8.8m ³	冷凝水	80	常压	Q245R	1
2	V-602AB	半成品缓冲槽	立式下椭圆封头固定顶容器Φ3600×4800 V=50m ³	半成品	60	常压	S30408	2	V-602AB	半成品缓冲槽	立式下椭圆封头固定顶容器Φ3600×4800 V=50m ³	半成品	60	常压	304	2
												外盘管：热水	80	0.3	Q245R	
3	V-603AB	成品缓冲槽	立式下椭圆封头固定顶容器Φ4000×6200 V=80m ³	成品	60	常压	S30408	2	V-603AB	成品缓冲槽	立式下椭圆封头固定顶容器Φ4000×6200 V=80m ³	成品	60	常压	304	2
												外盘管：热水	80	0.3	Q245R	
4	PAL-602	反应真空泵	液环罗茨真空机组 Q=600L/s, 真空： -0.098MPa(g)	工艺尾气	110	-0.09	组合件	1	PAL-602	反应真空泵	液环罗茨真空机组 Q=20Nm ³ /min, 真空： -0.098MPa	工艺尾气	90~110/60	-0.098/0.02	304	1
											防爆电机 52kW	冷冻水	7/12	0.45		
5	PAL-603	反应真空泵	液环罗茨真空机组 Q=600L/s, 真空： -0.098MPa(g)	工艺尾气	40	-0.09	组合件	1	PAL-603	反应真空泵	液环罗茨真空机组 Q=20Nm ³ /min, 真空： -0.098MPa	工艺尾气	90~110/60	-0.098/0.02	304	1
											防爆电机 52kW	冷冻水	7/12	0.45		
6	PAL-604	反应真空泵	液环罗茨真空机组 Q=600L/s, 真空： -0.098MPa(g)	工艺尾气	110	-0.09	组合件	1	PAL-604	反应真空泵	液环罗茨真空机组 Q=20Nm ³ /min, 真空： -0.098MPa	工艺尾气	90~110/60	-0.098/0.02	304	1
											防爆电机 52kW	冷冻水	7/12	0.45		
7	PAL-605	反应真空泵	液环罗茨真空机组 Q=600L/s, 真空： -0.098MPa(g)	工艺尾气	110	-0.09	组合件	1	PAL-605	反应真空泵	液环罗茨真空机组 Q=20Nm ³ /min, 真空： -0.098MPa	工艺尾气	90~110/60	-0.098/0.02	304	1
											防爆电机 52kW	冷冻水	7/12	0.45		

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
8	PAL-608	中和真空泵	液环真空机组 Q=167L/min, 真空: -0.095MPa(g)	工艺尾气	40	-0.09	组合件	1	PAL-606	中和真空泵	液环真空机组 Q=10Nm ³ /min, 真空: -0.095MPa	工艺尾气	90~ 110/6 0	-0.095 /0.02	组合件	1
											防爆电机 18.5kW	冷冻水	7/12	0.45		
9	PAL-607	中和真空泵	液环真空机组 Q=167L/min, 真空: -0.095MPa(g)	工艺尾气	40	-0.09	组合件	1	PAL-607	中和真空泵	液环真空机组 Q=10Nm ³ /min, 真空: -0.095MPa	工艺尾气	90~ 110/6 0	-0.095 /0.02	组合件	1
											防爆电机 18.5kW	冷冻水	7/12	0.45		
10	C-601	酸洗塔	填料塔 塔釜Φ2500×1500 上段Φ1400	尾气 环氧乙烷等	70	0.015	304	1	C-601	酸洗塔	填料塔 塔釜Φ2500×1500 上段Φ1400 塔总高约 14 米	尾气 环氧乙烷等	70	0.015	304	1
11	C-602	碱洗塔	填料塔 塔釜Φ2500×1500 上段Φ1400	尾气 环氧乙烷等	40	0.008	304	1	C-602	碱洗塔	填料塔 塔径Φ2500 总高约 15 米	尾气 环氧乙烷等	40	0.008	304	1
12	/	引风机	排风量: 12000Nm ³ /h	/	/	/	/	1	C-603	尾气风机	玻璃钢风机, 风量: 14000m ³ /h, 全压: 2000Pa	尾气	40	常压	FRPP	1
13	P-601A	冷凝水输送泵	IRW 卧式热水泵 Q=50m ³ /h, H=32m	蒸汽冷凝水	80	0.33	组合件	2	P-601A	冷凝水输送泵	IRW 卧式热水泵 Q=50m ³ /h, H=32m	蒸汽冷凝水	80	0.33	铸铁	1
											防爆电机 7.5kW					
14	P-601B	冷凝水输送泵	IRW 卧式热水泵 Q=12.5m ³ /h, H=32m	蒸汽冷凝水	80	0.33	组合件	2	P-601B	冷凝水输送泵	IRW 卧式热水泵 Q=12.5m ³ /h, H=32m	蒸汽冷凝水	80	0.33	铸铁	1
											防爆电机 3kW					
15	P-602	酸液循环	IHF 型氟塑料化工离	酸洗液	50	0.46	组合件	2	P-602	酸液循环	HCQB 型磁力泵	酸洗液	50	0.35	组合	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
16	P-603	碱液循环泵	IHF 型氟塑料化工离心泵 Q=60m³/h, H=35m	碱洗液	50	0.46	组合件	2	P-603	碱液循环泵	Q=50m³/h, H=25m	碱洗液	50	0.35	组合件	1
											防爆电机 11kW					
											HCQB 型磁力泵 Q=120m³/h, H=25m					
17	P-609AB	半成品输送泵	化工离心泵 Q=25m³/h, H=32m	半成品	90	0.33	组合件	2	P-609AB	半成品输送泵	化工离心泵 Q=25m³/h, H=32m	半成品	常温	0.33	组合件	2
											防爆电机 7.5kW					
18	P-610AB	成品输送泵	齿轮泵, Q=18m³/h, 出口压力 0.36MPa, 进口真空度-0.05MPa	成品	90	0.33	组合件	2	P-610AB	成品输送泵	磁力泵, Q=18m³/h, 出口压力 0.36MPa, 进口真空度-0.05MPa	成品	80	-0.05/0.36	组合件	2
											防爆电机 7.5kW		夹套:热水	80	0.3	
19	E-601	热水加热器	卧式 U 形管换热 Φ500×2200 换热面积 30m²	壳程: 蒸汽	150	0.3	Q245R	1	E-601	热水加热器	卧式 U 形管换热 Φ500×2200 换热面积 30m²	壳程: 蒸汽	150	0.3	Q245R	1
				管程: 热水	80	0.3	Q245R					管程: 热水	80	0.3	20	
20	E-602	酸液冷却器	卧式 U 形管换热器 Φ600×1691 换热面积 30m²	壳程: 循环水	32	0.3	Q245R	1	E-602	酸液冷却器	卧式 U 形管换热器 Φ600×1691 换热面积 30m²	壳程: 循环水	32	0.3	Q245R	1
				管程: 酸洗液	80	0.3	S30408					管程: 酸洗液	80	0.3	S30408	
21	L-601	电动葫芦	3t, 防爆电机 7.5kW	/	/	/	组合件	1	L-601	电动葫芦	3t, 防爆电机 7.5kW	/	/	/	组合件	1
22	/	/	/	/	/	/	/	/	E-603	成品换热器	列管式换热器 Φ500×2000 换热面积: 35m² 换热管 Φ25×2.5	壳程: 工艺物料	80/50	0.36	304	1
												管程: 循环水	32/37	0.3		

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
23	/	/	/	/	/	/	/	/	E-604	成品冷却器	列管式换热器 Φ500×2000 换热面积: 35m ² 换热管Φ25×2.5	壳程: 工艺物料 管程: 循环水	80/50 32/37	0.28 0.3	304/C S	1
24	/	/	/	/	/	/	/	/	V-604	柠檬酸配料罐	立式平顶蝶形封头容器 Φ1400×1800 V=3m ³	柠檬酸溶液	常温	常压	304	1
25	/	/	/	/	/	/	/	/	V-605	液碱缓冲罐	立式容器 Φ1400×1800 V=3m ³	30%氢氧化钠	常温	常压	PP	1
26	/	/	/	/	/	/	/	/	V-606	分液罐	立式椭圆封头容器 Φ2400×3500 V=20m ³	工艺尾气	常温	常压	304	1
27	/	/	/	/	/	/	/	/	P-604AB	减温水泵	立式多级增压水泵 Q=0.5m ³ /h, H=145m 防爆电机 1.5kW	热水	70	0.3/1.75	组合件	2
28	/	/	/	/	/	/	/	/	P-612	液碱泵	自吸泵 Q=2m ³ /h, H=15m 自吸高度 2 米 防爆电机 0.75kW	30%氢氧化钠	常温	0.15	组合件	1
29	D-701	冷媒水罐	卧式椭圆封头贮罐 Φ2000×2800 V=10m ³	冷冻水	10	常压	/	1	D-701	卧式冷水储罐	卧式椭圆封头贮罐 Φ2000×2800 V=10m ³	冷冻水	7~12	0.45	/	1
30	/	/	/	/	/	/	/	/	D-702	卧式冷水储罐	卧式椭圆封头贮罐 Φ1600×3000 V=5m ³	冷冻水	3~8	0.28	/	1
31	LS-701	冷冻机组	型号 LSBLG630FR	冷冻水	7-12	/	组合件	1	LS-701	水冷冷水	型号 30XW1712S,	冷冻水、循环	7~12	0.45	组合	1

序号	环评设计情况								实际建设情况							
	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量	设备位号	设备名称	型号规格	主要介质	温度 ℃	压力 MPa	材质	数量
			电机 132KW	循环水						机组	Ql=1712KW, G 冷水 =288m³/h, G 冷却水 =347m³/h, N=316KW	水			件	
32	LS-702	冷冻机组	型号 LSBLG630FR 电机 132KW	冷冻水 循环水	7-12	/	组合件	1	LS-702	水冷冷水 机组	型号 LSBLG630FR, Ql=630KW, G 冷水 =108m³/h, G 冷却水 =130m³/h, N=150KW 15%乙二醇水溶液	冷冻水	3~8	0.28	组合 件	1
33	LS-703	冷冻机组	型号 LSBLG630FR 电机 132KW	冷冻水 循环水	7-12	/	组合件	1	/	/	/	/	/	/	/	/
34	P-701	冷冻水泵	单级双吸离心泵 Q=300m³/h, H=40m	冷冻水	10	0.3	组合件	1	P-701	冷水外循 环泵	Q=480m³/h, H=45m, N=90KW	冷冻水	7~12	0.45	组合 件	1
35	P-704	冷冻水泵	离心泵 Q=120m³/h, H=15m	/	10	/	组合件	1	P-704	冷水循环 泵	离心泵 Q=120m³/h, H=28m, N=15KW	冷冻水	3~8	0.28	组合 件	1
36	P-705	冷冻水泵	离心泵 Q=120m³/h, H=15m	/	10	/	组合件	1	P-702	冷水内循 环泵	离心泵 Q=270m³/h, H=15m, N=18.5KW	冷冻水	7~12	0.45	组合 件	1
37	P-706	冷冻水泵	离心泵 Q=120m³/h, H=15m	/	10	/	组合件	1	P-703	冷水循环 泵	离心泵 Q=120m³/h, H=28m, N=15KW	冷冻水	3~8	0.28	组合 件	1

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处。

2.1.3. 贮存设施变动

项目部分原料和产品依托现有厂区内已建闲置的储罐贮存，具体设备情况详见表 2.1-9。

根据对比结果可知：由于取消了壬基酚聚氧乙烯醚产品，故储罐贮取消了对应的原料（壬基酚）和产品（壬基酚聚氧乙烯醚）物料贮存，其他与环评一致。

2.1.4. 主要构筑物变动

项目主体构筑物主要为醇醚车间（利旧），配套新建丙类仓库、甲类仓库、危废库，并依托现有厂区危化品库，实际建设情况如下。

由表 2.1-10 可以看出，实际醇醚车间原环评统计信息有误，而丙类仓库、甲类仓库相比环评的设计面积均有变化，项目所在厂区平面布置详见图 2.1-1。

2.1.5. 原辅料变动

项目生产及污染治理过程涉及的原辅料主要为环氧乙烷、乙二醇、醋酸等，本次根据工艺流程变动后的物料平衡重新核算。实际使用对比环评情况详见表 2.1-11。

表 2.1-9 项目罐区贮存情况变动一览表

序号	罐区	环评设计情况				实际建设情况			
		设备名称	型号规格 (m³)	数量	备注	设备名称	型号规格 (m³)	数量	备注
1	环氧乙烷罐区	环氧乙烷储罐	400	6	依托	环氧乙烷储罐	400	6	依托
2	乙二醇罐区	乙二醇储罐	500	2	依托	乙二醇储罐	500	2	依托
3		乙二醇储罐	450	1		乙二醇储罐	450	1	
4		乙二醇储罐	300	1		乙二醇储罐	300	1	
5		乙二醇储罐	150	2		乙二醇储罐	150	2	
6	乙类罐组二	脂肪醇储罐	450	1	依托	脂肪醇储罐	450	1	依托
7		脂肪醇聚氧乙烯醚储罐	450	1	依托	脂肪醇聚氧乙烯醚储罐	450	1	依托
8		壬基酚储罐	450	1	依托	/	/	/	取消壬基酚聚氧乙 烯醚产品
9		壬基酚聚氧乙烯醚储罐	450	1	依托	/	/	/	

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处。

表 2.1-10 项目主要建构筑物实际建设情况一览表

序号	建构筑物名称	环评设计情况							实际建设情况						
		层数	占地面积 (m²)	建筑面积 (m²)	火灾危险性分类	耐火等级	结构形式	备注	层数	占地面积 (m²)	建筑面积 (m²)	火灾危险性分类	耐火等级	结构形式	备注
1	醇醚车间	2/3	1758.61	1538	甲 B 类	二级	框架	利旧	2/3	1815.94	5447.82	甲 B 类	二级	框架	利旧
2	丙类仓库	1	1815.94	1416.71	丙 1/2 类	二级	排架	新建	1	1416.71	1416.71	丙 1/2 类	二级	排架	新建
3	甲类仓库	1	48	48	甲 B 类	二级	排架	新建	1	55.91	55.91	甲 B 类	二级	排架	新建
4	危险化学品库	1	720	720	甲 B 类	二级	排架	利旧	1	720	720	甲 B 类	二级	排架	利旧
5	危废仓库	1	380	380	丙 1/2 类	二级	排架	新建	1	380	380	丙 1/2 类	二级	排架	新建
合计		/	4722.55	4102.71	/	/	/	/	/	4388.56	8020.44	/	/	/	/

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处。

表 2.1-11 项目主要原辅材料实际使用情况一览表

序号	原辅材料名称	状态	环评设计情况							实际建设情况						
			消耗量 (t/a)	运输 方式	来源	储存场所	储存方式	最大储 量 (t)	周转 天数	消耗量 (t/a)	运输 方式	来源	储存场所	储存方式	最大储 量 (t)	周转 天数
1	环氧乙烷	液态	64852.97	管道	自产	环氧乙烷罐区	400m ³ 储罐	1672	2 d	61128.912	管道	自产	环氧乙烷罐区	400m ³ 储罐	1672	2 d
2	乙二醇	液态	153.53	管道	自产	乙二醇罐区	500m ³ 储罐	948	20 d	153.53	管道	自产	乙二醇罐区	500m ³ 储罐	948	20 d
3	壬基酚	液态	1266.99	汽运	外购	醇醚原料罐区	450m ³ 储罐	160	45 d	0	/	/	/	/	/	/
4	脂肪醇	液态	1935.13	汽运	外购	醇醚原料罐区	450m ³ 储罐	360	73 d	1936	汽运	外购	醇醚原料罐区	450m ³ 储罐	360	73 d
5	异戊烯醇	液态	888.04	汽运	外购	危险化学品库	1000L 桶装	40	16 d	890	汽运	外购	危险化学品库	1000L 桶装	40	16 d
6	甲基烯丙醇	液态	897.43	汽运	外购	危险化学品库	1000L 桶装	40	16 d	897.48	汽运	外购	危险化学品库	1000L 桶装	40	16 d
7	氢氧化钾	液态	45	汽运	外购	甲类仓库	1000L 桶装	5	40 d	30	汽运	外购	甲类仓库	1000L 桶装	5	40 d
8	氢化钠	固态	38.2	汽运	外购	甲类仓库	1000L 桶装	5	52 d	37.4	汽运	外购	甲类仓库	1000L 桶装	5	52 d
9	98%醋酸	液态	92.73	汽运	外购	危险化学品库	1000L 桶装	15	60 d	87.2	汽运	外购	危险化学品库	200kg 桶装	15	60 d
10	42%液碱	液态	350	汽运	外购	危险化学品库	1000L 桶装	15	15d	0	/	/	/	/	/	/
11	30%盐酸	液态	350	汽运	外购	危险化学品库	1000L 桶装	15	15d	0	/	/	/	/	/	/
12	32%液碱	液态	0	/	/	/	/	/	/	20	汽运	外购	危险化学品库	1000L 桶装	2	30d
13	柠檬酸	固态	0	/	/	/	/	/	/	20	汽运	外购	危险化学品库	25kg 袋装	2	30d

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处；环评醇醚原料罐区即为实际的乙类罐组二；序号 1~9 物料根据变动后物料平衡核算得出；序号 10~13 为废气处理设施药剂，变动后所用药剂有变化。

2.2. 生产工艺的变动

项目生产工艺的变动主要体现在催化剂配置及之后的工序操作，反应机理未变动。

环评按催化剂配置后添加反应釜一直反应直至到达预定链长度后终止即可得产品，实际对 4 种产品工艺流程中的催化剂配置和添加工序按中间体、成品分别进行，其中成品催化剂工序和中间体催化剂工序所用设备及操作流程均相同，未新增设备、工作时间、原辅料，可看作是将原催化剂配置工序拆为中间体催化剂配置和成品催化剂配置 2 个工序，相关物料衡算详见 4.1.1 节。

2.2.1. 脂肪醇聚氧乙烯醚工艺变动

项目脂肪醇聚氧乙烯醚产品生产工艺在变动前后的对比详见下表。

表 2.2-1 脂肪醇聚氧乙烯醚工艺流程变动情况一览表

工序	环评设计情况	实际建设情况
中间体催化剂配置	根据计算，脂肪醇由原料区用泵打入催化剂配制釜，达到规定量后自动停泵。	催化剂配制釜 R-502 用氮气置换三次，将乙类罐组二脂肪醇储罐 V506 中脂肪醇通过管道打入催化剂配制釜 R-502。
	根据配方要求计算催化剂氢氧化钾加入总量。加入催化剂加料斗，开配制釜循环水，开动搅拌。	开催化剂配制釜 R-502 搅拌，打开催化剂加料绞笼 X-502 的加料斗，加入称量好的氢氧化钾催化剂，关闭料斗盖，微开 X-502 加料斗氮气；开催化剂配制釜 R-502 循环冷却水；打开催化剂输送绞笼 X-502 的电机，向催化剂配制釜 R-502 中定速缓慢加催化剂。
	启动催化剂加料绞笼匀速将催化剂加入催化剂配制釜中，反应过程中由循环水自动控制阀门控制反应温度不超过 50℃。	定量催化剂加入完成后，自动关闭输送绞笼 X-502 的电机。关绞笼 X-502 的料斗氮气；关闭催化剂配制釜 R-502 搅拌，关闭催化剂配制釜 R-502 的循环冷却水；启动催化剂配制釜转料泵 P-504 出料；出料结束后，关闭催化剂配制釜 R-502 的氮气鼓泡；催化剂配制过程放热，需要在配制过程中自动控制循环水流量，使催化剂配制釜 R-502 的温度不能超高。控制参数：催化剂配制釜 R-502 的温度 40-60℃。
	配制好的链引发剂用泵打入催化剂缓冲罐。	配制好的催化剂用泵 P-504 打入催化剂缓冲釜 V-502。催化剂缓冲釜 V-502 内物料在-15℃下流动性差，需要观察缓冲釜温度，低于-15℃开外盘蒸汽加热。
中间体催化剂前处理	根据计算，定量将链起始剂和脂肪醇原料打入前处理釜，启动搅拌，通外盘管蒸汽，升温 120℃。此时，开启真空管线脱除水分，真空达到-0.096Mpa 即为水分脱除终点。	根据计算，从乙类罐组二脂肪醇储罐 V506 中将定量脂肪醇通过管道打入前处理釜 R-504，再通过催化剂输送泵 P-503 将定量配置好的催化剂打入前处理釜 R-504，启动搅拌，通外盘管蒸汽，升温至 105℃。启动真空泵，抽真空脱水完毕后备用。前处理釜温度 90-130℃，由外盘蒸汽流量控制。
中间体反应	开反应器、接收器外盘管蒸汽预热 120℃。立式反应器、接收器氮气置换后，抽真空至-0.098Mpa，将前处理混合的物料定量打入接收器。	脂肪醇聚氧乙烯醚中间体生产使用 400 号生产线。本反应工序有小外循环和大外循环二套回路系统。开始时先启动 400 号生产线的小外循环回路，经过前处理后的中间体物料从反应收集器 SA-402 底部由小循环泵 PC-403 经过反应小循环换热器 E-401 打到反应收集器 SA-402 上部与 EO 反应；当反应收集器 SA-402

工序	环评设计情况	实际建设情况
		中物料达到一定量后，启动 400 号生产线的大外循环回路，物料从反应收集器 SA-402 底部由大循环泵 PC-401 经过反应大循环换热器 E-402 打到气液反应器 SA-401 与 EO 反应，再回到反应收集器 SA-402。反应为放热反应，反应热分别由大、小循环换热器 E-401、E-402 来移除。
	启动循环泵，开启换热器循环水阀门。缓慢开启环氧乙烷（EO）加料阀门，加入定量 EO 后关闭，待釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束，可以继续加入 EO 至规定量。反应过程中，EO 加入量根据釜内压力（<0.4Mpa）自动控制，釜内温度（130±5℃）由循环水量进行自动控制。	开气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 外盘管蒸汽预热 120℃。气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 氮气置换后，抽真空至-0.098MPa，将前处理釜 R-402 中混合的物料定量打入反应收集器 SA-402 后，启动 400 号生产线的小外循环回路：启动反应小循环泵 PC-403，缓慢开启反应收集器 SA-402 上 EO 加料阀门（环氧乙烷加料方式为直接液相向反应收集器 SA-402 内加入，反应收集器 SA-402 上部喷头向反应收集器 SA-402 均匀喷散，液相环氧乙烷在 120℃下直接汽化与雾状原料反应），加入一定量 EO 后关闭，待反应收集器 SA-402 釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束，可以继续加入 EO 至规定量，反应温度由反应小循环换热器 E-401 来控制。当反应收集器 SA-402 内液面高度达到规定高度后，启动 400 号生产线的大外循环回路：启动反应大循环泵 PC-401，开启气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门加入规定量的 EO，反应温度由反应大循环换热器 E-401 来控制。随着 EO 的不断加入，反应收集器 SA-402 中物料不断增加，当液面高度达到规定高度后，关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门，关闭反应小循环换热器 E-402 循环水上水阀门，反应过程中，EO 加入量根据釜内压力（<0.4MPa）自动控制，釜内温度（130±5℃）由反应大、小外循环换热器 E-401、E-402 的循环水量进行自动控制。此工序设置连锁：反应器压力超高，自动切断 EO 进料；反应釜温度超高，自动切断 EO 进料，并全开循环水。反应釜温度超低，自动切断 EO 进料。反应系统大循环泵或小循环泵故障连锁关闭 EO 进料。
	此时，仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中，因此保持反应物循环，熟化一段时间，直到 EO 全部反应完了。熟化过程中，EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内，保持物料循环，自动调节循环水流量控制反应温度，反应器的残余压力不变（此时压力为微正压，0.02Mpa 左右）时，即认为反应结束。	环氧乙烷加料结束后，关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门，此时反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中，因此保持反应物循环，熟化一段时间，直到 EO 全部反应完全。熟化过程中，EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内，保持物料循环，自动调节循环水流量控制反应温度，反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 的残余压力不变（此时压力为微正压，0.02MPa

工序	环评设计情况	实际建设情况
		左右) 时, 即认为反应结束。
	反应结束后, 反应器中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料冷却 100-110℃ 后出料到中和釜 (生产中间体时, 直接出料到中间体储罐)。出料后用氮气将管线余料吹扫至中和釜。	反应结束后, 反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料, 当物料冷却至 100-110℃ 后, 关闭反应大换热器 E-401 循环水上水阀门, 打开出料阀门, 利用大、小循环泵 PC-401、PC-403 出料到后处理釜 SA-403。出料后氮气吹扫管道。
成品 催化 剂配 置	/	<p>催化剂配制釜 R-502 用氮气置换三次, 将桶装聚乙二醇中间体用泵 P-504 打入催化剂配制釜 R-502。</p> <p>开催化剂配制釜 R-502 搅拌, 打开催化剂加料绞笼 X-502 的加料斗, 加入称量好的氢氧化钾催化剂, 关闭料斗盖, 微开 X-502 加料斗氮气; 开催化剂配制釜 R-502 鼓泡氮气, 开催化剂配制釜 R-502 循环冷却水; 打开催化剂输送绞笼 X-502 的电机, 向催化剂配制釜 R-502 中定速缓慢加催化剂。</p> <p>定量催化剂加入完成后, 自动关闭输送绞笼 X-502 的电机。关绞笼 X-502 的料斗氮气; 关闭催化剂配制釜 R-502 搅拌, 关闭催化剂配制釜 R-502 的循环冷却水; 启动催化剂配制釜转料泵 P-504 出料; 出料结束后, 关闭催化剂配制釜 R-502 的氮气鼓泡; 催化剂配制过程放热, 需要在配制过程中自动控制循环水流量, 使催化剂配制釜 R-502 的温度不能超高。控制参数: 催化剂配制釜 R-502 的温度 40-60℃。</p> <p>配制好的催化剂用泵 P-504 打入催化剂缓冲釜 V-502。催化剂缓冲釜 V-502 内物料在 -15℃ 下流动性差, 需要观察缓冲釜温度, 低于 -15℃ 开外盘加热。</p>
成品 催化 剂前 处理	/	根据计算, 将定量桶装脂肪醇聚氧乙烯醚中间体通过催化剂转料泵 P-504 打入催化剂缓冲釜 V-502, 与脂肪醇聚氧乙烯醚成品催化剂混合均匀。定量将配制好的成品催化剂和脂肪醇聚氧乙烯醚中间体混合液打入前处理釜 R-504, 启动搅拌, 通外盘管蒸汽, 升温至 105℃。启动真空泵, 抽真空脱水完毕后备用。前处理釜温度 90-130℃, 由外盘蒸汽流量控制。
成品 反应	/	脂肪醇聚氧乙烯醚成品生产使用 400 号生产线。本反应工序有小外循环和大外循环二套回路系统。开始时先启动 400 号生产线的小外循环回路, 经过前处理后的成品物料从反应收集器 SA-402 底部由小循环泵 PC-403 经过反应小循环换热器 E-401 打到反应收集器 SA-402 上部与 EO 反应; 当反应收集器 SA-402 中物料达到一定量后, 启动 400 号生产线的大外循环回路, 物料从反应收集器

工序	环评设计情况	实际建设情况
		<p>SA-402 底部由大循环泵 PC-401 经过反应大循环换热器 E-402 打到气液反应器 SA-401 与 EO 反应，再回到反应收集器 SA-402。反应为放热反应，反应热分别由大、小循环换热器 E-401、E-402 来移除。</p> <p>开气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 外盘管蒸汽预热 120℃。气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 氮气置换后，抽真空至-0.098MPa，将前处理釜 R-402 中混合的物料定量打入反应收集器 SA-402 后，启动 400 号生产线的小外循环回路：启动反应小循环泵 PC-403，缓慢开启反应收集器 SA-402 上 EO 加料阀门（环氧乙烷加料方式为直接液相向反应收集器 SA-402 内加入，反应收集器 SA-402 上部喷头向反应收集器 SA-402 均匀喷散，液相环氧乙烷在 120℃下直接汽化与雾状原料反应），加入一定量 EO 后关闭，待反应收集器 SA-402 釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束，可以继续加入 EO 至规定量，反应温度由反应小循环换热器 E-401 来控制。当反应收集器 SA-402 内液面高度达到规定高度后，启动 400 号生产线的大外循环回路：启动反应大循环泵 PC-401，开启气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门加入规定量的 EO，反应温度由反应大循环换热器 E-401 来控制。随着 EO 的不断加入，反应收集器 SA-402 中物料不断增加，当液面高度达到规定高度后，关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门，关闭反应小循环换热器 E-402 循环水上水阀门，反应过程中，EO 加入量根据釜内压力（<0.4MPa）自动控制，釜内温度（130±5℃）由反应大、小外循环换热器 E-401、E-402 的循环水量进行自动控制。此工序设置连锁：反应器压力超高，自动切断 EO 进料；反应釜温度超高，自动切断 EO 进料，并全开循环水。反应釜温度超低，自动切断 EO 进料。反应系统大循环泵或小循环泵故障连锁关闭 EO 进料。</p> <p>环氧乙烷加料结束后，关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门，此时反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中，因此保持反应物循环，熟化一段时间，直到 EO 全部反应完全。熟化过程中，EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内，保持物料循环，自动调节循环水流量控制反应温度，反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 的残余压力不变（此时压力为微正压，0.02MPa 左右）时，即认为反应结束。</p>

工序	环评设计情况	实际建设情况
		反应结束后，反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料，当物料冷却至 100-110℃ 后，关闭反应大换热器 E-401 循环水上水阀门，打开出料阀门，利用大、小循环泵 PC-401、PC-403 出料到后处理釜 SA-403。出料后氮气吹扫管道。
脱气、中和	接受反应段物料后，开动中和釜搅拌，开中和釜釜底氮气，并同时开真空脱气，脱除的气体经过真空泵排放至尾气吸收塔。中和釜抽真空至-0.096Mpa 认为脱气结束。	接受反应段物料后，开动中和器 SA-403 搅拌，开中和器 SA-403 釜底氮气，并同时开真空-0.090MPa 脱气，脱除的气体经过真空泵排放至尾气吸收塔 C-601。中和器 SA-403 抽真空至-0.096MPa 认为脱气结束。
	将醋酸通过计量泵加入中和釜内，控制一定温度（100℃，物料余温 100℃ 左右，也可以用外盘管加热或者降温）与中和时间（30 分钟），中和到产品 pH 为 6~7。	将中和剂计量罐 SR-302 中的醋酸通过中和计量泵 PD-302 加入中和器 SA-403 内，控制一定温度（80-90℃，也可以用外盘管加热或者降温）与中和时间（30min），中和到产品 pH 为 6~7。
冷却	在搅拌情况下，打开循环水上水阀门，向中和釜外盘管通入冷却水，使乙氧基化产品冷却到输送温度（60~80℃）。	中和器 SA-403 在搅拌情况下，打开循环水上水阀门，向中和器 SA-403 外盘管通入循环冷却水，使聚脂肪醇聚氧乙烯醚成品冷却到输送温度（60~80℃）。
出料	已冷却好的产品经卸料泵送入脂肪醇聚氧乙烯醚成品储罐储存，并用 N ₂ 吹扫、置换中和釜到成品储罐相应管线（管线余料吹扫至成品储罐），为下批生产作好准备。	已中和好的聚脂肪醇聚氧乙烯醚成品经中和卸料泵 PV-404 送去乙类罐组二的脂肪醇聚氧乙烯醚成品储罐 V503 储存。输送结束，管线用 N ₂ 吹扫，并置换中和器 SA-403，为下批生产作好准备。

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处。

变动前后的脂肪醇聚氧乙烯醚生产工艺流程图分别如下。

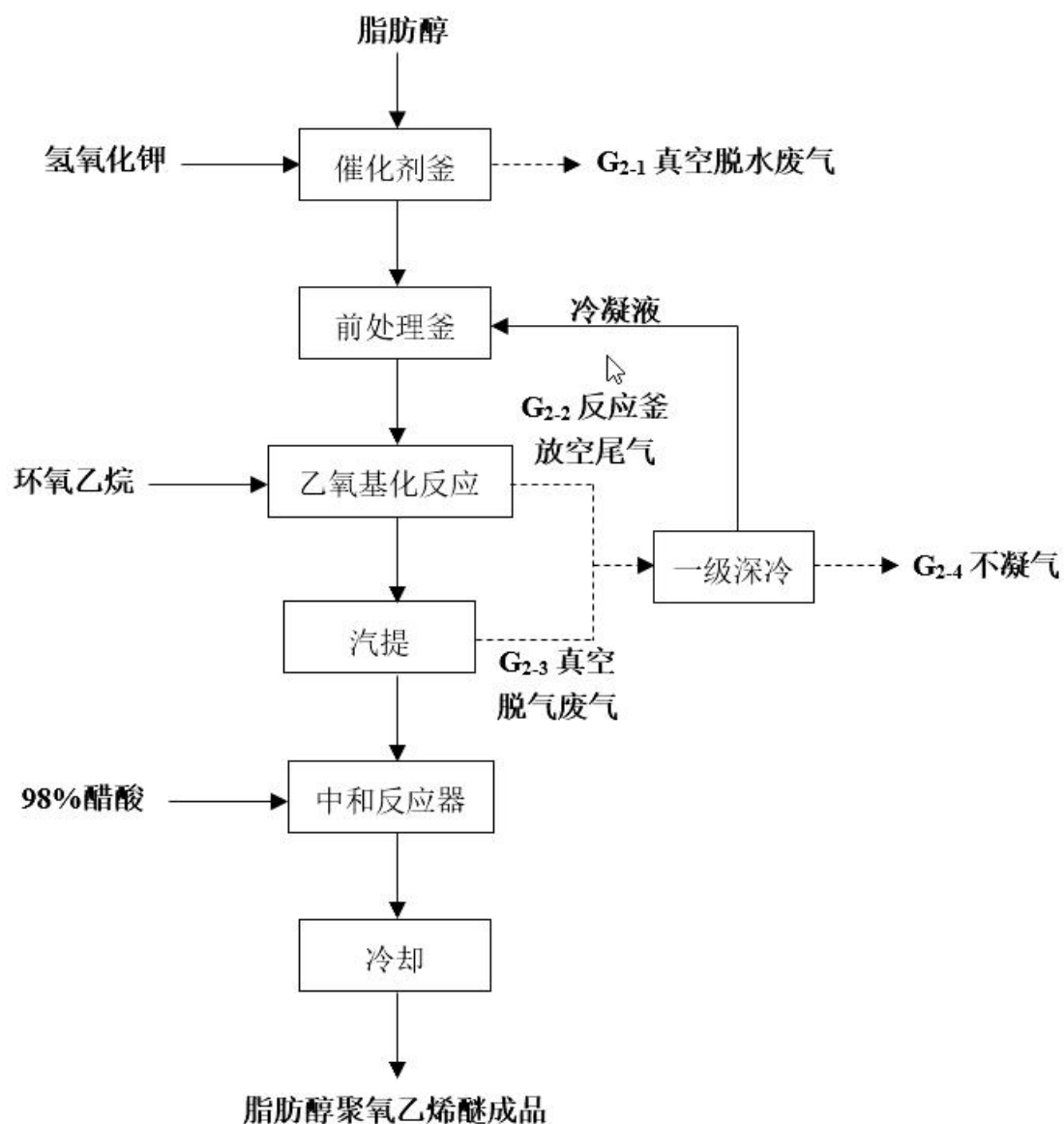


图 2.2-1 原环评脂肪醇聚氧乙烯醚生产工艺流程及产污环节图

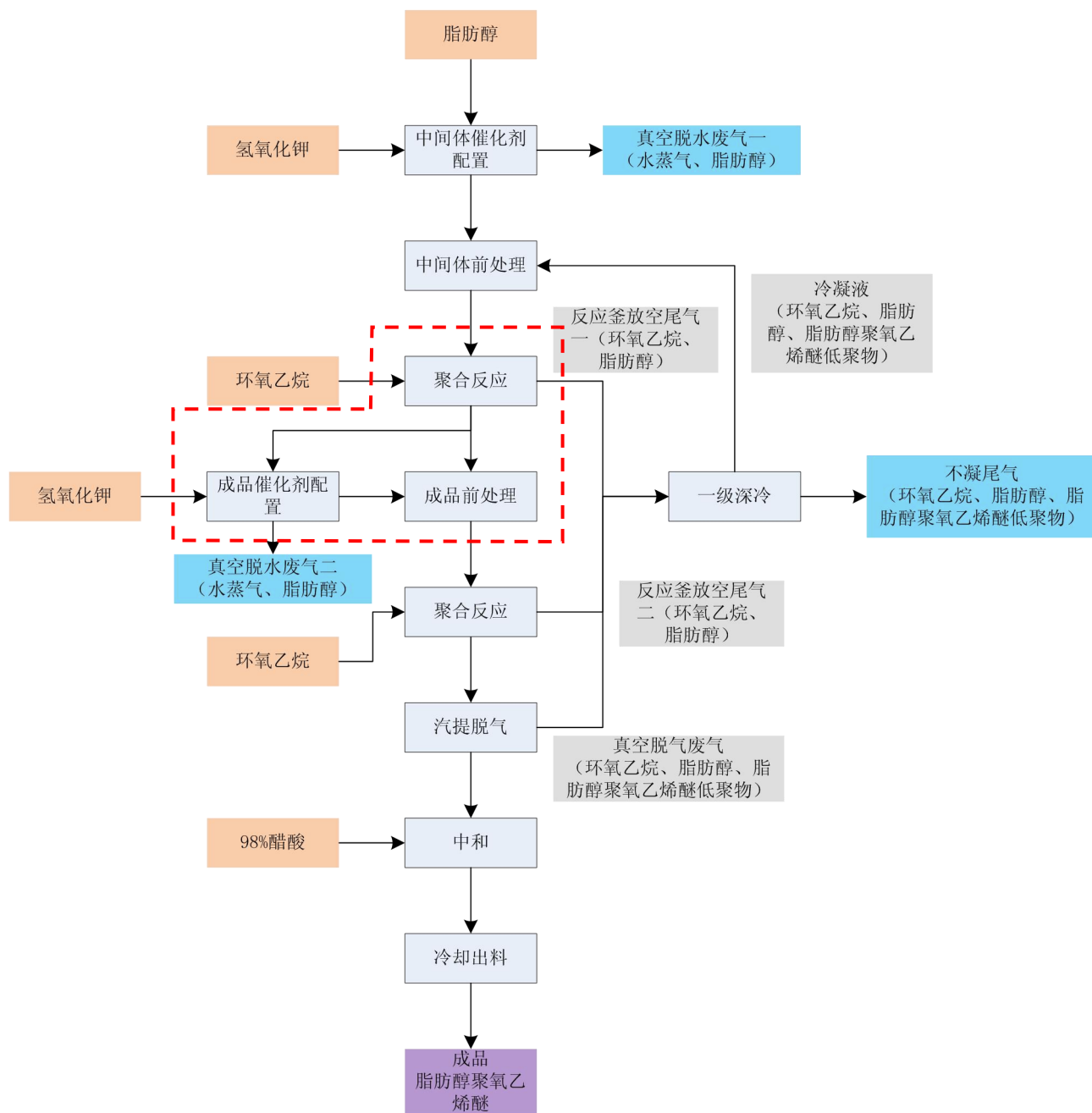


图 2.2-2 变动后脂肪醇聚氧乙烯醚生产工艺流程及产污环节图

注：上图红色虚线框内即为与环评不一致之处；环评的乙基氧化反应即为聚合反应，上图内相应工序以聚合反应命名。

2.2.2. 聚乙二醇工艺变动

项目聚乙二醇产品生产工艺在变动前后的对比详见下表。

表 2.2-2 聚乙二醇工艺流程变动情况一览表

工序	原环评	实际
中间体催化剂配置	根据计算，乙二醇由原料区用泵打入催化剂配制釜，达到规定量后自动停泵。	催化剂配制釜 R-502 用氮气置换三次，将桶装乙二醇用泵 P-504 打入催化剂配制釜 R-502。
	根据配方要求计算催化剂氢氧化钾加入总量。加入催化剂加料斗，开配制釜循环水，开动搅拌。	开催化剂配制釜 R-502 搅拌，打开催化剂加料绞笼 X-502 的加料斗，加入称量好的氢氧化钾催化剂，关闭料斗盖，微开 X-502 加料斗氮气；开催化剂配制釜 R-502 循环冷却水；打开催化剂输送绞笼 X-502 的电机，向催化剂配制釜 R-502 中定速缓慢加催化剂。
	启动催化剂加料绞笼匀速将催化剂加入催化剂配制釜中，反应过程中由循环水自动控制阀门控制反应温度不超过 50℃。	定量催化剂加入完成后，自动关闭输送绞笼 X-502 的电机。关绞笼 X-502 的料斗氮气；关闭催化剂配制釜 R-502 搅拌，关闭催化剂配制釜 R-502 的循环冷却水；启动催化剂配制釜转料泵 P-504 出料；出料结束后，关闭催化剂配制釜 R-502 的氮气鼓泡；催化剂配制过程放热，需要在配制过程中自动控制循环水流量，使催化剂配制釜 R-502 的温度不能超高。控制参数：催化剂配制釜 R-502 的温度 40-60℃，压力为常压。
	配制好的链引发剂用泵打入催化剂缓冲罐。	配制好的催化剂用泵 P-504 打入催化剂缓冲釜 V-502。催化剂缓冲釜 V-502 内物料在-15℃下流动性差，需要观察缓冲釜温度，低于-15℃开外盘蒸汽加热。
中间体催化剂前处理	根据计算，定量将链起始剂和乙二醇原料打入前处理釜，启动搅拌，通外盘管蒸汽，升温 120℃。此时，开启真空管线脱除水分，真空达到-0.096Mpa 即为水分脱除终点。	根据计算，将定量桶装乙二醇通过催化剂转料泵 P-504 打入催化剂缓冲釜 V-502，与聚乙二醇中间体催化剂混合均匀。定量将配制好的催化剂和乙二醇混合液打入前处理釜 R-504，启动搅拌，通外盘管蒸汽，升温至 105℃。启动真空泵，抽真空脱水完毕后备用。前处理釜温度 90-130℃，由外盘蒸汽流量控制。
中间体反应	开反应器、接收器外盘管蒸汽预热 120℃。立式反应器、接收器氮气置换后，抽真空至-0.098Mpa，将前处理混合的物料定量打入接收器。	聚乙二醇中间体生产使用 400 号生产线。本反应工序有小外循环和大外循环二套回路系统。开始时先启动 400 号生产线的小外循环回路，经过前处理后的中间体物料从反应收集器 SA-402 底部由小循环泵 PC-403 经过反应小循环换热器 E-401 打到反应收集器 SA-402 上部与 EO 反应；当反应收集器 SA-402 中物料

		达到一定量后,启动 400 号生产线的大外循环回路,物料从反应收集器 SA-402 底部由大循环泵 PC-401 经过反应大循环换热器 E-402 打到气液反应器 SA-401 与 EO 反应,再回到反应收集器 SA-402。反应为放热反应,反应热分别由大、小循环换热器 E-401、E-402 来移除。
启动循环泵,开启换热器循环水阀门。缓慢开启环氧乙烷(EO)加料阀门,加入定量 EO 后关闭,待釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束,可以继续加入 EO 至规定量。反应过程中,EO 加入量根据釜内压力(<0.4Mpa)自动控制,釜内温度(130±5℃)由循环水量进行自动控制。		开气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 外盘管蒸汽预热 120℃。气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 氮气置换后,抽真空至-0.098MPa,将前处理釜 R-402 中混合的物料定量打入反应收集器 SA-402 后,启动 400 号生产线的小外循环回路:启动反应小循环泵 PC-403,缓慢开启反应收集器 SA-402 上 EO 加料阀门(环氧乙烷加料方式为直接液相向反应收集器 SA-402 内加入,反应收集器 SA-402 上部喷头向反应收集器 SA-402 均匀喷散,液相环氧乙烷在 120℃下直接汽化与雾状原料反应),加入一定量 EO 后关闭,待反应收集器 SA-402 釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束,可以继续加入 EO 至规定量,反应温度由反应小循环换热器 E-401 来控制。当反应收集器 SA-402 内液面高度达到规定高度后,启动 400 号生产线的大外循环回路:启动反应大循环泵 PC-401,开启气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门加入规定量的 EO,反应温度由反应大循环换热器 E-401 来控制。随着 EO 的不断加入,反应收集器 SA-402 中物料不断增加,当液面高度达到规定高度后,关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门,关闭反应小循环换热器 E-402 循环水上水阀门,反应过程中,EO 加入量根据釜内压力(<0.4MPa)自动控制,釜内温度(130±5℃)由反应大、小外循环换热器 E-401、E-402 的循环水量进行自动控制。此工序设置联锁:反应器压力超高,自动切断 EO 进料;反应釜温度超高,自动切断 EO 进料,并全开循环水。反应釜温度超低,自动切断 EO 进料。反应系统大循环泵或小循环泵故障联锁关闭 EO 进料。
此时,仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中,因此保持反应物循环,熟化一段时间,直到 EO 全部反应完了。熟化过程中,EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内,保持物料循环,自动调节循环水流量控制反应温度,反应器的残余压力不变(此时压力为微正压,0.02Mpa 左右)时,即认为反应结束。		环氧乙烷加料结束后,关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门,此时反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中,因此保持反应物循环,熟化一段时间,直到 EO 全部反应完全。熟化过程中,EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内,保持物料循环,自动调节循环水流量控制反应温度,反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 的残余压力不变(此时压力为微正压,0.02MPa 左右)时,即认为反应结束。

	反应结束后，反应器中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料冷却 100-110℃ 后出料到中和釜（生产中间体时，直接出料到中间体储罐）。出料后用氮气将管线余料吹扫至中和釜。	反应结束后，反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料，当物料冷却至 50℃ 后，关闭反应大换热器 E-401 循环水上水阀门，打开出料阀门，出料到吨桶。出料后氮气吹扫管道。
成品 催化 剂配 置	/	<p>催化剂配制釜 R-502 用氮气置换三次，将桶装聚乙二醇中间体用泵 P-504 打入催化剂配制釜 R-502。</p> <p>开催化剂配制釜 R-502 搅拌，打开催化剂加料绞笼 X-502 的加料斗，加入称量好的氢氧化钾催化剂，关闭料斗盖，微开 X-502 加料斗氮气；开催化剂配制釜 R-502 鼓泡氮气，开催化剂配制釜 R-502 循环冷却水；打开催化剂输送绞笼 X-502 的电机，向催化剂配制釜 R-502 中定速缓慢加催化剂。</p> <p>定量催化剂加入完成后，自动关闭输送绞笼 X-502 的电机。关绞笼 X-502 的料斗氮气；关闭催化剂配制釜 R-502 搅拌，关闭催化剂配制釜 R-502 的循环冷却水；启动催化剂配制釜转料泵 P-504 出料；出料结束后，关闭催化剂配制釜 R-502 的氮气鼓泡；催化剂配制过程放热，需要在配制过程中自动控制循环水流量，使催化剂配制釜 R-502 的温度不能超高。控制参数：催化剂配制釜 R-502 的温度 40-60℃。</p> <p>配制好的催化剂用泵 P-504 打入催化剂缓冲釜 V-502。催化剂缓冲釜 V-502 内物料在 -15℃ 下流动性差，需要观察缓冲釜温度，低于 -15℃ 开外盘加热。</p>
成品 催化 剂前 处理	/	根据计算，将定量桶装聚乙二醇中间体通过催化剂转料泵 P-504 打入催化剂缓冲釜 V-502，与聚乙二醇成品催化剂混合均匀。定量将配制好的成品催化剂和聚乙二醇中间体混合液打入前处理釜 R-504，启动搅拌，通外盘管蒸汽，升温至 105℃。启动真空泵，抽真空脱水完毕后备用。前处理釜温度 90-130℃，由外盘蒸汽流量控制。
成品 反应	/	聚乙二醇成品生产使用 400 号生产线。本反应工序有小外循环和大外循环二套回路系统。开始时先启动 400 号生产线的小外循环回路，经过前处理后的成品物料从反应收集器 SA-402 底部由小循环泵 PC-403 经过反应小循环换热器 E-401 打到反应收集器 SA-402 上部与 EO 反应；当反应收集器 SA-402 中物料达到一定量后，启动 400 号生产线的大外循环回路，物料从反应收集器 SA-402 底部由大循环泵 PC-401 经过反应大循环换热器 E-402 打到气液反应器 SA-401 与 EO 反应，再回到反应收集器 SA-402。反应为放热反应，反应热分别由大、小循环换热器 E-401、E-402 来移除。

	<p>开气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 外盘管蒸汽预热 120℃。气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 氮气置换后，抽真空至-0.098MPa，将前处理釜 R-402 中混合的物料定量打入反应收集器 SA-402 后，启动 400 号生产线的小外循环回路：启动反应小循环泵 PC-403，缓慢开启反应收集器 SA-402 上 EO 加料阀门（环氧乙烷加料方式为直接液相向反应收集器 SA-402 内加入，反应收集器 SA-402 上部喷头向反应收集器 SA-402 均匀喷散，液相环氧乙烷在 120℃下直接汽化与雾状原料反应），加入一定量 EO 后关闭，待反应收集器 SA-402 釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束，可以继续加入 EO 至规定量，反应温度由反应小循环换热器 E-401 来控制。当反应收集器 SA-402 内液面高度达到规定高度后，启动 400 号生产线的大外循环回路：启动反应大循环泵 PC-401，开启气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门加入规定量的 EO，反应温度由反应大循环换热器 E-401 来控制。随着 EO 的不断加入，反应收集器 SA-402 中物料不断增加，当液面高度达到规定高度后，关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门，关闭反应小循环换热器 E-402 循环水上水阀门，反应过程中，EO 加入量根据釜内压力（<0.4MPa）自动控制，釜内温度（130±5℃）由反应大、小外循环换热器 E-401、E-402 的循环水量进行自动控制。此工序设置联锁：反应器压力超高，自动切断 EO 进料；反应釜温度超高，自动切断 EO 进料，并全开循环水。反应釜温度超低，自动切断 EO 进料。</p> <p>反应系统大循环泵或小循环泵故障联锁关闭 EO 进料。</p> <p>环氧乙烷加料结束后，关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门，此时反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中，因此保持反应物循环，熟化一段时间，直到 EO 全部反应完全。熟化过程中，EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内，保持物料循环，自动调节循环水流量控制反应温度，反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 的残余压力不变（此时压力为微正压，0.02MPa 左右）时，即认为反应结束。</p> <p>反应结束后，反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料，当物料冷却至 100-110℃后，关闭反应大换热器 E-401 循环水上水阀门，打开出料阀门，利用大、小循环泵 PC-401、PC-403 出料到后处理釜 SA-403。出料后氮气吹扫管道。</p>
--	--

脱气、中和	接受反应段物料后，开动中和釜搅拌，开中和釜釜底氮气，并同时开真空脱气，脱除的气体经过真空泵排放至尾气吸收塔。中和釜抽真空至-0.096Mpa 认为脱气结束。	接受反应段物料后，开动中和器 SA-403 搅拌，开中和器 SA-403 釜底氮气，并同时开真空-0.090MPa 脱气（控制温度 105℃左右），脱除的气体经过真空泵排放至尾气吸收塔 C-601。中和器 SA-403 抽真空至-0.096MPa 认为脱气结束。
	将醋酸通过计量泵加入中和釜内，控制一定温度（100℃，物料余温 100℃左右，也可以用外盘管加热或者降温）与中和时间（30 分钟），中和到产品 pH 为 6~7。	将中和剂计量罐 SR-302 中的醋酸通过中和计量泵 PD-302 加入中和器 SA-403 内，控制一定温度（80-90℃，也可以用外盘管加热或者降温）与中和时间（30min），中和到产品 pH 为 6~7。
冷却	在搅拌情况下，打开循环水上水阀门，向中和釜外盘管通入冷却水，使乙氧基化产品冷却到输送温度（60~80℃）。	中和器 SA-403 在搅拌情况下，打开循环水上水阀门，向中和器 SA-403 外盘管通入循环冷却水，使聚乙二醇成品冷却到输送温度（60~80℃）。
出料	已冷却好的产品经卸料泵送入聚乙二醇成品缓冲罐储存，并用 N ₂ 吹扫、置换中和釜到成品缓冲罐相应管线（管线余料吹扫至成品缓冲罐），为下批生产作好准备。	已中和好的聚乙二醇成品经中和卸料泵 PV-404 送去成品造粒单元进行造粒。输送结束，管线用 N ₂ 吹扫，并置换中和器 SA-403，为下批生产作好准备。
切片（造粒）包装	成品缓冲罐中的聚乙二醇成品用泵送入醇醚车间三楼切片机，冷却切片，然后通过皮带输送机送入一楼的包装机称重、包装、码垛后，通过叉车送去丙类仓库储存。	中和器 SA-403 中的聚乙二醇成品用中和卸料泵 PV-404 增压后经成品换热器 E-604 冷却至 50℃后送入 2 楼的造粒机 X-702A~D 进行冷却造粒，造粒机 X-702A~D 产生的聚乙二醇成品粒子通过物料收集皮带 L-703、L-704 送去 1 楼的下储料仓 V-702；下储料仓 V-702 中的聚乙二醇成品粒子通过斗提机 L-705 送入包装机缓冲罐，再由一楼的包装机 X-703 称重、包装、码垛后，通过叉车送去丙类仓库储存。
	切片包装过程中，会产生少量粉尘，现场设有布袋除尘设施，除尘后通过排气筒高空排放。	造粒、输送、包装过程采用设备封闭+自带除尘器处理后在车间内无组织排放，同时在包装车间设负压抽风，尾气收集入碱洗塔一同处理后排放。

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处。

变动前后的聚乙二醇生产工艺流程图分别如下。

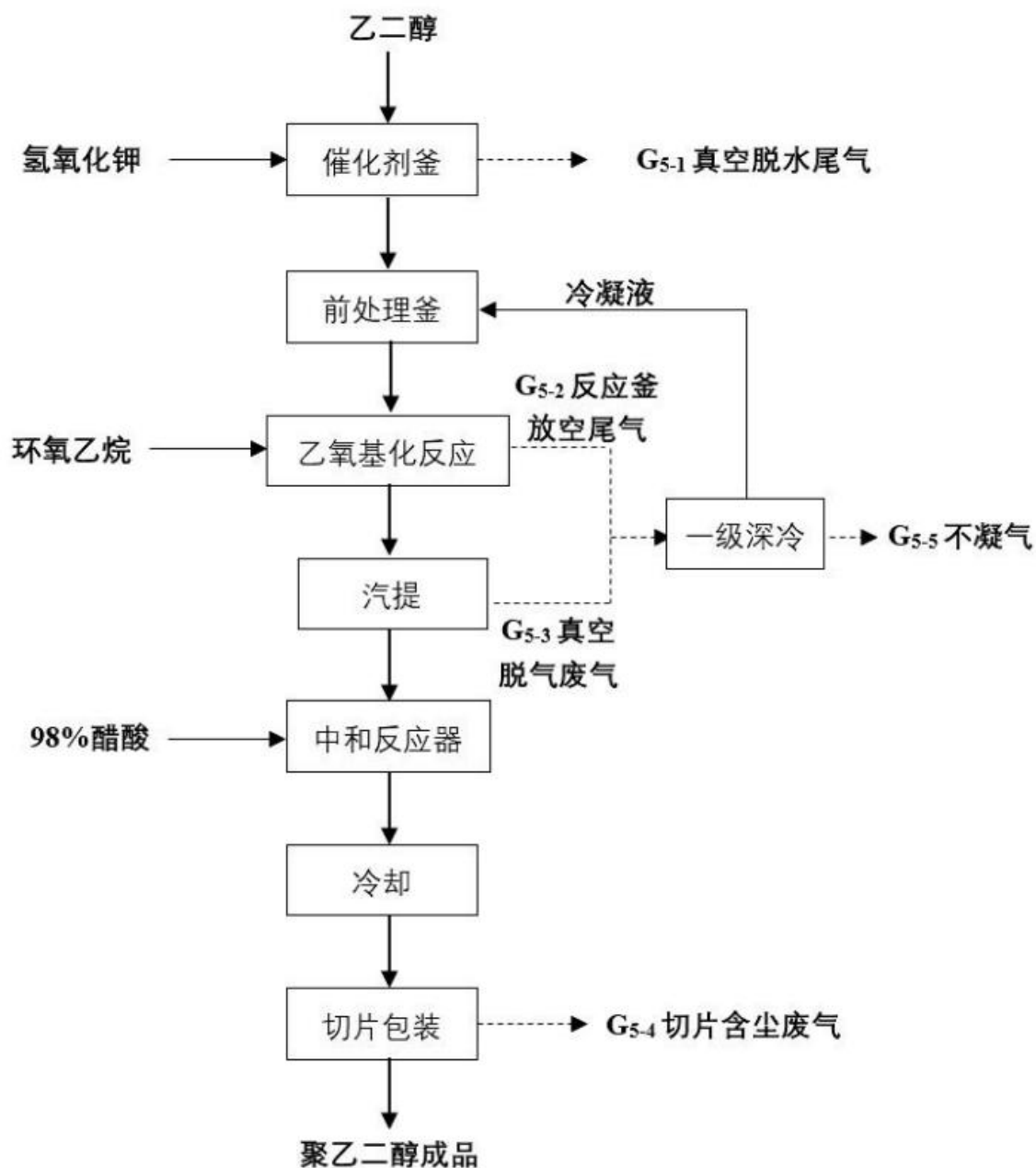


图 2.2-3 原环评聚乙二醇生产工艺流程及产污环节图

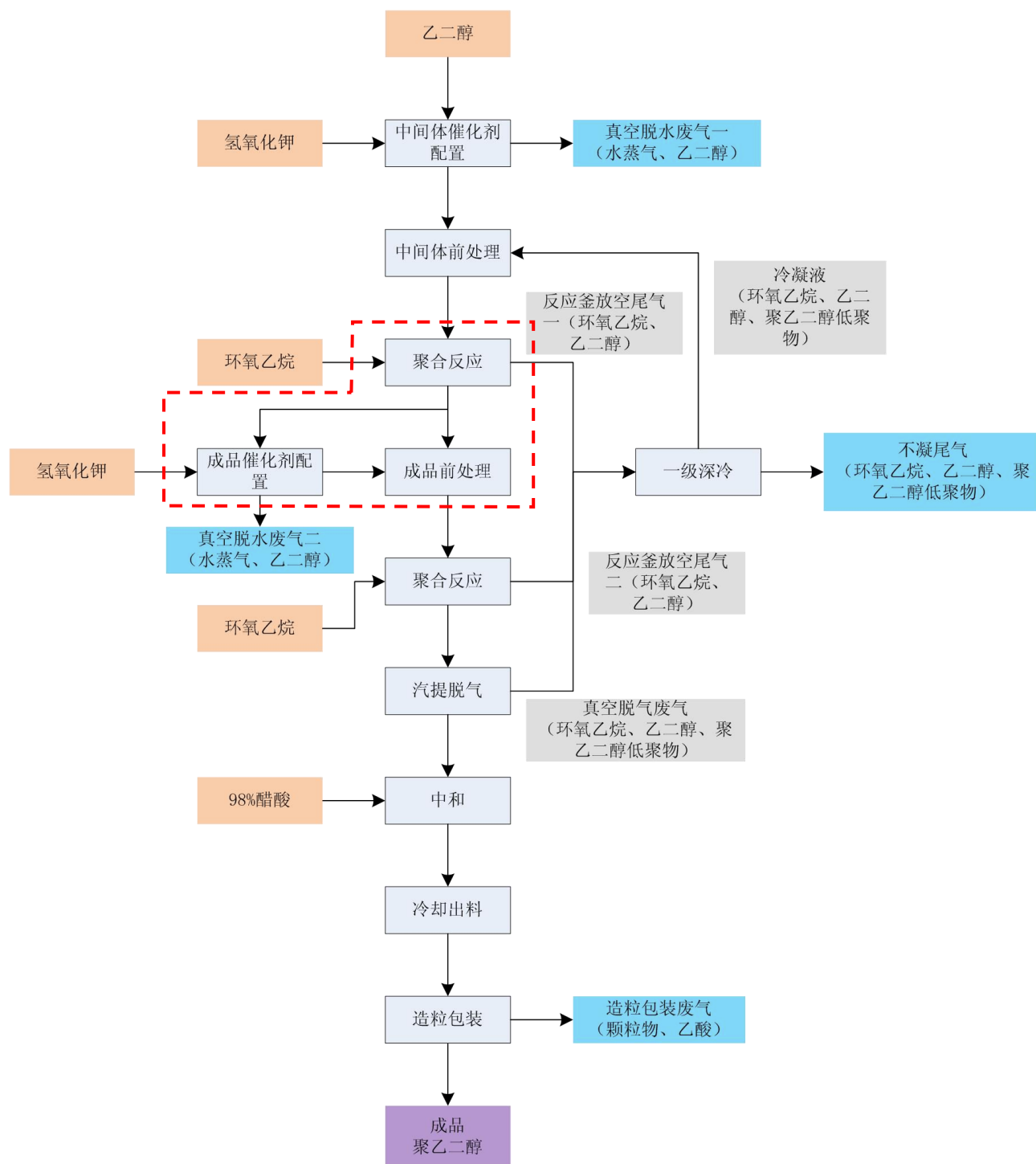


图 2.2-4 变动后聚乙二醇生产工艺流程及产污环节图

注：上图红色虚线框内即为与环评不一致之处；环评的乙基氧化反应即为聚合反应，上图内相应工序以聚合反应命名。

2.2.3. 异戊烯醇聚氧乙烯醚工艺变动

项目异戊烯醇聚氧乙烯醚产品生产工艺在变动前后的对比详见下表。

表 2.2-3 异戊烯醇聚氧乙烯醚工艺流程变动情况一览表

工序	原环评	实际
中间体催化剂配置	根据计算，异戊烯醇由原料区用泵打入催化剂配制釜，达到规定量后自动停泵。	中间体催化剂配制釜 R-503 用氮气置换三次，后通过异戊烯醇输送泵 P-509 将异戊烯醇槽 V-506 中的异戊烯醇打入中间体催化剂配制釜 R-503。
	根据配方要求计算催化剂氢化钠加入总量。加入催化剂加料斗，开配制釜循环水，开动搅拌。	开中间体催化剂配制釜 R-503 搅拌，打开中间体催化剂配置釜加料绞笼 X-503 的加料斗，加入称量好的氢化钠催化剂，关闭料斗盖，微开 X-503 加料斗氮气；开中间体催化剂配制釜 R-503 鼓泡氮气，开中间体催化剂配制釜 R-503 循环冷却水；打开中间体催化剂配置釜加料绞笼 X-503 的电机，向中间体催化剂配制釜 R-503 中定速缓慢加氢化钠。
	启动催化剂加料绞笼匀速将催化剂加入催化剂配制釜中，反应过程中由循环水自动控制阀门控制反应温度不超过 50℃。	定量氢化钠加入完成后，自动关闭加料绞笼 X-503 的电机。关闭加料绞笼 X-503 的料斗氮气；关闭中间体催化剂配制釜 R-503 搅拌，关闭中间体催化剂配制釜 R-503 的循环冷却水；启动中间体催化剂转料泵 P-510 出料去中间体催化剂缓冲釜 V-503；出料结束后，关闭中间体催化剂配制釜 R-503 的氮气鼓泡；中间体催化剂配制过程放热，需要在配制过程中自动控制循环水流量，使中间体催化剂配制釜 R-503 的温度不能超高。控制参数：中间体催化剂配制釜 R-503 的温度 40-60℃，压力为常压，并开氮气鼓泡将反应过程中产生的微量氢气送去尾气吸收系统吸收后排放。
	配制好的链引发剂用泵打入催化剂缓冲罐。	配制好的异戊烯醇聚氧乙烯醚中间体催化剂用泵 P-510 打入中间体催化剂缓冲釜 V-503，中间体催化剂缓冲釜 V-503 设有温度计，设有温度高低报警，设有压力表，设有氮封系统。中间体催化剂缓冲釜 V-503 内物料在-15℃下流动性差，需要观察缓冲釜温度，低于-15℃开外盘管蒸汽加热。
中间体催化剂前处	根据计算，定量将链起始剂和异戊烯醇原料打入前处理釜，启动搅拌，通外盘管蒸汽，升温 120℃。反应后，开启放空阀排除反应生成的氢气（排放温度 40℃）。	氮气置换前处理釜 R-504，通过异戊烯醇输送泵 P-509 将异戊烯醇槽 V-506 中的异戊烯醇定量打入前处理釜 R-504，再将定量配置好的异戊烯醇聚氧乙烯醚中间体催化剂通过催化剂转料泵 P-511 打入前处理釜 R-504。启动搅拌，通外盘管蒸汽，控制前处理釜温度 90-130℃，由外盘蒸汽流量控制。此工序主要目

理		的为混合原料异戊烯醇和中间体催化剂，并预热，缩短中间体反应工序加热过程。
中间 体反 应	开反应器、接收器外盘管蒸汽预热 120℃。立式反应器、接收器氮气置换后，抽真空至-0.098Mpa，将前处理混合的物料定量打入接收器。	异戊烯醇聚氧乙烯醚中间体生产使用 400 号生产线。本反应工序有小外循环和大外循环二套回路系统。开始时先启动 400 号生产线的小外循环回路，经过前处理后的异戊烯醇聚氧乙烯醚中间体反应物料从反应收集器 SA-402 底部由小循环泵 PC-403 经过反应小循环换热器 E-401 打到反应收集器 SA-402 上部与 EO 反应；当反应收集器 SA-402 中物料达到一定量后，启动 400 号生产线的大外循环回路，物料从反应收集器 SA-402 底部由大循环泵 PC-401 经过反应大循环换热器 E-402 打到气液反应器 SA-401 与 EO 反应，再回到反应收集器 SA-402。反应为放热反应，反应热分别由大、小循环换热器 E-401、E-402 来移除。
	启动循环泵，开启换热器循环水阀门。缓慢开启环氧乙烷（EO）加料阀门，加入定量 EO 后关闭，待釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束，可以继续加入 EO 至规定量。反应过程中，EO 加入量根据釜内压力（<0.4Mpa）自动控制，釜内温度（130±5℃）由循环水量进行自动控制。	开气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 外盘管蒸汽预热 120℃。气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 氮气置换后，抽真空至-0.098MPa，将前处理釜 R-402 中混合的物料定量打入反应收集器 SA-402 后，启动 400 号生产线的小外循环回路：启动反应小循环泵 PC-403，缓慢开启反应收集器 SA-402 上 EO 加料阀门（环氧乙烷加料方式为直接液相向反应收集器 SA-402 内加入，反应收集器 SA-402 上部喷头向反应收集器 SA-402 均匀喷散，液相环氧乙烷在 120℃下直接汽化与雾状原料反应），加入一定量 EO 后关闭，待反应收集器 SA-402 釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束，可以继续加入 EO 至规定量，反应温度由反应小循环换热器 E-401 来控制。当反应收集器 SA-402 内液面高度达到规定高度后，启动 400 号生产线的大外循环回路：启动反应大循环泵 PC-401，开启气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门加入规定量的 EO，反应温度由反应大循环换热器 E-401 来控制。随着 EO 的不断加入，反应收集器 SA-402 中物料不断增加，当液面高度达到规定高度后，关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门，关闭反应小循环换热器 E-402 循环水上水阀门，反应过程中，EO 加入量根据釜内压力（<0.4MPa）自动控制，釜内温度（130±5℃）由反应大、小外循环换热器 E-401、E-402 的循环水量进行自动控制。此工序设置联锁：反应器压力超高，自动切断 EO 进料；反应釜温度超高，自动切断 EO 进料，并全开循环水。反应釜温度超低，自动切断 EO 进料。反应系统大循环泵或小循环泵故障联锁关闭 EO 进料。

	<p>此时，仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中，因此保持反应物循环，熟化一段时间，直到 EO 全部反应完了。熟化过程中，EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内，保持物料循环，自动调节循环水流量控制反应温度，反应器的残余压力不变（此时压力为微正压，0.02Mpa 左右）时，即认为反应结束。</p>	<p>环氧乙烷加料结束后，关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门，此时反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中，因此保持反应物循环，熟化一段时间，直到 EO 全部反应完全。熟化过程中，EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内，保持物料循环，自动调节循环水流量控制反应温度，反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 的残余压力不变（此时压力为微正压，0.02MPa 左右）时，即认为反应结束。</p>
	<p>反应结束后，反应器中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料冷却 100-110℃后出料到中和釜（生产中间体时，直接出料到中间体储罐）。出料后用氮气将管线余料吹扫至中和釜。</p>	<p>反应结束后，反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料，当物料冷却至 50℃后，关闭反应大换热器 E-401 循环水上水阀门，打开出料阀门，利用大、小循环泵 PC-401、PC-403 出料到半成品储罐 V-602B。出料后氮气吹扫管道。</p>
成品 催化 剂配 置	/	<p>催化剂配制釜 R-501 用氮气置换三次，将半成品储罐 V-602B 中的异戊烯醇聚氧乙烯醚中间体用半成品输送泵 P-609B 定量打入催化剂配置釜 R-501。</p> <p>开催化剂配制釜 R-501 搅拌，打开催化剂加料绞笼 X-501 的加料斗，加入称量好的氢化钠催化剂，关闭料斗盖，微开 X-501 加料斗氮气；开催化剂配制釜 R-501 鼓泡氮气，开催化剂配制釜 R-501 循环冷却水；打开催化剂输送绞笼 X-501 的电机，向催化剂配制釜 R-501 中定速缓慢加催化剂。</p> <p>定量催化剂加入完成后，自动关闭输送绞笼 X-501 的电机。关绞笼 X-501 的料斗氮气；关闭催化剂配制釜 R-501 搅拌，关闭催化剂配制釜 R-501 的循环冷却水；启动催化剂配制釜转料泵 P-502 出料去催化剂缓冲釜 V-501；出料结束后，关闭催化剂配制釜 R-501 的氮气鼓泡；催化剂配制过程放热，需要在配制过程中自动控制循环水流量，使催化剂配制釜 R-501 的温度不能超高。控制参数：催化剂配制釜 R-501 的温度 40-60℃，压力为常压，并开氮气鼓泡将反应过程中产生的微量氢气送去尾气吸收系统吸收后排放。</p> <p>异戊烯醇聚氧乙烯醚成品催化剂在-15℃下流动性差，需要观察催化剂缓冲釜 V-501 温度，低于-15℃开外盘管蒸汽加热。</p>
成品 催化 剂前 处理	/	<p>氮气置换前处理釜 R-505，通过半成品输送泵 P-609B 将半成品缓冲槽 V-602B 中的异戊烯醇聚氧乙烯醚半成品定量打入前处理釜 R-505，再将定量配置好的异戊烯醇聚氧乙烯醚成品催化剂通过催化剂输送泵 P-501 打入前处理釜 R-505。启动搅拌，通外盘管蒸汽，控制前处理釜温度 90-130℃，由外盘蒸汽</p>

		<p>流量控制。此工序主要目的为混合异戊烯醇聚氧乙烯醚半成品和成品催化剂，并预热，缩短成品反应工序加热过程。</p>
成品反应	/	<p>异戊烯醇聚氧乙烯醚成品生产使用 300 号生产线。本反应工序有小外循环和大外循环二套回路系统。开始时先启动 300 号生产线的小外循环回路，经过前处理后的成品物料从反应收集器 SA-302 底部由小循环泵 PC-303 经过反应小循环换热器 E-301 打到反应收集器 SA-302 上部与 EO 反应；当反应收集器 SA-302 中物料达到一定量后，启动 300 号生产线的大外循环回路，物料从反应收集器 SA-302 底部由大循环泵 PC-301 经过反应大循环换热器 E-302 打到气液反应器 SA-301 与 EO 反应，再回到反应收集器 SA-302。反应为放热反应，反应热分别由大、小循环换热器 E-301、E-302 来移除。</p> <p>开气液反应器 SA-301、反应收集器 SA-302 外盘管蒸汽预热 120℃。气液反应器 SA-301、反应收集器 SA-302 氮气置换后，抽真空至 -0.098MPa，将前处理釜 R-302 中混合的物料定量打入反应收集器 SA-302 后，启动 300 号生产线的小外循环回路：启动反应小循环泵 PC-303，缓慢开启反应收集器 SA-302 上 EO 加料阀门（环氧乙烷加料方式为直接液相向反应收集器 SA-302 内加入，反应收集器 SA-302 上部喷头向反应收集器 SA-302 均匀喷散，液相环氧乙烷在 120℃ 下直接汽化与雾状原料反应），加入一定量 EO 后关闭，待反应收集器 SA-302 釜内温度上升 0.5℃ 即可认为引发结束，可以继续加入 EO 至规定量，反应温度由反应小循环换热器 E-301 来控制。当反应收集器 SA-302 内液面高度达到规定高度后，启动 300 号生产线的大外循环回路：启动反应大循环泵 PC-301，开启气液反应器 SA-301 上 EO 加料阀门加入规定量的 EO，反应温度由反应大循环换热器 E-302 来控制。随着 EO 的不断加入，反应收集器 SA-302 中物料不断增加，当液面高度达到规定高度后，关闭反应收集器 SA-302、气液反应器 SA-301 上 EO 加料阀门，关闭反应小循环换热器 E-302 循环水上水阀门，反应过程中，EO 加入量根据釜内压力（<0.6MPa）自动控制，釜内温度（130±5℃）由反应大、小外循环换热器 E-301、E-302 的循环水量进行自动控制。此工序设置联锁：反应器压力超高，自动切断 EO 进料；反应釜温度超高，自动切断 EO 进料，并全开循环水。反应釜温度超低，自动切断 EO 进料。</p> <p>反应系统大循环泵或小循环泵故障联锁关闭 EO 进料。</p> <p>环氧乙烷加料结束后，关闭反应收集器 SA-302、气液反应器 SA-301 上 EO 加料阀门，此时反应收集器 SA-302、气液反应器 SA-301 中仍有少量 EO 存在于</p>

		<p>气相以及溶于液相中，因此保持反应物循环，熟化一段时间，直到 EO 全部反应完全。熟化过程中，EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内，保持物料循环，自动调节循环水流量控制反应温度，反应收集器 SA-302、气液反应器 SA-301 的残余压力不变(此时压力为微正压,0.02MPa 左右) 时，即认为反应结束。</p> <p>反应结束后，反应收集器 SA-302、气液反应器 SA-301 中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料，当物料冷却至 100-110℃ 后，关闭反应大换热器 E-301 循环水上水阀门，打开出料阀门，利用大、小循环泵 PC-301、PC-303 出料到后处理釜 SA-303。出料后氮气吹扫管道。</p>
脱气、中和	接受反应段物料后，开动中和釜搅拌，开中和釜釜底氮气，并同时开真空脱气，脱除的气体经过真空泵排放至尾气吸收塔。中和釜抽真空至-0.096Mpa 认为脱气结束。	接受反应段物料后，开动中和器 SA-303 搅拌，开中和器 SA-303 釜底氮气，并同时开真空-0.090MPa 脱气（控制温度 105℃ 左右），脱除的气体经过真空泵排放至尾气吸收塔 C-601。中和器 SA-303 抽真空至-0.096MPa 认为脱气结束。
	将醋酸通过计量泵加入中和釜内，控制一定温度（100℃，物料余温 100℃ 左右，也可以用外盘管加热或者降温）与中和时间（30 分钟），中和到产品 pH 为 6~7。	将中和剂计量罐 SR-302 中的醋酸通过中和计量泵 PD-302 加入中和器 SA-303 内，控制一定温度（80-90℃，也可以用外盘管加热或者降温）与中和时间（30min），中和到产品 pH 为 6~7。
冷却	在搅拌情况下，打开循环水上水阀门，向中和釜外盘管通入冷却水，使乙氧基化产品冷却到输送温度（60~80℃）。	中和器 SA-303 在搅拌情况下，打开循环水上水阀门，向中和器 SA-303 外盘管通入循环冷却水，使异戊烯醇聚氧乙烯醚成品冷却到输送温度（60~80℃）。
出料	已冷却好的产品经卸料泵送入异戊烯醇聚氧乙烯醚成品缓冲罐储存，并用 N ₂ 吹扫、置换中和釜到成品缓冲罐相应管线（管线余料吹扫至成品缓冲罐），为下批生产作好准备。	已中和好的异戊烯醇聚氧乙烯醚成品经中和卸料泵 PV-304 送去成品缓冲槽 V-603B 储存，输送结束，管线用 N ₂ 吹扫，并置换中和器 SA-303，为下批生产作好准备。
切片（造粒）包装	成品缓冲罐中的异戊烯醇聚氧乙烯醚成品用泵送入醇醚车间三楼切片机，冷却切片，然后通过皮带输送机送入一楼的包装机称重、包装、码垛后，通过叉车送去丙类仓库储存。	成品缓冲槽 V-603B 中的异戊烯醇聚氧乙烯醚成品用成品输送泵 P-610B 增压后经成品换热器 E-603 冷却至 50℃ 后送入 2 楼和 3 楼的造粒机 X-701A~D、X-702A~D 进行冷却造粒，3 楼的造粒机 X-701A~D 产生的异戊烯醇聚氧乙烯醚粒子通过物料收集皮带 L-701、L-702 送去 2 楼的上储料仓 V-701，然后再落入 1 楼的下储料仓 V-702；2 楼的造粒机 X-702A~D 产生的异戊烯醇聚氧乙烯醚粒子通过物料收集皮带 L-703、L-704 送去 1 楼的下储料仓 V-702；下储料仓 V-702 中的异戊烯醇聚氧乙烯醚粒子通过斗提机 L-705 送入包装机缓冲罐，再由一楼的包装机 X-703 称重、包装、码垛后，通过叉车送去丙类仓库储存。
	切片包装过程中，会产生少量粉尘，现场设有布袋除尘设施，除尘后通过排气筒高空排放。	造粒、输送、包装过程采用设备封闭+自带除尘器处理后在车间内无组织排放，同时在包装车间设负压抽风，尾气收集入碱洗塔一同处理后排放。

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处。

变动前后的异戊烯醇聚氧乙烯醚生产工艺流程图分别如下。

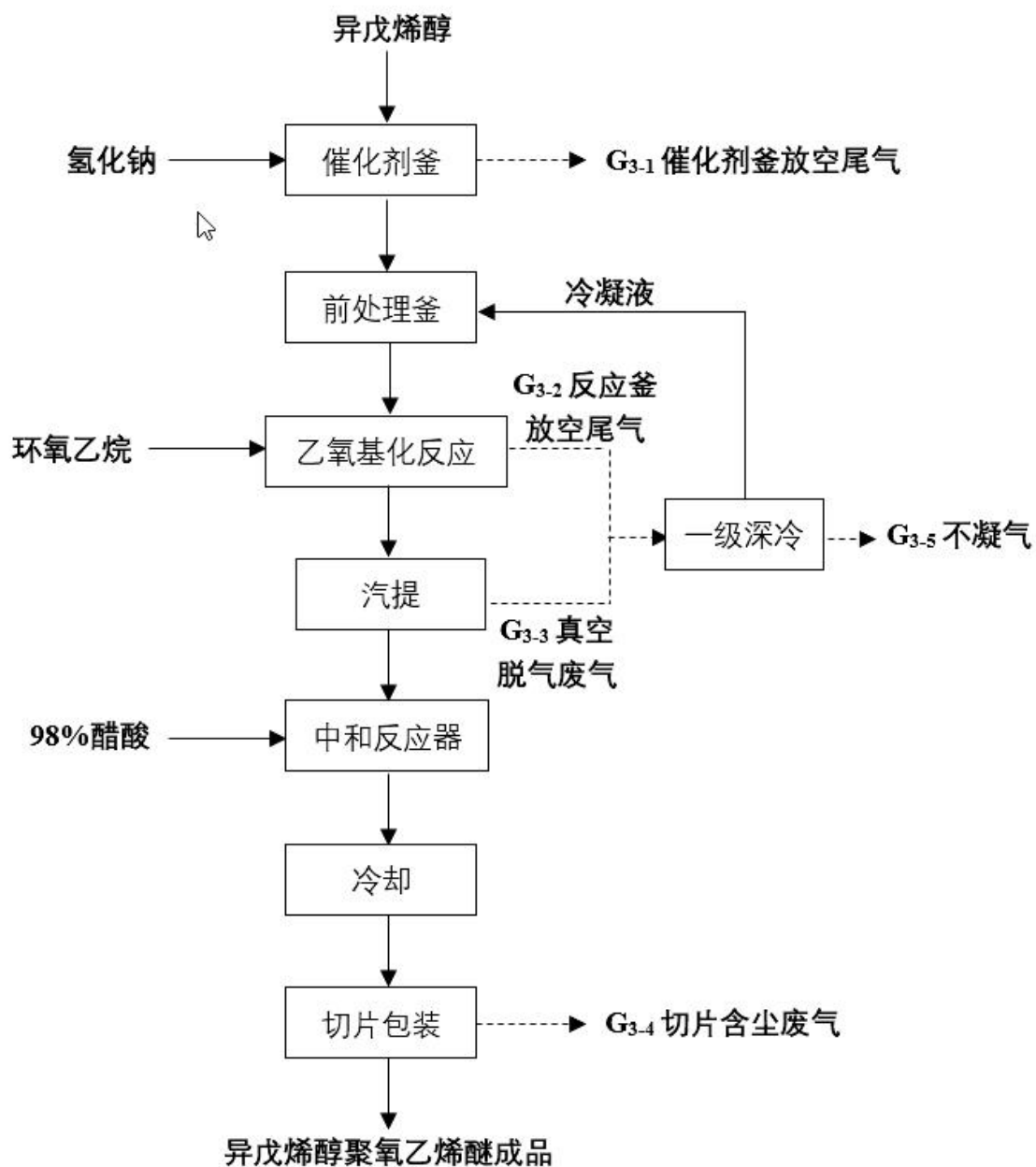


图 2.2-5 原环评异戊烯醇聚氧乙烯醚生产工艺流程及产污环节图

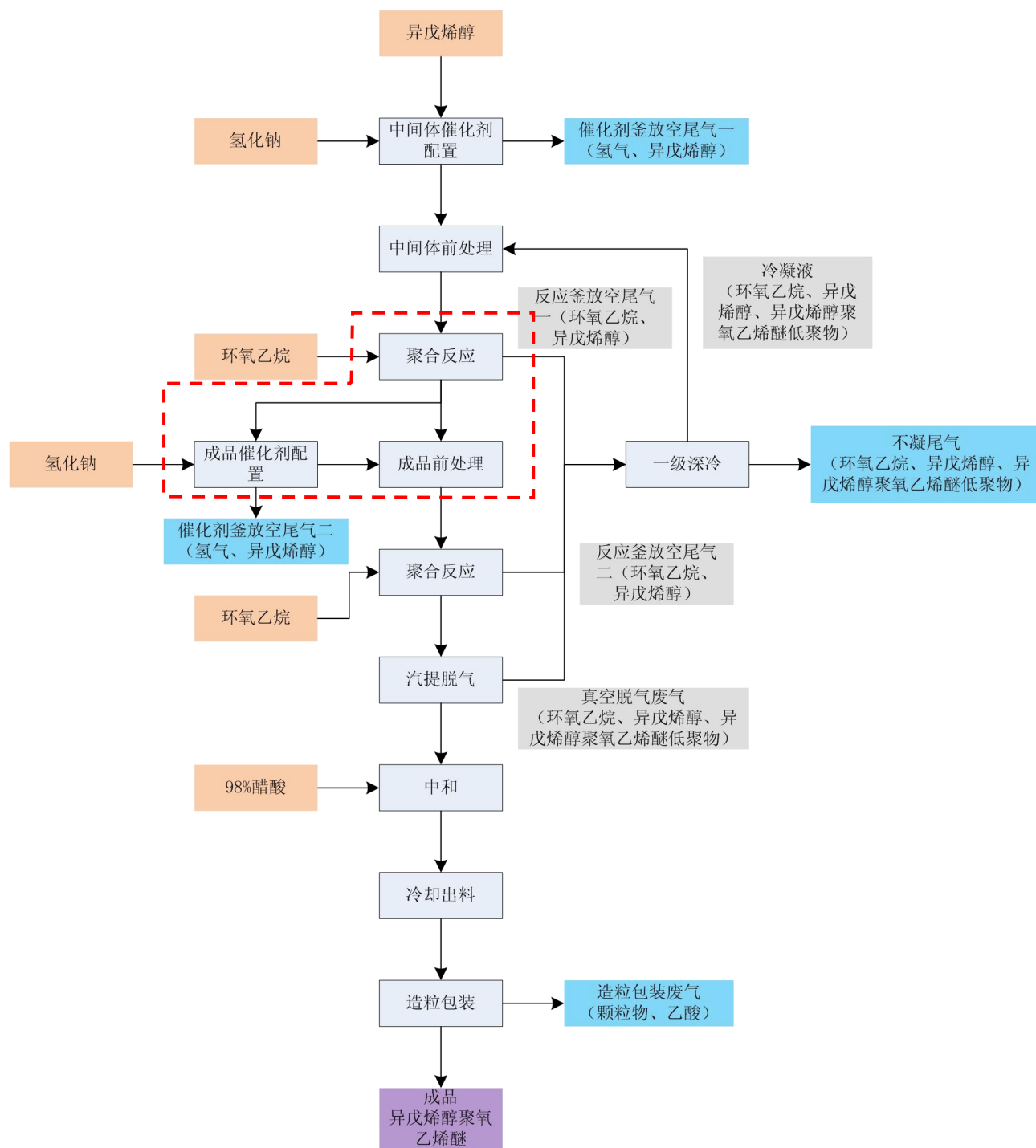


图 2.2-6 变动后异戊烯醇聚氧乙烯醚生产工艺流程及产污环节图

注：上图红色虚线框内即为与环评不一致之处；环评的乙基氧化反应即为聚合反应，上图内相应工序以聚合反应命名。

2.2.4. 甲基烯丙醇聚氧乙烯醚工艺变动

项目甲基烯丙醇聚氧乙烯醚产品生产工艺在变动前后的对比详见下表。

表 2.2-4 甲基烯丙醇聚氧乙烯醚工艺流程变动情况一览表

工序	原环评	实际
中间体催化剂配置	根据计算，甲基烯丙醇由原料区用泵打入催化剂配制釜，达到规定量后自动停泵。	中间体催化剂配制釜 R-503 用氮气置换三次，后通过甲基烯丙醇输送泵 P-508 将甲基烯丙醇槽 V-505 中的甲基烯丙醇打入中间体催化剂配制釜 R-503。
	根据配方要求计算催化剂氢化钠加入总量。加入催化剂加料斗，开配制釜循环水，开动搅拌。	开中间体催化剂配制釜 R-503 搅拌，打开中间体催化剂配置釜加料绞笼 X-503 的加料斗，加入称量好的氢化钠催化剂，关闭料斗盖，微开 X-503 加料斗氮气；开中间体催化剂配制釜 R-503 鼓泡氮气，开中间体催化剂配制釜 R-503 循环冷却水；打开中间体催化剂配置釜加料绞笼 X-503 的电机，向中间体催化剂配制釜 R-503 中定速缓慢加氢化钠。
	启动催化剂加料绞笼匀速将催化剂加入催化剂配制釜中，反应过程中由循环水自动控制阀门控制反应温度不超过 50℃。	定量氢化钠加入完成后，自动关闭加料绞笼 X-503 的电机。关闭加料绞笼 X-503 的料斗氮气；关闭中间体催化剂配制釜 R-503 搅拌，关闭中间体催化剂配制釜 R-503 的循环冷却水；启动中间体催化剂转料泵 P-510 出料去中间体催化剂缓冲釜 V-503；出料结束后，关闭中间体催化剂配制釜 R-503 的氮气鼓泡；中间体催化剂配制过程放热，需要在配制过程中自动控制循环水流量，使中间体催化剂配制釜 R-503 的温度不能超高。控制参数：中间体催化剂配制釜 R-503 的温度 40-60℃，压力为常压，并开氮气鼓泡将反应过程中产生的微量氢气送去尾气吸收系统吸收后排放。
	配制好的链引发剂用泵打入催化剂缓冲罐。	配制好的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚中间体催化剂用泵 P-510 打入中间体催化剂缓冲釜 V-503，中间体催化剂缓冲釜 V-503 设有温度计，设有温度高低报警，设有压力表，设有氮封系统。中间体催化剂缓冲釜 V-503 内物料在-15℃下流动性差，需要观察缓冲釜温度，低于-15℃开外盘管蒸汽加热。
中间体催化剂前处理	根据计算，定量将链起始剂和甲基烯丙醇原料打入前处理釜，启动搅拌，通外盘管蒸汽，升温 120℃。反应后，开启放空阀排除反应生成的氢气（排放温度 40℃）。	氮气置换前处理釜 R-504，通过甲基烯丙醇输送泵 P-508 将甲基烯丙醇槽 V-505 中的甲基烯丙醇定量打入前处理釜 R-504，再将定量配置好的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚中间体催化剂通过催化剂转料泵 P-511 打入前处理釜 R-504。启动搅拌，通外盘管蒸汽，控制前处理釜温度 90-130℃，由外盘管蒸汽流量控制。此工序主要目的为混合原料甲基烯丙醇和中间体催化剂，并预热，缩短中间体反应工序加热过程。

	<p>开反应器、接收器外盘管蒸汽预热 120℃。立式反应器、接收器氮气置换后，抽真空至-0.098Mpa，将前处理混合的物料定量打入接收器。</p>	<p>甲基烯丙醇聚氧乙烯醚中间体生产使用 400 号生产线。本反应工序有小外循环和大外循环二套回路系统。开始时先启动 400 号生产线的小外循环回路，经过前处理后的异戊烯醇聚氧乙烯醚中间体反应物料从反应收集器 SA-402 底部由小循环泵 PC-403 经过反应小循环换热器 E-401 打到反应收集器 SA-402 上部与 EO 反应；当反应收集器 SA-402 中物料达到一定量后，启动 400 号生产线的大外循环回路，物料从反应收集器 SA-402 底部由大循环泵 PC-401 经过反应大循环换热器 E-402 打到气液反应器 SA-401 与 EO 反应，再回到反应收集器 SA-402。反应为放热反应，反应热分别由大、小循环换热器 E-401、E-402 来移除。</p>
中间 体反 应	<p>启动循环泵，开启换热器循环水阀门。缓慢开启环氧乙烷（EO）加料阀门，加入定量 EO 后关闭，待釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束，可以继续加入 EO 至规定量。反应过程中，EO 加入量根据釜内压力（< 0.4Mpa）自动控制，釜内温度（130±5℃）由循环水量进行自动控制。</p>	<p>开气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 外盘管蒸汽预热 120℃。气液反应器 SA-401、反应收集器 SA-402 氮气置换后，抽真空至-0.098MPa，将前处理釜 R-402 中混合的物料定量打入反应收集器 SA-402 后，启动 400 号生产线的小外循环回路：启动反应小循环泵 PC-403，缓慢开启反应收集器 SA-402 上 EO 加料阀门（环氧乙烷加料方式为直接液相向反应收集器 SA-402 内加入，反应收集器 SA-402 上部喷头向反应收集器 SA-402 均匀喷散，液相环氧乙烷在 120℃下直接汽化与雾状原料反应），加入一定量 EO 后关闭，待反应收集器 SA-402 釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束，可以继续加入 EO 至规定量，反应温度由反应小循环换热器 E-401 来控制。当反应收集器 SA-402 内液面高度达到规定高度后，启动 400 号生产线的大外循环回路：启动反应大循环泵 PC-401，开启气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门加入规定量的 EO，反应温度由反应大循环换热器 E-401 来控制。随着 EO 的不断加入，反应收集器 SA-402 中物料不断增加，当液面高度达到规定高度后，关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门，关闭反应小循环换热器 E-402 循环水上水阀门，反应过程中，EO 加入量根据釜内压力（<0.4MPa）自动控制，釜内温度（130±5℃）由反应大、小外循环换热器 E-401、E-402 的循环水量进行自动控制。此工序设置联锁：反应器压力超高，自动切断 EO 进料；反应釜温度超高，自动切断 EO 进料，并全开循环水。反应釜温度超低，自动切断 EO 进料。反应系统大循环泵或小循环泵故障联锁关闭 EO 进料。</p>
	<p>此时，仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中，因此保持反应物循环，熟化一段时间，直到 EO 全部反应完了。熟化过程中，EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内，保持物料循环，自动调节循环水流量控制反应温度，反应器的残余压力不变（此时压力为微正压，0.02Mpa 左右）时，即认为反应结束。</p>	<p>环氧乙烷加料结束后，关闭反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 上 EO 加料阀门，此时反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中，因此保持反应物循环，熟化一段时间，直到 EO 全部反应完全。熟化过程中，EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内，保持物料循环，自动调节循环水流量控制反应温度，反应收集器 SA-402、气液反应</p>

		器 SA-401 的残余压力不变（此时压力为微正压，0.02MPa 左右）时，即认为反应结束。
	反应结束后，反应器中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料冷却 100-110℃ 后出料到中和釜（生产中间体时，直接出料到中间体储罐）。出料后用氮气将管线余料吹扫至中和釜。	反应结束后，反应收集器 SA-402、气液反应器 SA-401 中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料，当物料冷却至 50℃ 后，关闭反应大换热器 E-401 循环水上的水阀门，打开出料阀门，利用大、小循环泵 PC-401、PC-403 出料到半成品储罐 V-602A/B。出料后氮气吹扫管道。
成品 催化 剂配 置	/	<p>催化剂配制釜 R-501/R-502 用氮气置换三次，将半成品储罐 V-602A/B 中的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚中间体用半成品输送泵 P-609A/B 定量打入催化剂配置釜 R-501/R-502。</p> <p>开催化剂配制釜 R-501/R-502 搅拌，打开催化剂加料绞笼 X-501/X-502 的加料斗，加入称量好的氢化钠催化剂，关闭料斗盖，微开 X-501/X-502 加料斗氮气；开催化剂配制釜 R-501/R-502 鼓泡氮气，开催化剂配制釜 R-501/R-502 循环冷却水；打开催化剂输送绞笼 X-501/X-502 的电机，向催化剂配制釜 R-501/R-502 中定速缓慢加催化剂。</p> <p>定量催化剂加入完成后，自动关闭输送绞笼 X-501/X-502 的电机。关绞笼 X-501/X-502 的料斗氮气；关闭催化剂配制釜 R-501/R-502 搅拌，关闭催化剂配制釜 R-501/R-502 的循环冷却水；启动催化剂配制釜转料泵 P-502/P-504 出料去催化剂缓冲釜 V-501/V-502；出料结束后，关闭催化剂配制釜 R-501/R-502 的氮气鼓泡；催化剂配制过程放热，需要在配制过程中自动控制循环水流量，使催化剂配制釜 R-501/R-502 的温度不能超高。控制参数：催化剂配制釜 R-501/R-502 的温度 40-60℃，压力为常压，并开氮气鼓泡将反应过程中产生的微量氢气送去尾气吸收系统吸收后排放。</p> <p>甲基烯丙醇聚氧乙烯醚成品催化剂在 -15℃ 下流动性差，需要观察催化剂缓冲釜 V-501/V-502 温度，低于 -15℃ 开外盘管蒸汽加热。</p>
成品 催化 剂前 处理	/	氮气置换前处理釜 R-505，通过半成品输送泵 P-609A/B 将半成品缓冲槽 V-602A/B 中的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚半成品定量打入前处理釜 R-505，再将定量配置好的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚成品催化剂通过催化剂输送泵 P-501/P-503 打入前处理釜 R-505。启动搅拌，通外盘管蒸汽，控制前处理釜温度 90-130℃，由外盘管蒸汽流量控制。此工序主要目的为混合甲基烯丙醇聚氧乙烯醚半成品和成品催化剂，并预热，缩短成品反应工序加热过程。

成品 反应	/	<p>甲基烯丙醇聚氧乙烯醚成品生产使用 100/200 号生产线,以 100 号生产线举例说明,200 号生产线完全一样。本反应工序有小外循环和大外循环二套回路系统。开始时先启动 100 号生产线的小外循环回路,经过前处理后的成品物料从反应收集器 SA-102 底部由小循环泵 PC-103 经过反应小循环换热器 E-101 打到反应收集器 SA-102 上部与 EO 反应;当反应收集器 SA-102 中物料达到一定量后,启动 100 号生产线的大外循环回路,物料从反应收集器 SA-102 底部由大循环泵 PC-101 经过反应大循环换热器 E-102 打到气液反应器 SA-101 与 EO 反应,再回到反应收集器 SA-102。反应为放热反应,反应热分别由大、小循环换热器 E-101、E-102 来移除。</p>
		<p>开气液反应器 SA-101、反应收集器 SA-102 外盘管蒸汽预热 120℃。气液反应器 SA-101、反应收集器 SA-102 氮气置换后,抽真空至-0.098MPa,将前处理釜 R-102 中混合的物料定量打入反应收集器 SA-102 后,启动 100 号生产线的小外循环回路:启动反应小循环泵 PC-103,缓慢开启反应收集器 SA-102 上 EO 加料阀门(环氧乙烷加料方式为直接液相向反应收集器 SA-102 内加入,反应收集器 SA-102 上部喷头向反应收集器 SA-102 均匀喷散,液相环氧乙烷在 120℃下直接汽化与雾状原料反应),加入一定量 EO 后关闭,待反应收集器 SA-102 釜内温度上升 0.5℃即可认为引发结束,可以继续加入 EO 至规定量,反应温度由反应小循环换热器 E-101 来控制。当反应收集器 SA-102 内液面高度达到规定高度后,启动 100 号生产线的大外循环回路:启动反应大循环泵 PC-101,开启气液反应器 SA-101 上 EO 加料阀门加入规定量的 EO,反应温度由反应大循环换热器 E-101 来控制。随着 EO 的不断加入,反应收集器 SA-102 中物料不断增加,当液面高度达到规定高度后,关闭反应收集器 SA-102、气液反应器 SA-101 上 EO 加料阀门,关闭反应小循环换热器 E-102 循环水上水阀门,反应过程中,EO 加入量根据釜内压力(<0.4MPa)自动控制,釜内温度(130±5℃)由反应大、小外循环换热器 E-101、E-102 的循环水量进行自动控制。此工序设置联锁:反应器压力超高,自动切断 EO 进料;反应釜温度超高,自动切断 EO 进料,并全开循环水。反应釜温度超低,自动切断 EO 进料。反应系统大循环泵或小循环泵故障联锁关闭 EO 进料。</p>
		<p>环氧乙烷加料结束后,关闭反应收集器 SA-102、气液反应器 SA-101 上 EO 加料阀门,此时反应收集器 SA-102、气液反应器 SA-101 中仍有少量 EO 存在于气相以及溶于液相中,因此保持反应物循环,熟化一段时间,直到 EO 全部反应完全。熟化过程中,EO 反应完成情况可由反应器的残余压力来检查。在设定的熟化时间内,保持物料循环,自动调节循环水流量控制反应温度,反应收集器 SA-102、气液反应</p>

		器 SA-101 的残余压力不变（此时压力为微正压，0.02MPa 左右）时，即认为反应结束。
		反应结束后，反应收集器 SA-102、气液反应器 SA-101 中剩余气体首先排至废气处理单元。继续循环物料，当物料冷却至 100-110℃ 后，关闭反应大换热器 E-101 循环水上水阀门，打开出料阀门，利用大、小循环泵 PC-101、PC-103 出料到后处理釜 SA-103。出料后氮气吹扫管道。
脱气、中和	接受反应段物料后，开动中和釜搅拌，开中和釜釜底氮气，并同时开真空脱气，脱除的气体经过真空泵排放至尾气吸收塔。中和釜抽真空至 -0.096Mpa 认为脱气结束。	接受反应段物料后，开动中和器 SA-103/SA-203 搅拌，开中和器 SA-103/SA-203 釜底氮气，并同时开真空 -0.090MPa 脱气（控制温度 105℃ 左右），脱除的气体经过真空泵排放至尾气吸收塔 C-601。中和器 SA-103/SA-203 抽真空至 -0.096MPa 认为脱气结束。
	将醋酸通过计量泵加入中和釜内，控制一定温度（100℃，物料余温 100℃ 左右，也可以用外盘管加热或者降温）与中和时间（30 分钟），中和到产品 PH 为 6~7。	将中和剂计量罐 SR-102 中的醋酸通过中和计量泵 PD-102 加入中和器 SA-103/SA-203 内，控制一定温度（80-90℃，也可以用外盘管加热或者降温）与中和时间（30min），中和到产品 pH 为 6~7。
冷却	在搅拌情况下，打开循环水上水阀门，向中和釜外盘管通入冷却水，使乙氧基化产品冷却到输送温度（60~80℃）。	中和器 SA-103/SA-203 在搅拌情况下，打开循环水上水阀门，向中和器 SA-103/SA-203 外盘管通入循环冷却水，使异戊烯醇聚氧乙烯醚成品冷却到输送温度（60~80℃）。
出料	已冷却好的产品经卸料泵送入甲基烯丙醇聚氧乙烯醚成品缓冲罐储存，并用 N ₂ 吹扫、置换中和釜到成品缓冲罐相应管线（管线余料吹扫至成品缓冲罐），为下批生产作好准备。	已中和好的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚成品经中和卸料泵 PV-104/PV-204 送去成品缓冲槽 V-603A 储存，输送结束，管线用 N ₂ 吹扫，并置换中和器 SA-103/SA-203，为下批生产作好准备。
切片（造粒）包装	成品缓冲罐中的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚成品用泵送入醇醚车间三楼切片机，冷却切片，然后通过皮带输送机送入一楼的包装机称重、包装、码垛后，通过叉车送去丙类仓库储存。	成品缓冲槽 V-603A 中的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚成品用成品输送泵 P-610A 增压后经成品换热器 E-603 冷却至 50℃ 后送入 2 楼和 3 楼的造粒机 X-701A~D、X-702A~D 进行冷却造粒，3 楼的造粒机 X-701A~D 产生的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚粒子通过物料收集皮带 L-701、L-702 送去 2 楼的上储料仓 V-701，然后再落入 1 楼的下储料仓 V-702；2 楼的造粒机 X-702A~D 产生的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚粒子通过物料收集皮带 L-703、L-704 送去 1 楼的下储料仓 V-702；下储料仓 V-702 中的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚粒子通过斗提机 L-705 送入包装机缓冲罐，再由一楼的包装机 X-703 称重、包装、码垛后，通过叉车送去丙类仓库储存。
	切片包装过程中，会产生少量粉尘，现场设有布袋除尘设施，除尘后通过排气筒高空排放。	造粒、输送、包装过程采用设备封闭+自带除尘器处理后在车间内无组织排放，同时在包装车间设负压抽风，尾气收集入碱洗塔一同处理后排放。

注：深色区域为与原环评相比存在不同之处。

变动前后的甲基烯丙醇聚氧乙烯醚生产工艺流程图分别如下。

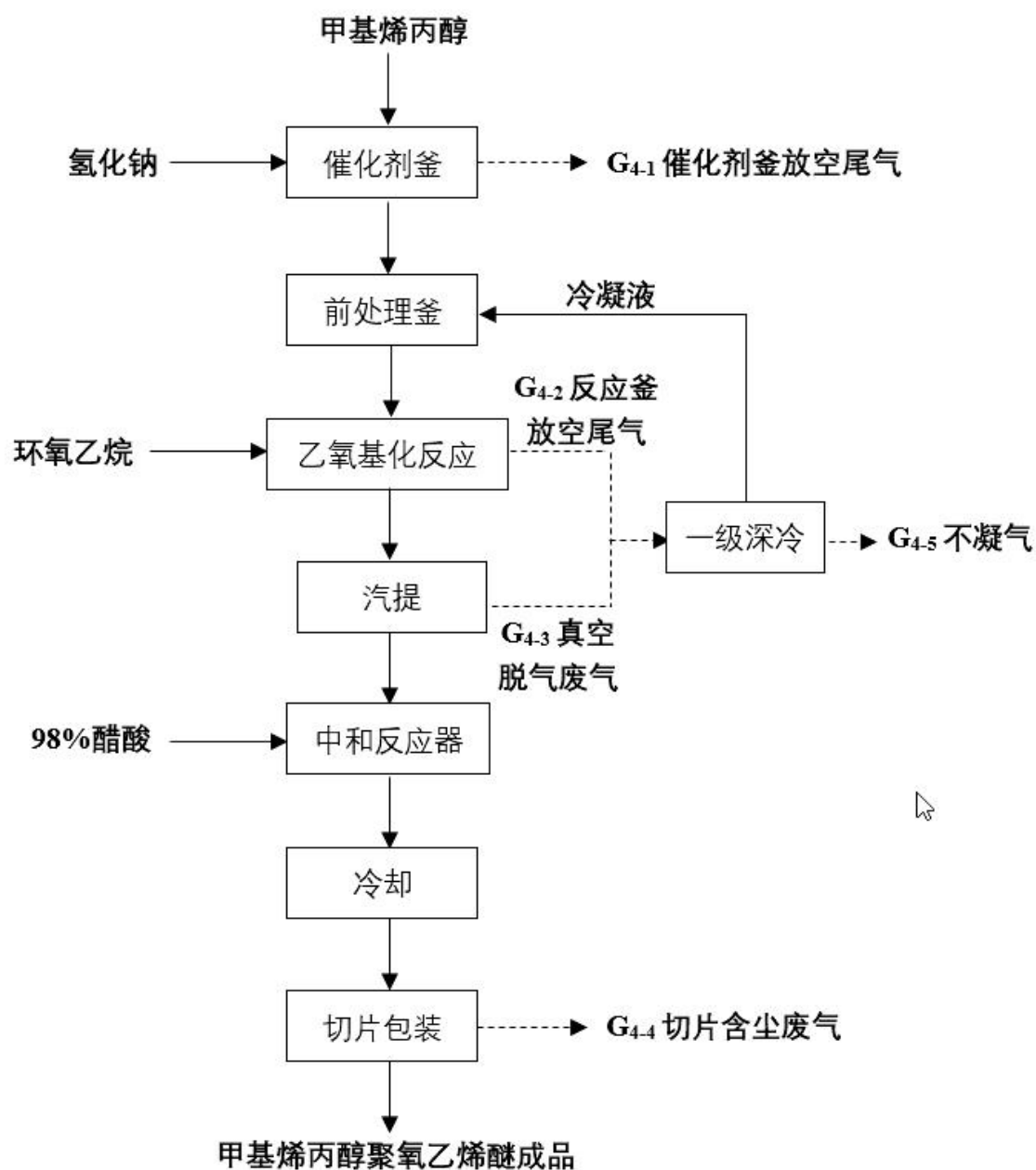


图 2.2-7 原环评甲基烯丙醇聚氧乙烯醚生产工艺流程及产物环节图

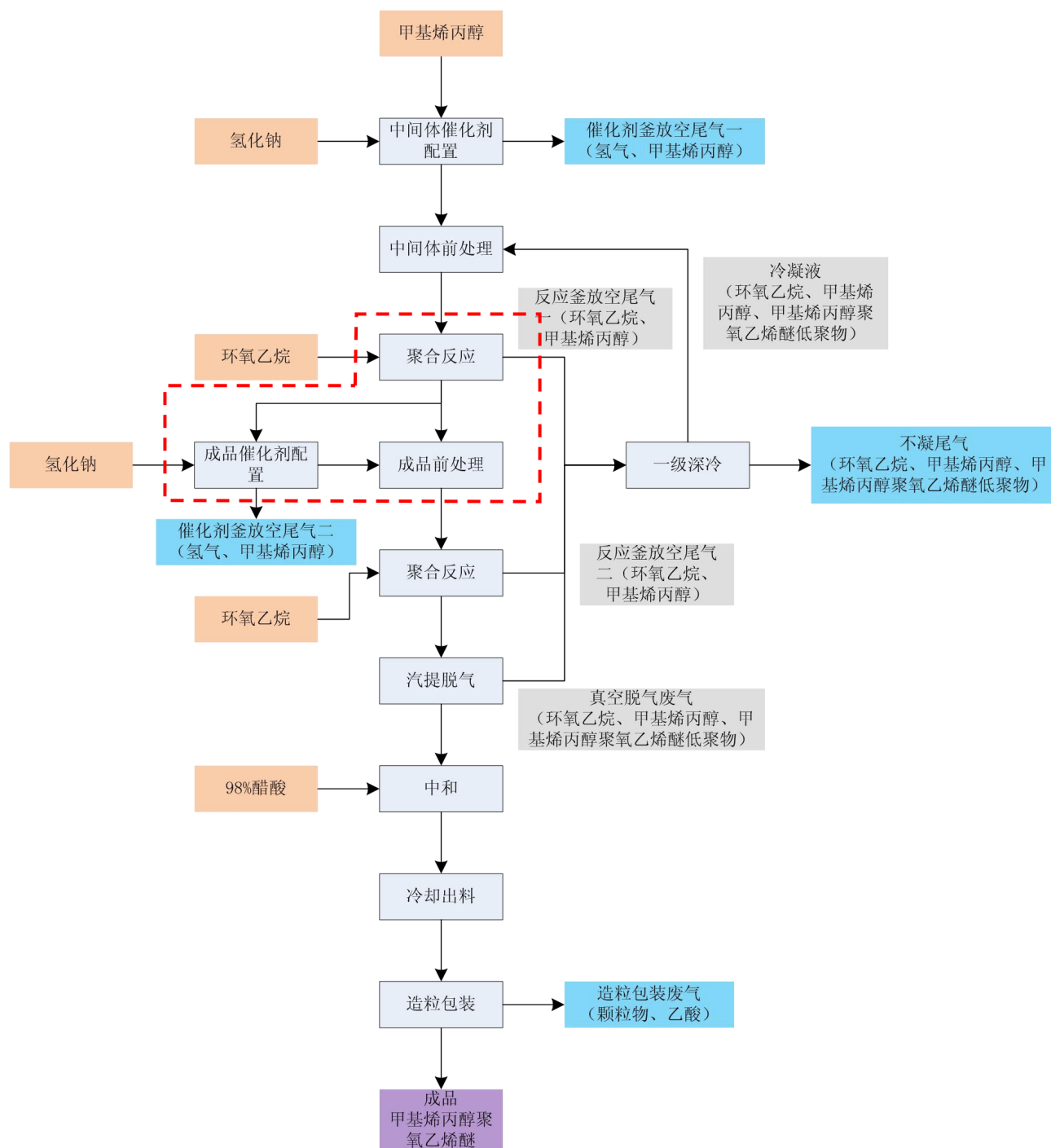


图 2.2-8 变动后甲基烯丙醇聚氧乙烯醚生产工艺流程及产物环节图

注：上图红色虚线框内即为与环评不一致之处；环评的乙基氧化反应即为聚合反应，上图内相应工序以聚合反应命名。

2.3. 环境保护措施的变动

本项目环境保护措施的变动主要为废气工程方面，废水、噪声等要素的环境保护措施与环评一致无变动。

2.3.1. 废气污染源变动

原环评与变动后的项目废气污染源情况对比详见下表。

表 2.3-1 项目变动前后废气污染源变化一览表

序号	废气污染源名称		变动内容	变动原因
	原环评	变动后		
1	真空脱水废气	真空脱水废气	无	/
2	反应釜放空尾气	反应釜放空尾气	无	/
3	真空脱气废气	真空脱气废气	无	/
4	催化剂釜放空尾气	催化剂釜放空尾气	无	/
5	切片含尘废气	造粒包装车间含尘废气	切片含尘废气变为造粒包装车间含尘废气	A
6	桶装物料投料废气	桶装物料投料废气	无	/
7	化学危险品库贮存物料挥发废气	/	营运期间化学危险品库贮存物料不挥发废气	B
8	醇醚原料及成品储罐（缓冲罐）大小呼吸废气	醇醚原料及成品储罐（缓冲罐）大小呼吸废气	无	/
9	危废仓库贮存物料挥发废气	危废仓库贮存物料挥发废气	产生源强相比原环评预计量增大	C
10	氮气置换吹扫废气	氮气置换吹扫废气	无	/

变动原因：

A: 本项目 5 种产品中有 3 种产品需进行造粒后包装贮存，原环评中项目采用切片机造粒，该设备工作时粉尘较大，拟设布袋除尘器处理后单独排空，变动后项目改为钢带造粒机，该设备为全封闭，在泄压孔、检修人孔等处安装粉尘过滤器，过滤后的尾气在车间内无组织排放，为了进一步降低车间内环境空气中粉尘浓度，对包装车间封闭并负压抽风，废气和其他含空气尾气一同引入碱洗塔处理后高空排放。

B: 项目使用的危险化学品库依托现有厂区内已建的危化品库，该库主要贮存包括本项目在内的厂区内各装置生产所需的甲类危险化学品，本项目在该危化品库内贮存的主要为异戊烯醇、甲基烯丙醇、98%醋酸、32%液碱、固态柠檬酸（原环评预计还有 30%盐酸，变动后由于

废气酸洗塔改用固态柠檬酸配置酸洗液，故项目在危化品库内无盐酸贮存，详见前文 2.1.4 节），最大贮存量分别为 40t、40t、15t、2t、2t，环评分析考虑异戊烯醇、甲基烯丙醇、98%醋酸（30% 盐酸）贮存过程因包装密封不严或意外泄漏而挥发产生有害气体，企业实际在多年使用中危化品库内均未发生泄漏事故，所有危化品包装均按要求采用规定的包装容器密闭贮存，贮存周期（异戊烯醇、甲基烯丙醇约半个月，98%醋酸约 2 个月）不在库内进行倒桶转移等物料操作，不挥发有机废气。

本项目相关危化品在现有危化品库内贮存及包装情况详见下图。



图 2.3-1 项目实际危化品库内的贮存情况

C: 本项目新建的危废库主要贮存全厂产生的危险废物，包括现有项目危废（多乙二醇、污水处理装置污泥、废包装桶、焚烧炉残渣、废催化剂、废脱硫剂、废分子筛、废树脂、废活性炭、废机油，合计约 116.53t/a）、本项目危废（污水处理装置污泥、废包装桶、废机油，合计约 28.32t/a），原环评考虑污水处理装置污泥、废包装桶暂存期间可能挥发有害气体的可能

性，根据全厂（包括本项目）原辅料的使用情况，估算得出废包装物挥发的有害气体量较小故忽略不计，类比同行业分析（《环境污染与防治》第34卷第12期）污泥贮存期间的氨和硫化氢挥发量按 $1.76\mu\text{g}/(\text{g}\cdot\text{d})$ 和 $2.79\mu\text{g}/(\text{g}\cdot\text{d})$ 计算，估算污水处理装置污泥贮存环节氨和硫化氢产生量分别为 0.0026t/a 和 0.0041t/a ，经处理后的排放量分别为 0.000026t/a 、 0.000041t/a 。

但根据企业试运行期间自行监测结果显示，处理设施废气排口的氨和硫化氢源强分别约为： $3\text{mg}/\text{m}^3$ （ 0.03kg/h ）、 $0.03\text{mg}/\text{m}^3$ （ 0.0003kg/h ），以年工作 8000h 计，则污染物排放量分别约为氨 0.24t/a 、硫化氢 0.0024t/a 。

根据图2.3-5分析可知，该处理装置为本项目新建，接入的废气源中含有氨和硫化氢的主要为危废库废气，其他废气均不含有相同污染物，故可排除其他工艺、原辅料变动等导致的可能性，分析判断为原环评类比源强偏小，导致预计的污染物排放量较小，不足以反应项目的真实污染物排放情况。

本次变动分析重新核算项目的氨和硫化氢总量指标，并以此作为验收依据。

2.3.2. 废气污染物种类变动

由于项目取消了壬基酚聚氧乙烯醚产品，故产污环节中减少了壬基酚、壬基酚聚氧乙烯醚2个污染因子，此外酸洗塔使用的酸液由盐酸替换为固态的柠檬酸（不挥发），故减少了盐酸雾污染因子，其他污染因子不变，项目变动后相比原环评不新增污染因子。

2.3.3. 废气收集措施变动

原环评与变动后的项目废气各污染源收集措施情况对比详见下表。

表 2.3-2 项目变动前后废气污染源收集措施变化一览表

序号	原环评			变动后			变动内容
	废气污染源	收集措施		废气污染源	收集措施		
1	真空脱水废气	管道密闭引出	各股风道汇总引入有机废气处理设施	真空脱水废气	管道密闭引出	各股风道汇总引入有机废气处理设施中的酸洗塔	有机废气分两部分，分别进入废气处理系统；实际无化学危险品库贮存物料挥发废气，故化学危险品库无废气收集措施
2	反应釜放空尾气			反应釜放空尾气			
3	真空脱气废气			真空脱气废气			
4	催化剂釜放空尾气			催化剂釜放空尾气			
5	氮气置换吹扫废气			氮气置换吹扫废气			
6	桶装物料投料废气	设集气罩	桶装物料投料废气	设集气罩	各股风道汇总引入有机废气处理设施中的碱洗塔		
7	化学危险品库贮存物料挥发废气	库内抽风	/	/			
8	醇醚原料及成品储罐（缓冲罐）大小呼吸废气	呼吸口设集气罩	醇醚原料及成品储罐（缓冲罐）大小呼吸废气	呼吸口设集气罩			
9	危废仓库贮存物料挥发废气	库内设集气罩	危废仓库贮存物料挥发废气	库内设集气罩			
10	切片含尘废气	设集气罩	风道汇总引入含尘废气处理设施	造粒包装车间含尘废气	设备密闭+自带除尘器	包装车间封闭负压抽风，引入有机废气处理设施中的碱洗塔	造粒机含尘废气收集方式变动；造粒后落料及包装原环评漏评，实际对包装车间负压抽风收集

变动原因：

项目工艺尾气为不含空气的废气，主要为反应器、中和釜、真空泵等的排空气，该部分尾气含有环氧乙烷（易燃易爆），而其他废气含大量空气，例如原料中间罐、半成品缓冲罐、成品缓冲罐、危废库、包装车间等的尾气。如所有废气一同进入酸洗塔，考虑含空气尾气和含环氧乙烷工艺尾气混合进入存在爆炸风险，故须分开进入。同时由于含空气尾气基本均为酸性尾气，酸洗塔对其基本无处理效果（氨气除外，但其产生量极小，对环境影响的变化贡献较小，本次分析忽略），故本次变动后该部分废气中污染物的处理效率变化较小。因此，项目变动后未按原环评要求将含空气的尾气引入酸洗塔，而是将废气分开，工艺废气先经酸洗塔处理，含空气废气则和酸洗塔出口尾气合并后再一同送入碱洗塔吸收处理后高空排放。该变动内容已由项目设计单位出具变动说明（详见附件）。

2.3.4. 废气处理措施变动

(1) 原环评

项目拟建2套废气设施分别处理有机废气、含尘废气，处理有机废气的为1套酸洗塔+1套碱洗塔+1根25m排气筒，处理含尘废气的为1套布袋式除尘器+1根15m排气筒。

表 2.3-3 原环评项目醇醚车间废气治理效果一览表

废气治理装置	污染物水溶性	污染物名称	所采取的治理措施	去除效率%
醇醚装置尾气吸收塔	混溶/互溶/易溶	环氧乙烷	酸洗（5%盐酸溶液） +碱洗（5%氢氧化钠溶液）	99.5
		乙酸、盐酸雾、氨、硫化氢		99
		乙二醇、甲基烯丙醇、壬基酚聚氧乙烯醚、脂肪醇聚氧乙烯醚、异戊烯醇聚氧乙烯醚、甲基烯丙醇聚氧乙烯醚、聚乙二醇		95
	微溶/难溶/不溶	壬基酚、脂肪醇、异戊烯醇		90

项目醇醚装置尾气吸收塔废气治理工艺流程见下图。

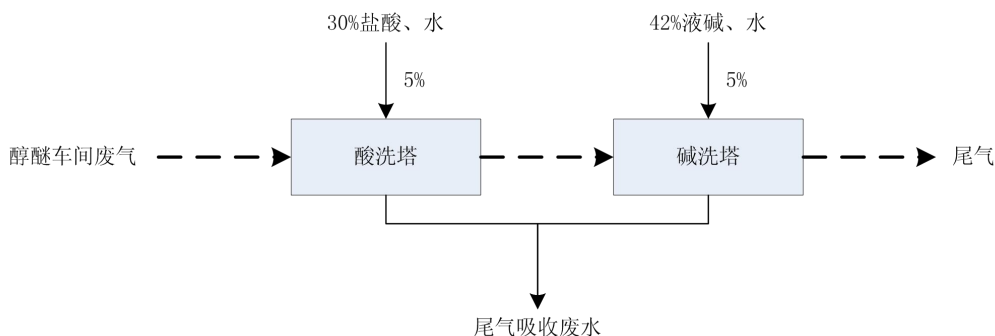


图 2.3-2 原环评项目醇醚车间废气治理工艺示意图

项目尾气吸收塔工艺参数：洗涤温度 50℃，洗涤液循环量均为 60m³/h，酸洗塔采用 30% 盐酸，碱洗塔采用 42%液碱，洗涤液酸碱浓度均为 5%。

项目切片含尘废气（主要污染物为粉尘和微量的乙酸）拟采取的治理设施规模、处理工艺、污染物去除率等环保参数详见下表。

表 2.3-4 原环评项目切片含尘废气防治措施一览表

污染源名称	污染物名称	治理方式			排放方式			
		治理规模 m³/h	治理工艺	去除率%	排气筒名称	高度 m	直径 m	温度 °C
切片含尘废气	粉尘	12000	固定式集气罩+布袋除尘器+15 米排气筒	99	布袋除尘器排气筒（H2）	15	0.5	25
	乙酸			0				

项目布袋除尘器工艺参数：风量 12000m³/h，过滤面积 53.2m²，布袋尺寸Φ140×2000mm。

(2) 变动后

项目变动后仅建设 1 套废气处理设施系统，主要为 1 套一级酸洗塔+1 套一级碱洗塔+1 根 25m 排气筒，此外还包括包装车间的负压抽风系统。

表 2.3-5 变动后项目醇醚车间废气治理一览表

废气治理装置	污染物水溶性	污染物名称	采取的治理措施	去除效率%
醇醚装置 尾气吸收塔	混溶/互溶/易溶	环氧乙烷	酸洗（5%柠檬酸溶液）+ 碱洗（5%氢氧化钠溶液）	99.5
		乙二醇、甲基烯丙醇、脂肪醇聚氧乙烯醚、聚乙二醇、异戊烯醇聚氧乙烯醚、甲基烯丙醇聚氧乙烯醚	酸洗（5%柠檬酸溶液）+ 碱洗（5%氢氧化钠溶液）	97（↑）
		甲基烯丙醇、脂肪醇聚氧乙烯醚	碱洗（5%氢氧化钠溶液）	93（↓）
		乙酸、氨、硫化氢	碱洗（5%氢氧化钠溶液）	50（↓）
	微溶/难溶/不溶	脂肪醇、异戊烯醇	酸洗（5%柠檬酸溶液）+ 碱洗（5%氢氧化钠溶液）	92（↑）
		脂肪醇、异戊烯醇	碱洗（5%氢氧化钠溶液）	88（↓）

注：1、变动后相比原环评减少了盐酸雾、壬基酚聚氧乙烯醚、壬基酚 3 个污染物；

2、深色区域表示去除效率相比原环评有所变化，括号内为变化增减情况；

3、由于变动后建设的碱洗塔规模约为原环评拟建的两倍，故对于酸洗+碱洗的预期处理效率作适当提升，其中酸性废气主要靠碱洗处理，故对于酸性废气的碱洗处理效率不做变动。

项目变动后醇醚装置尾气吸收塔废气治理工艺流程见下图。

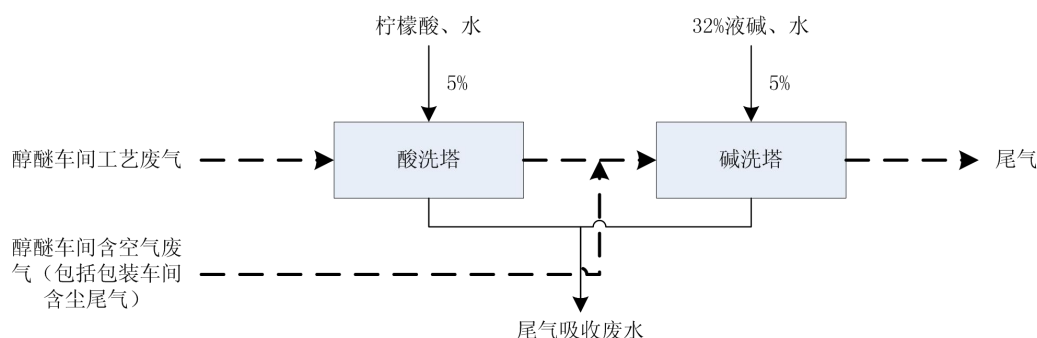


图 2.3-3 变动后项目醇醚车间废气治理工艺示意图

注：变动后相比原环评，主要为酸洗塔配置原液由 30%盐酸变为固态柠檬酸、碱洗塔配置液碱浓度由 42%降为 32%。

项目尾气吸收塔工艺参数：洗涤温度 50℃，酸洗塔洗涤液循环量为 60m³/h，碱洗塔洗涤液循环量为 120m³/h，酸洗塔采用固态柠檬酸配置洗涤液，碱洗塔采用 32%液碱配置洗涤液，洗涤液酸碱浓度均为 5%。

此外项目造粒包装废气（颗粒物、乙酸），经钢带造粒机密封+自带除尘器处理后排放包装车间，对包装车间负压抽风，尾气引入碱洗塔处理后高空排放，此一系列措施对颗粒物、乙酸的效率分别计 99.5%、95%。

（3）废气收集处理流程示意图

项目原环评与实际废气收集处理流程示意分别如下图所示。

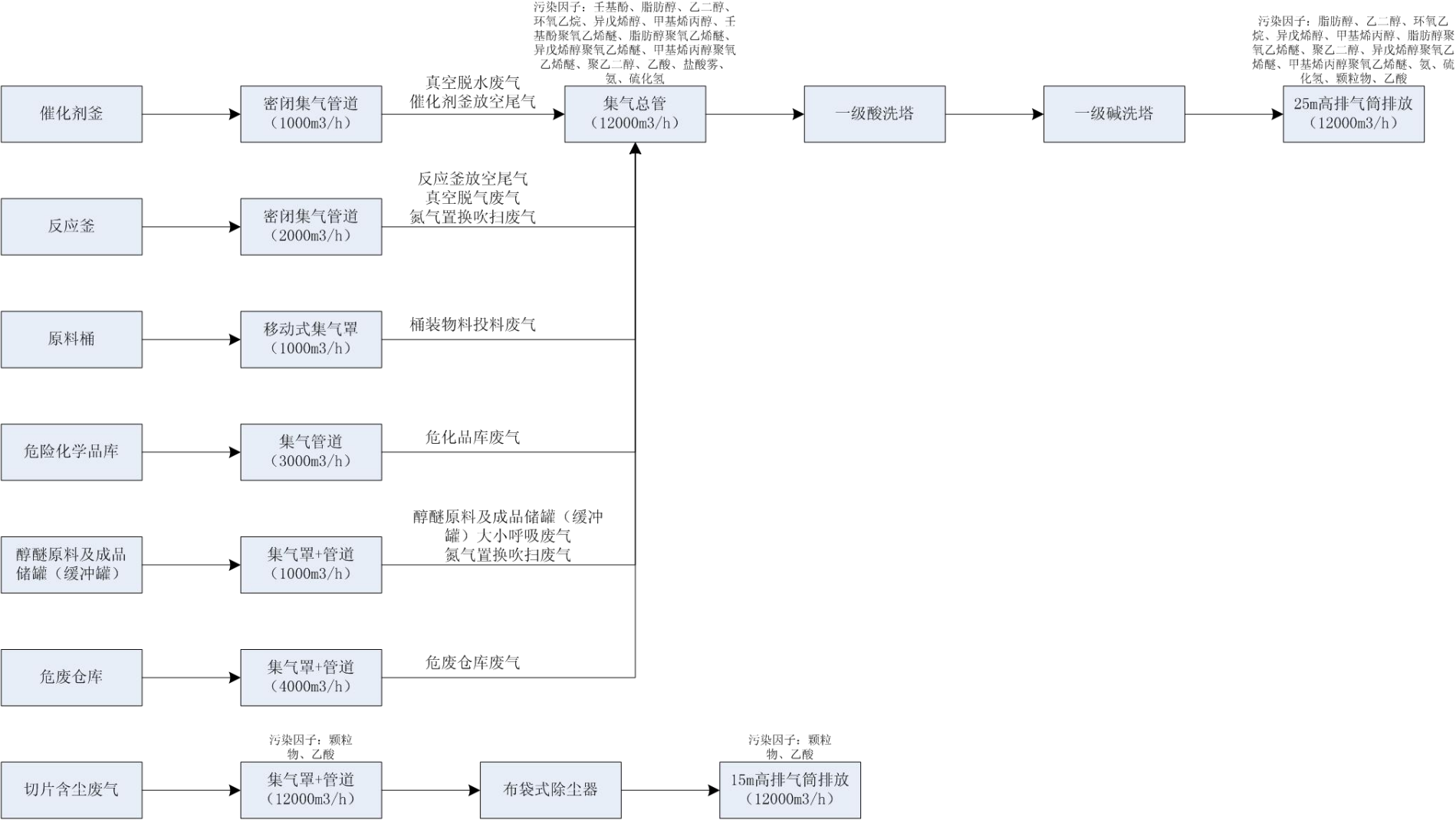


图 2.3-4 原环评醇醚车间有机废气收集治理示意图

注：原环评将工艺冷凝当作环保措施，实际项目环保措施范畴内无冷凝工序，故上图内不再标注。

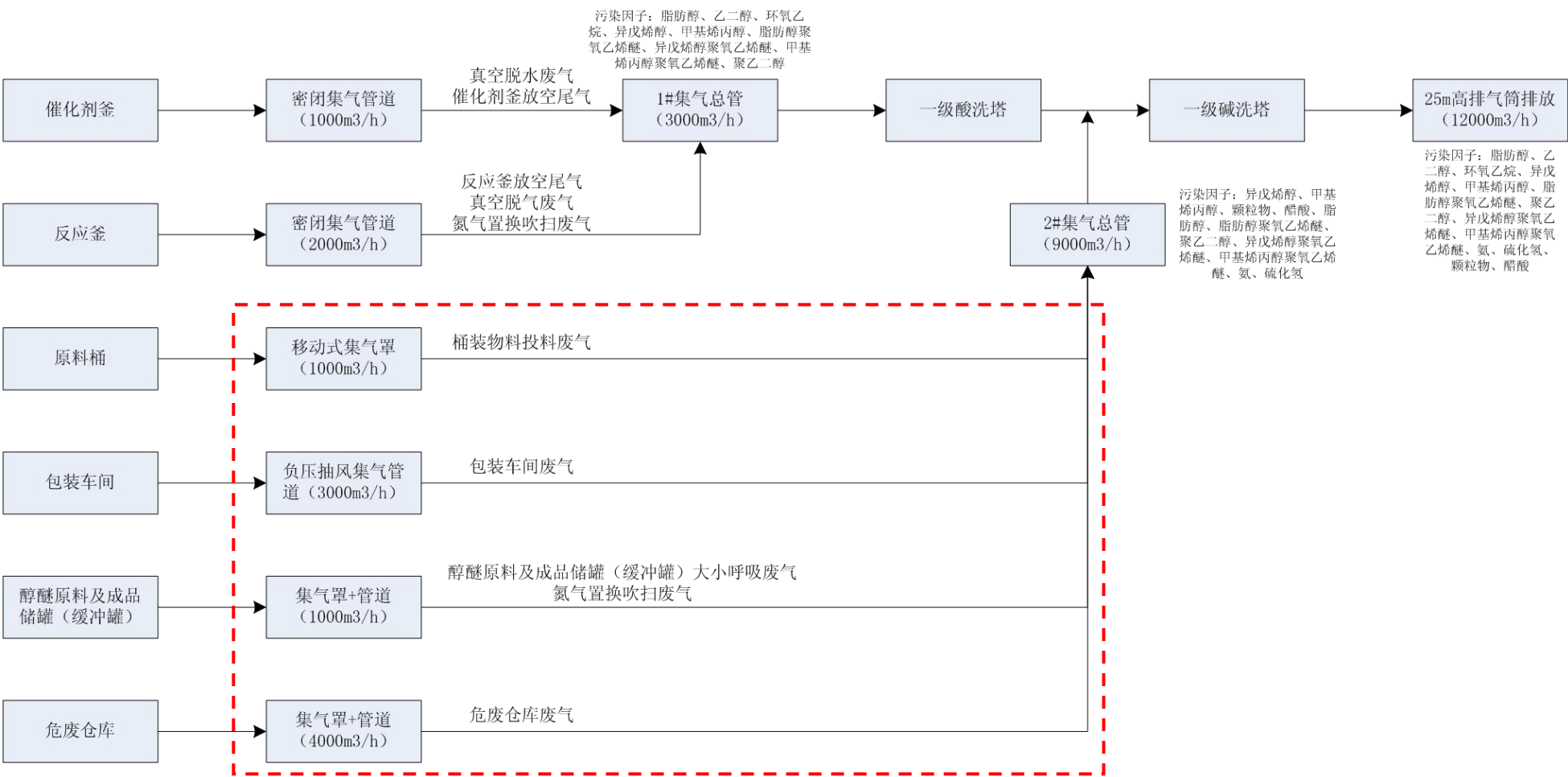


图 2.3-5 变动后醇醚车间废气收集治理示意图

注：上图红色虚线框内即为与环评不一致之处。

2.4. 与变动清单的对照

项目变动内容与《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》（环办环评函[2020]688 号）的对照分析见表 2.4-1，与《关于印发环评管理中部分行业建设项目重大变动清单的通知》（环办[2015]52 号）中“石油炼制与石油化工建设项目重大变动清单”的对照分析见表 2.4-2。

根据分析结果可知，本项目的性质、地点均未发生变动，主要为规模、生产工艺、环境保护措施方面发生变动，对照《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》（环办环评函[2020]688 号）和《关于印发环评管理中部分行业建设项目重大变动清单的通知》（环办[2015]52 号）中“石油炼制与石油化工建设项目重大变动清单”的规定，项目产生的变动不增加环境影响，不属于重大变动，变动后环境影响分析详见后文。根据《省生态环境厅关于加强涉变动项目环评与排污许可管理衔接的通知》（苏环办[2021]122 号）文件要求，可编制项目一般变动环境影响分析报告进行说明。

表 2.4-1 与环办环评函[2020]688 号文对照分析表

重大变动项目		变动情况	是否属于重大变动
性质	建设项目开发、使用功能发生变化的	项目的建设性质与环评一致	不属于
规模	生产、处置或储存能力增大 30%及以上的	项目变动后取消壬基酚聚氧乙烯醚产品（5000t/a），其他产品产能不变，总产能缩减为 6.5 万吨/年，原辅料及产品的贮存能力与环评一致	不属于
	生产、处置或储存能力增大，导致废水第一类污染物排放量增加的	项目变动内容未导致新增废水第一类污染物	不属于
	位于环境质量不达标区的建设项目生产、处置或储存能力增大，导致相应污染物排放量增加的（细颗粒物不达标区，相应污染物为二氧化硫、氮氧化物、可吸入颗粒物、挥发性有机物；臭氧不达标区，相应污染物为氮氧化物、挥发性有机物；其他大气、水污染物因子不达标区，相应污染物为超标污染因子）；位于达标区的建设项目生产、处置或储存能力增大，导致污染物排放量增加 10%及以上的	项目位于环境质量 PM _{2.5} 不达标区，项目变动不增大生产、处置、储存能力，未导致相应污染物排放量增加	不属于
地点	重新选址；在原厂址附近调整（包括总平面布置变化）导致环境保护距离范围变化且新增敏感点的	项目的建设地点与环评一致，位于金燕化学现有厂区内，周边保护目标情况未发生变化，项目防护距离（以醇醚车间外扩 100m 范围）内未新增敏感点	不属于
生产工艺	新增产品品种或生产工艺（含主要生产装置、设备及配套设施）、主要原辅材料、燃料变化，导致以下情形之一： 1、新增排放污染物种类的（毒性、挥发性降低的除外）； 2、位于环境质量不达标区的建设项目相应污染物排放量增加的； 3、废水第一类污染物排放量增加的； 4、其他污染物排放量增加 10%及以上的	项目新增了部分辅助工序，原辅料有变动，经分析，未导致新增排放污染物种类，未导致相应污染物排放量增加，未导致新增废水第一类污染物，未因此导致其他污染物排放量增加 10%及以上	不属于
	物料运输、装卸、贮存方式变化，导致大气污染物无组织排放量增加 10%及以上的	项目所涉及的物料运输、装卸、贮存方式与环评一致	不属于
环境保护措施	废气、废水污染防治措施变化，导致第 6 条中所列情形之一（废气无组织排放改为有组织排放、污染防治措施强化或改进的除外）或大气污染物无组织排放量增加 10%及以上的	项目废水污染防治措施与环评一致，废气污染防治措施相比环评有变动，但未导致相应污染物排放量增加	不属于

重大变动项目	变动情况	是否属于重大变动
新增废水直接排放口；废水由间接排放改为直接排放；废水直接排放口位置变化，导致不利环境影响加重的	项目变动不新增废水排口，排放方式等与环评一致，环境影响不增加	不属于
新增废气主要排放口（废气无组织排放改为有组织排放的除外）；主要排放口排气筒高度降低 10%及以上的	项目变动后减少一个废气排口	不属于
噪声、土壤或地下水污染防治措施变化，导致不利环境影响加重的	项目变动后噪声、土壤、地下水污染防治措施与环评一致	不属于
固体废物利用处置方式由委托外单位利用处置改为自行利用处置的（自行利用处置设施单独开展环境影响评价的除外）；固体废物自行处置方式变化，导致不利环境影响加重的	项目变动前后固体废物的处置方式无变化	不属于
事故废水暂存能力或拦截设施变化，导致环境风险防范能力弱化或降低的	项目变动前后事故废水暂存能力或拦截设施无变化，不会导致环境风险防范能力弱化或降低	不属于

表 2.4-2 与环办[2015]52 号文对照分析表

重大变动项目		变动情况	是否属于重大变动
规模	一次炼油加工能力、乙烯裂解加工能力增大 30%及以上； 储罐总数量或总容积增大 30%及以上	项目不涉及炼油加工、乙烯裂解，储罐总数和贮存量未增加	不属于
	新增以下重点生产装置或其规模增大 50%及以上，包括：石油炼制工业的催化连续重整、催化裂化、延迟焦化、溶剂脱沥青、对二甲苯（PX）等，石油化工工业的丙烯腈、精对苯二甲酸（PTA）、环氧丙烷（PO）、氯乙烯（VCM）等	项目不属于石油炼制工业，不涉及催化连续重整、催化裂化、延迟焦化、溶剂脱沥青、对二甲苯（PX）等装置，主要为加聚反应装置，装置产能未增加	不属于
	新增重点生产装置外的其他装置或其规模增大 50%及以上，并导致新增污染因子或污染物排放量增加	项目重点装置以外的其他装置、规模未增加	不属于
地点	项目重新选址，或在原厂址附近调整（包括总平面布置或生产装置发生变化）导致不利环境影响显著加重或防护距离边界发生变化并新增了需搬迁的敏感点	项目选址与环评一致，防护距离内未新增敏感点	不属于
	厂外油品、化学品、污水管线路由调整，穿越新的环境敏感区；防护距离边界发生变化并新增了需搬迁的敏感点；在现有环境敏感区内路由发生变动且环境影响或环境风险增大	项目化学品、污水管线依托现有厂区，未变化，不涉及环境敏感区，防护距离边界内未新增敏感点；项目非线性工程，不涉及路由	不属于
生产工艺	原料方案、产品方案等工程方案发生变化	项目产品方案减少一种产品，原辅料减少相应原辅料	不属于
	生产装置工艺调整或原辅材料、燃料调整，导致新增污染因子或污染物排放量增加	项目生产装置工艺有调整，但根据分析未新增污染因子，相应污染物排放量未增加	不属于
环境保护措施	污染防治措施的工艺、规模、处置去向、排放形式等调整，导致新增污染因子或污染物排放量、范围或强度增加； 地下水污染防治分区调整，降低地下水污染防渗等级； 其他可能导致环境影响或环境风险增大的环保措施变动	项目废气污染防治措施有调整，但根据分析未新增污染因子，相应污染物排放量未增加，环境影响未增大，其他环保措施未变动	不属于

3. 评价要素

3.1. 评价等级

3.1.1. 大气环境评价工作等级

原环评根据《环境影响评价技术导则 大气环境》（HJ 2.2-2018）的评价等级判定方法进行判定。具体详见下表。

表 3.1-1 原环评大气环境评价工作等级判定一览表

排放源名称	编号	污染物	排放速率 (kg/h)	最大 1h 地面空气质量 浓度 C_i ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	环境空气质量标准 C_{0i} ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	P_{\max} (%)	$D_{10\%}$ (km)	评价等 级判定
尾气放空管	H1	环氧乙烷	0.02425	0.64583	300	0.22	0	二级
		VOCs	0.94	36.61	1200	3.05	0	
布袋除尘器 排气筒	H2	PM ₁₀	0.000675	0.038197	450	0.0085	0	三级
		PM _{2.5}	0.000675	0.00382	225	0.0017	0	
醇醚车间	/	PM ₁₀	0.0075	2.8391	450	0.63	0	三级
		PM _{2.5}	0.00075	0.28391	225	0.13	0	
		VOCs	0.00017	0.062	1200	0.01	0	

原环评考虑项目属于编制环境影响报告书的化工多源项目，大气环境评价等级提升一级，因此项目大气环境评价等级最终判定为一级。

根据 4.1 节分析结果可知，项目变动后 H2 排气筒取消，其他各排放源的排放源强均有减小或不变，排放参数基本不变，故变动后的大气环境评价工作等级依然为一级。

3.1.2. 地表水环境评价工作等级

原环评根据《环境影响评价技术导则 地表水环境》（HJ 2.3-2018）的评价等级判定方法进行判定。考虑项目废水属于间接排放，因此地表水环境评价等级最终判定为三级 B。

根据 4.2 节分析结果可知，项目变动后废水排放量有所减少，排放方式与环评一致，故变动后的地表水环境评价工作等级依然为三级 B。

3.1.3. 地下水环境评价工作等级

原环评根据《环境影响评价技术导则 地下水环境》（HJ 610-2016）的评价等级判定方法进行判定。考虑项目属于非离子表面活性剂和水泥外加剂原料制造项目，属于肥皂及洗涤剂制

造（C2681）和专项化学用品制造（C2662）行业，对照导则附录 A，项目属于 I 类和 II 类项目；项目周边无集中式饮用水水源（包括已建成的在用、备用、应急水源，在建和规划的饮用水水源）准保护区，亦不在集中式饮用水水源（包括已建成的在用、备用、应急水源，在建和规划的饮用水水源）准保护区以外的补给径流区、分散式饮用水水源地及特殊地下水资源（如矿泉水等）保护区以外的分布区，地下水环境敏感程度判定为不敏感。故按最大等级考虑，因此地下水环境评价等级最终判定为二级。具体详见下表。

表 3.1-2 原环评地下水环境评价工作等级判定表

项目类别 环境敏感程度	I 类项目	II 类项目	III 类项目
敏感	一	一	二
较敏感	一	二	三
不敏感	二	三	三

根据前文变动内容说明，项目变动不涉及地下水环境评价等级判据因素的变化，故变动后的地下水环境评价工作等级依然为二级。

3.1.4. 声环境评价工作等级

原环评根据《环境影响评价技术导则 声环境》（HJ 2.4-2009）的评价等级判定方法进行判定。考虑项目位于 3 类声环境功能区内，周边无声环境保护目标，因此声环境评价等级最终判定为三级。具体详见下表。

表 3.1-3 原环评声环境影响评价工作等级判定表

评价等级	判定依据	备注
一级	评价范围内有适用于 GB 3096 规定的 0 类声环境功能区，以及对噪声有特别限制要求的保护区等敏感目标，或建设项目建设前后评价范围内敏感目标噪声级增高量达 5 dB(A) 以上[不含 5 dB(A)]，或受影响人口数量显著增多时	详细评价
二级	建设项目所处的声环境功能区为 GB 3096 规定的 1 类、2 类地区，或建设项目建设前后评价范围内敏感目标噪声级增高量达 3~5 dB(A) [含 5 dB(A)]，或受噪声影响人口数量增加较多时	一般性评价
三级	建设项目所处的声环境功能区为 GB 3096 规定的 3 类、4 类地区，或建设项目建设前后评价范围内敏感目标噪声级增高量在 3 dB(A) 以下[不含 3 dB(A)]，且受影响人口数量变化不大时	简要评价

根据前文变动内容说明，项目变动后主要噪声源设备依然位于醇醚车间内，数量基本不变且采取的环评一致的噪声防治措施（隔声、减振措施），故项目变动不涉及声环境评价等级判

据因素的变化，变动后的声环境影响评价工作等级依然为三级。

3.1.5. 生态环境评价工作等级

原环评根据《环境影响评价技术导则 生态影响》（HJ 19-2011）的评价等级判定方法进行判定。考虑项目是在原厂界内的工业类改扩建项目，属于以污染影响为主的建设项目，故参照《江苏省建设项目环境影响报告书编制指南（试行）》规定，不进行生态环境影响预测，仅作生态环境影响分析。

根据前文变动内容说明，项目变动后依然属于以污染影响为主的建设项目，故变动后的生态环境评价工作内容不变。

3.1.6. 环境风险评价工作等级

原环评根据《建设项目环境风险评价技术导则》（HJ 169-2018）的评价等级判定方法进行判定。对照导则附录 D，项目大气环境敏感程度为 E2、地表水环境敏感程度为 E1、地下水环境敏感程度为 E2，项目危险物质及工艺系统危险性等级为 P1，环境风险潜势判定分别为：大气 IV、地表水 IV+、地下水 IV，各要素评价等级综合判定为一级。具体详见下表。

表 3.1-4 原环评评价工作等级判定表

环境风险潜势	IV、IV+	III	II	I
评价工作等级	一	二	三	简单分析 a

A 是相对与详细评价工作内容而言，在描述危险物质、环境影响途径、环境危害后果、风险防范措施等方面给出定性的说明。见附录 A。

根据前文变动内容说明，项目变动后不涉及周边环境敏感程度的改变，项目所涉及的危险物质厂内暂存量与环评相比变化不大，工艺工艺系统危险性等级不变，故变动后的环境风险评价工作等级依然为一级。

3.1.7. 土壤环境评价工作等级

由于《环境影响评价技术导则 土壤环境（试行）》（HJ 964-2018）在原环评的评价阶段还未施行（2019 年 7 月），故原环评未对项目土壤环境影响进行评价，本次变动分析不再对照分析。

3.2. 评价范围

原环评根据各环境要素评价工作等级判定结果，确定项目各环境要素的评价范围见下表。

表 3.2-1 原环评项目评价范围一览表

环境要素	评价范围
区域污染源	泰兴经济开发区主要工业污染源
大气环境	以项目排气筒 H1 为中心，边长为 5km 的矩形区域
地表水环境	泰兴市滨江污水处理厂尾水排放口上游 1km 至下游 2km 江段以及泰兴经济开发区水厂取水口和泰州水厂取水口
地下水环境	以项目拟建地为中心，边长为 6km 的矩形区域
噪声环境	项目厂界外 200m 范围内
固废环境	项目厂区范围内
生态环境	项目占地范围内
环境风险	以项目环氧乙烷罐区为中心，半径为 5km 的圆形区域

根据前文变动内容说明分析，项目变动后各环境要素的评价范围与环评一致。

3.3. 环境敏感区

原环评项目评价范围内主要环境保护敏感目标情况如下，目前项目周边环境保护敏感目标情况详见表后备注和图 3.3-1。

表 3.3-1 原环评项目评价范围内主要环境保护敏感目标一览表（1）

序号	环境保护敏感目标名称	坐标/m		保护对象	保护内容	环境功能区	相对厂址方位	相对厂界距离/m
		X	Y					
1	三元村*	1640	-202	人群	人群健康	GB3095-2012 二类区	SE	742
2	繁荣村（印桥社区）	799	2319				NE	2129
3	泰兴经开区管委会	1852	1728				NE	2103
4	龙府花园幸福里	1897	2033				NE	2357
5	泰兴市滨江实验学校	1569	2415				NE	2482
6	石桥花园	2117	2117				NE	2570

注：*表示已拆迁。

表 3.3-2 原环评项目评价范围内主要环境保护敏感目标一览表（2）

环境要素	环境保护敏感目标名称	相对厂址方位	相对厂界距离/m	保护对象	保护内容	环境功能区
地表水环境	长江（泰兴段）	W	1610	水质、水量	/	GB 3838-2002 II类水
	泰兴经开区水厂取水口	W	2918	工业用水取水口（取水能力 5 万吨/日）	取水水质、水量	
	泰州水厂取水口	NW	15780	生活用水取水口（取水能力 40 万吨/日）	取水水质、水量	
	如泰运河	N	2350	水质、水量	灌溉水质、泄洪能力	GB 3838-2002 III类水
	洋思港	S	36	水质、水量	航运能力	
地下水环境	区域内可供利用的地下水资源	/	/	/	水质、水量	未分级
声环境	项目厂界	/	1	/	厂界噪声环境	GB3096-2008 中 3 类区
生态环境	如泰运河清水通道维护区	N	2250	如泰运河及两岸各 100 米范围	水源水质保护	江苏省生态红线二级管控区
	天星洲重要湿地	S	8296	天星洲南部长江滩地	湿地生态系统保护	

表 3.3-3 原环评项目评价范围内主要环境保护敏感目标一览表（3）

类别	环境敏感特征					
环境空气	厂址周边 5km 范围内					
	序号	敏感目标名称	相对方位	距离/m	属性	人口数
	1	三元村*	SE	742	村庄	1291 人
	2	滨江镇卫生院*	NE	1257	医院	48 人/床位 80 张
	3	繁荣村（印桥社区）	NE	2129	村庄	/
	4	泰兴经开区管委会	NE	2103	政府机关	/
	5	龙府花园幸福里	NE	2357	居民小区	26 幢
	6	泰兴市滨江实验学校	NE	2482	学校	214 人
	7	石桥花园	NE	2570	居民小区	/
	8	花园村	SE	2794	村庄	/
	9	尤湾小区	NE	3130	居民小区	/
	10	大生社区	E	2782	街道社区	/
	11	天星社区	S	2726	街道社区	4688 人
	12	大生镇初级中学	E	3561	学校	1099 人
	13	泰兴市大生小学	E	3805	学校	/
	14	泰兴康健护理院	NE	3616	养老院	/
	15	泰兴大生幼儿园	E	4051	学校	/
	16	泰兴市天星小学	S	4107	学校	148 人
	17	滨江镇天星社区卫生服务站	S	4222	医院	/
	18	泰兴市滨江镇天星幼儿园	S	4306	学校	/
	19	泰兴市大生镇卫生院	E	4417	医院	106 人

类别	环境敏感特征					
	厂址周边 500m 范围内人口数小计				0	
	厂址周边 5km 范围内人口数小计				大于 1 万人，小于 5 万人	
	大气环境敏感度 E 值				E2	
地表水	受纳水体					
	序号	受纳水体名称	排放点水域环境功能		24 小时内流经范围/km	
	1	长江（泰兴段）	GB 3838-2002 II 类水		江苏省内	
	内陆水体排放点下游 10km 范围内敏感目标					
	序号	敏感目标名称	环境敏感特征	水质目标	与排放点距离/m	
	1	天星洲重要湿地	敏感 S1	/	8986	
	地表水环境敏感程度 E 值				E1	
地下水	序号	环境敏感区域名称	环境敏感特征	水质目标	包气带防污性能	与下游厂界距离/m
	1	区域内可供利用的地下水资源	不敏感 G3	未分级	D1	/
	地下水环境敏感程度 E 值					E2

注：*表示已拆迁。

根据调查，项目目前周边的环境敏感区基本与环评一致，本次变动分析不再重复叙述。

3.4. 评价标准

本次变动分析主要对项目涉及的污染物排放标准进行核查。

3.4.1. 大气污染物排放标准

原环评：项目颗粒物、盐酸雾执行《大气污染物综合排放标准》（GB 16297-1996）表 2 中二级标准；VOCs 参照执行天津市《工业企业挥发性有机物排放控制标准》（DB 12/524-2014）表 2、表 5 中石油炼制与石油化学行业标准；环氧乙烷、壬基酚执行江苏省《化学工业挥发性有机物排放标准》（DB 32/3151-2016）表 1、表 2 标准；乙二醇执行《石油化学工业污染物排放标准》（GB 31571-2015）表 6 标准；氨、硫化氢执行《恶臭污染物排放标准》（GB 14554-93）表 1、表 2 二级标准；醋酸、壬基酚聚氧乙烯醚、脂肪醇聚氧乙烯醚、异戊烯醇聚氧乙烯醚、甲基烯丙醇聚氧乙烯醚参照执行上海市《大气污染物综合排放标准》（DB 31/933-2015）附录 A 标准；异戊烯醇、甲基烯丙醇、脂肪醇和聚乙二醇根据《制定地方大气污染物排放标准的技术方法》（GB/T 13201-91）和美国 EPA 工业环境实验室多介质环境目标值估算方法推算^①。

变动后已无上述污染因子中的盐酸雾、壬基酚、壬基酚聚氧乙烯醚。

原环评项目执行的大气污染物排放标准值详见下表。

表 3.4-1 原环评大气污染物排放标准一览表

污染因子	最高允许排放速率		最高允许排放浓度 mg/m ³	无组织排放 监控浓度限值 mg/m ³	标准来源
	排气筒 高度 m	排放速率 kg/h			
颗粒物	15	3.5	120	1.0	《大气污染物综合排放标准》(GB 16297-1996) 表 2 中二级标准
盐酸雾	25	0.915	100	0.2	
VOCs	25	8.3	80	2.0	天津市《工业企业挥发性有机物排放控制标准》 (DB 12/524-2014) 表 2 及表 5 中石油炼制与 石油化学行业标准
环氧乙烷	25	0.53	5.0	0.04	江苏省《化学工业挥发性有机物排放标准》 (DB 32/3151-2016) 表 1 及表 2 标准
壬基酚	25	0.26	20	0.02	
乙二醇	/	/	50	/	《石油化学工业污染物排放标准》 (GB 31571-2015) 表 6 标准
氨	25	14	/	1.5	《恶臭污染物排放标准》(GB 14554-93) 表 1 和表 2 二级标准
硫化氢	25	0.9	/	0.06	
醋酸	/	/	80	/	上海市《大气污染物综合排放标准》 (DB 31/933-2015) 附录 A 标准 其中：壬基酚聚氧乙烯醚、脂肪醇聚氧乙烯醚、 异戊烯醇聚氧乙烯醚和甲基烯丙醇聚氧乙烯醚 参照甘油聚氧乙烯醚 PC-TWA 值进行推算
壬基酚聚氧 乙烯醚	/	/	50	/	
脂肪醇聚氧 乙烯醚	/	/	50	/	
异戊烯醇聚 氧乙烯醚	/	/	50	/	
甲基烯丙醇 聚氧乙烯醚	/	/	50	/	
异戊烯醇	25	5.72	36.45	/	《制定地方大气污染物排放标准的技术方法》 (GB/T 13201-91) 和美国 EPA 工业环境实验室 多介质环境目标值估算方法估算
甲基烯丙醇	25	3.531	22.5	/	
脂肪醇	25	90.39	576	/	
聚乙二醇	25	238.34	1518.75	/	

注：①估算值允许排放浓度按美国 DMEG 标准（排放标准）推荐的计算方法，即 $DMEG=100LC50/1000$ 或 $DMEG=45LD50/1000$ ；估算值允许排放速率按照《制定地方大气污染物排放标准的技术方法》(GB/T 13201-91) 中“生产工艺过程中产生的气态大气污染物排放标准的制定方法”进行计算，公式为 $Q=CmRKe$ ，其中排气筒高度 25m 取排放系数 R 为 22，Ke 取 1.0，Cm 为标准浓度限值（取 3 倍 AMEG 值， $AMEG=0.107LD50/1000$ ）。

1、由于原环评执行的天津市《工业企业挥发性有机物排放控制标准》(DB 12/524-2014) 已更新为天津市《工业企业挥发性有机物排放控制标准》(DB 12/524-2020)，故项目 VOCs 参照标准由表 2 及表 5 中石油炼制与石油化学行业标准调整为表 1 石油炼制与石油化学及表 2；

2、根据江苏省《大气污染物综合排放标准》(DB 32/4041-2021) 的实施期限（现有污染源自 2022 年 7 月 1 日起执行该标准要求，其中有行业标准要求的优先执行相关行业标准限值）规定，考虑本项目建设竣工距离该期限较近，故本次变动对于颗粒物废气的执行标准变更为江

苏省《大气污染物综合排放标准》（DB 32/4041-2021）；

3、由于原环评评价阶段《挥发性有机物无组织排放控制标准》（GB37822-2019）还未颁发，本次变动根据该标准补充项目厂区内有机废气 NMHC 的要求。

变动后具体标准限值详见下表。

表 3.4-2 变动后大气污染物排放标准一览表

污染因子	最高允许排放速率		最高允许排放浓度 mg/m ³	无组织排放监控浓度限值 mg/m ³	标准来源
	排气筒高度 m	排放速率 kg/h			
颗粒物	25	1.0	20	0.5	江苏省《大气污染物综合排放标准》（DB 32/4041-2021）表 1 和表 3 标准
VOCs	25	8.3	80	2.0（1h 均值）	天津市《工业企业挥发性有机物排放控制标准》（DB 12/524-2020）表 1 中石油炼制与石油化学行业标准及表 2 标准
				4.0（一次最大值）	
NMHC	/	/	/	6.0（1h 均值）	《挥发性有机物无组织排放控制标准》（GB37822-2019）
				20（任意一次）	
环氧乙烷	25	0.53	5.0	0.04	江苏省《化学工业挥发性有机物排放标准》（DB 32/3151-2016）表 1 及表 2 标准
乙二醇	/	/	50	/	《石油化学工业污染物排放标准》（GB 31571-2015）表 6 标准
氨	25	14	/	1.5	《恶臭污染物排放标准》（GB 14554-93）表 1 和表 2 二级标准
硫化氢	25	0.9	/	0.06	
醋酸	/	/	80	/	上海市《大气污染物综合排放标准》（DB 31/933-2015）附录 A 标准 其中：壬基酚聚氧乙烯醚、脂肪醇聚氧乙烯醚、异戊烯醇聚氧乙烯醚和甲基烯丙醇聚氧乙烯醚参照甘油聚氧乙烯醚 PC-TWA 值进行推算
脂肪醇聚氧乙烯醚	/	/	50	/	
异戊烯醇聚氧乙烯醚	/	/	50	/	
甲基烯丙醇聚氧乙烯醚	/	/	50	/	
异戊烯醇	25	5.72	36.45	/	《制定地方大气污染物排放标准的技术方法》（GB/T 13201-91）和美国 EPA 工业环境实验室多介质环境目标值估算方法估算
甲基烯丙醇	25	3.531	22.5	/	
脂肪醇	25	90.39	576	/	
聚乙二醇	25	238.34	1518.75	/	

3.4.2. 水污染物排放标准

原环评：项目废水经厂内污水处理站预处理达接管标准后，排入泰兴市滨江污水处理厂集中处理，尾水达《城镇污水处理厂污染物排放标准》（GB 18918-2002）一级 A 标准后排入长

江，具体接管及排放标准值详见下表。

表 3.4-3 原环评项目废水接管及尾水排放标准值一览表（单位：mg/L）

污染因子	pH	COD	SS	氨氮	总氮	总磷	动植物油	石油类	LAS
接管标准	6~9	500	100	35	50	3	100	20	20
尾水排放标准	6~9	50	10	5（8）*	15	0.5	1	1	0.5
标准来源	接管标准：《污水综合排放标准》（GB8978-1996）表4中三级标准、《污水排入城镇下水道水质标准》（CJ3082-1999）标准和泰兴市滨江污水处理厂污水接管标准 尾水排放标准：《城镇污水处理厂污染物排放标准》（GB18918-2002）表1一级A标准								

注：*括号外数值为水温>12℃时的控制指标，括号内数值为水温≤12℃时的控制指标。

原环评未对项目雨水排口作要求，本次变动分析根据《关于印发泰兴经济开发区进一步严格企业清下水（雨水）排放标准的通知》（泰经管[2020]144号）文件要求执行。具体见下表。

表 3.4-4 项目雨水排口排放标准值一览表（单位：mg/L）

污染因子	COD	氨氮	总磷	特征污染物
接管标准	30	1.5	0.3	不得检出
标准来源	《关于印发泰兴经济开发区进一步严格企业清下水（雨水）排放标准的通知》（泰经管[2020]144号），本项目特征污染物主要为石油类、LAS			

项目变动后执行原环评污水排放标准要求和园区雨水排口排放标准要求。

3.4.3. 噪声排放标准

原环评：建设期项目场界噪声执行《建筑施工场界环境噪声排放标准》（GB 12523-2011），营运期项目厂界噪声执行《工业企业厂界环境噪声排放标准》（GB 12348-2008）3类区标准，具体详见下表。

表 3.4-5 原环评建设期场界环境噪声排放标准一览表 单位：dB(A)

类型	昼间场界噪声	夜间场界噪声
标准值	70	55
标准来源	《建筑施工场界环境噪声排放标准》（GB 12523-2011）	

表 3.4-6 原环评营运期厂界环境噪声排放标准一览表 单位：dB(A)

类别	标准值		标准来源
	昼间	夜间	
厂界噪声	65	55	《工业企业厂界环境噪声排放标准》（GB 12348-2008）3类

项目变动后依然执行原环评噪声排放标准要求。

3.4.4. 固废管理标准

原环评：项目一般工业固体废物暂存场所须满足《一般工业固体废物贮存、处置场污染控制标准》（GB 18599-2001）及其 2013 年修改单的要求；危险废物暂存场所须满足《危险废物贮存污染控制标准》（GB 18597-2001）及其 2013 年修改单的要求。

由于相关标准更新以及管理文件的出台，项目变动后：营运期产生的一般工业固体废物执行《一般工业固体废物贮存和填埋污染控制标准》（GB 18599-2020）标准要求；危险废物执行《省生态环境厅关于进一步加强危险废物污染防治工作的实施意见》（苏环办[2019]327 号）、《危险废物贮存污染控制标准》（GB 18597-2001）及修改单、《危险废物收集 贮存 运输技术规范》（HJ 2025-2012）中相关规定和要求。

4. 环境影响分析说明

4.1. 变动后项目污染物产生及排放情况

4.1.1. 变动后物料平衡

项目实际工艺流程调整后的物料平衡如下。

4.1.1.1. 脂肪醇聚氧乙烯醚（5000t/a）

变动后脂肪醇聚氧乙烯醚每批次的物料平衡图详见下图。

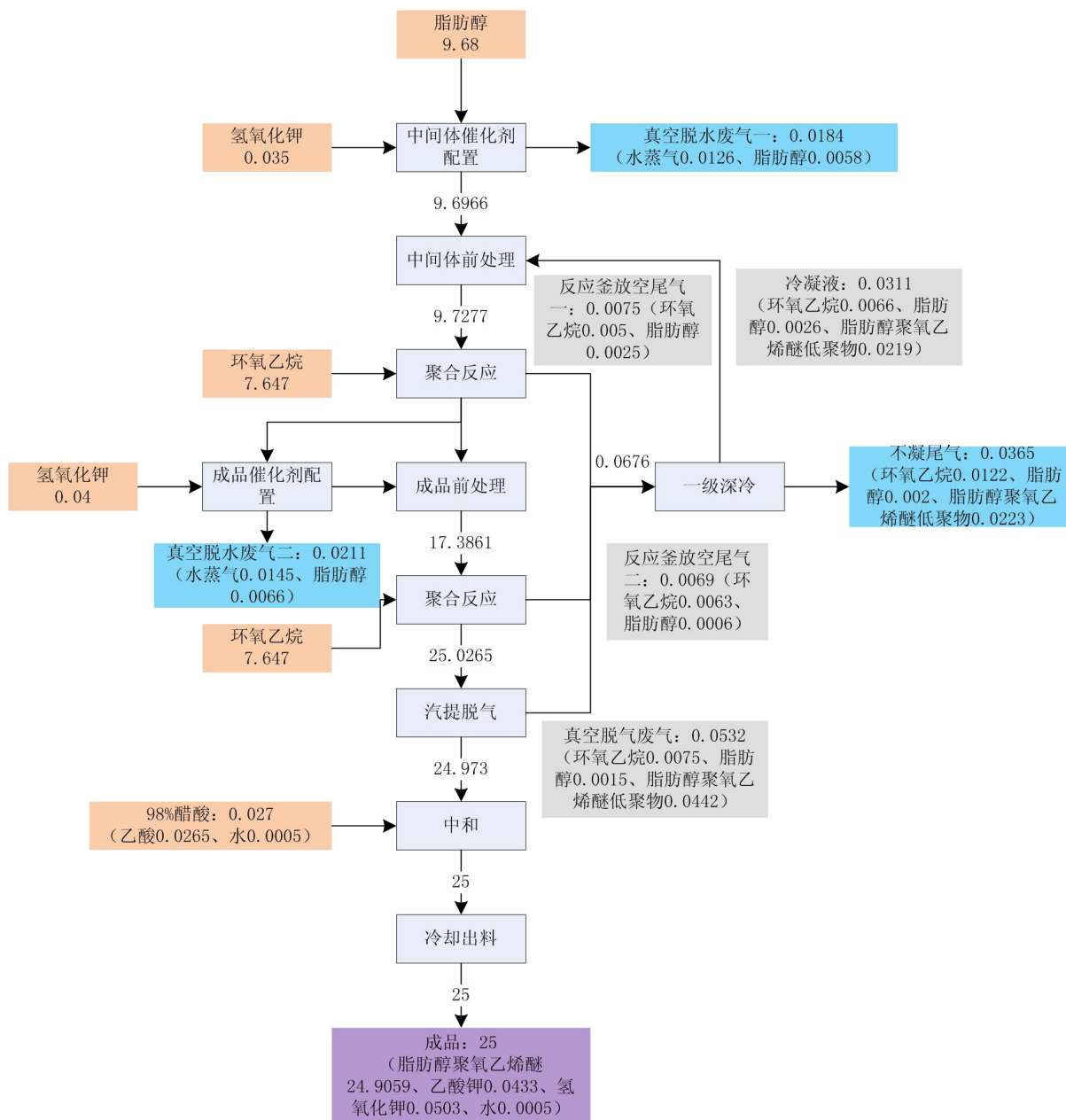


图 4.1-1 变动后脂肪醇聚氧乙烯醚批次物料平衡图（t/批次）

变动后脂肪醇聚氧乙烯醚每批次的物料平衡情况汇总详见下表。

表 4.1-1 变动后脂肪醇聚氧乙烯醚批次物料平衡表 (t/批次)

序号	入方			出方			
	物料名称		投入量	产生环节		产生物质	产生量
1	脂肪醇		9.68	废气	真空脱水废气一	水蒸气	0.0126
2	氢氧化钾		0.075			脂肪醇	0.0058
3	环氧乙烷		15.294		真空脱水废气二	水蒸气	0.0145
4	98%醋酸	乙酸	0.0265			脂肪醇	0.0066
		水	0.0005		环氧乙烷	0.0122	
					不凝尾气	脂肪醇	0.002
						脂肪醇聚氧乙烯醚低聚物	0.0223
				产品	脂肪醇聚氧乙烯醚	24.9059	
					乙酸钾	0.0433	
					氢氧化钾*	0.0503	
					水	0.0005	
合计			25.076	/		/	25.076

注：*原环评产品内为醋酸，实际产品为碱性，应为氢氧化钾，系环评物料平衡产品成分推算错误所致，不对本项目产品质量造成影响。

脂肪醇聚氧乙烯醚年生产 200 批次，变动后总的物料平衡情况汇总详见下表。

表 4.1-2 变动后脂肪醇聚氧乙烯醚总物料平衡表 (t/a)

序号	入方			出方			
	物料名称		投入量	产生环节		产生物质	产生量
1	脂肪醇		1936	废气	真空脱水废气一	水蒸气	2.52
2	氢氧化钾		15			脂肪醇	1.16
3	环氧乙烷		3058.8		真空脱水废气二	水蒸气	2.9
4	98%醋酸	乙酸	5.3			脂肪醇	1.32
		水	0.1		不凝尾气	环氧乙烷	2.44
			脂肪醇			0.4	
			脂肪醇聚氧乙烯醚低聚物			4.46	
				产品	脂肪醇聚氧乙烯醚	4981.18	
					乙酸钾	8.66	
					氢氧化钾	10.06	
					水	0.1	
合计			5015.2	/		/	5015.2

变动后总的物料平衡图详见下图。

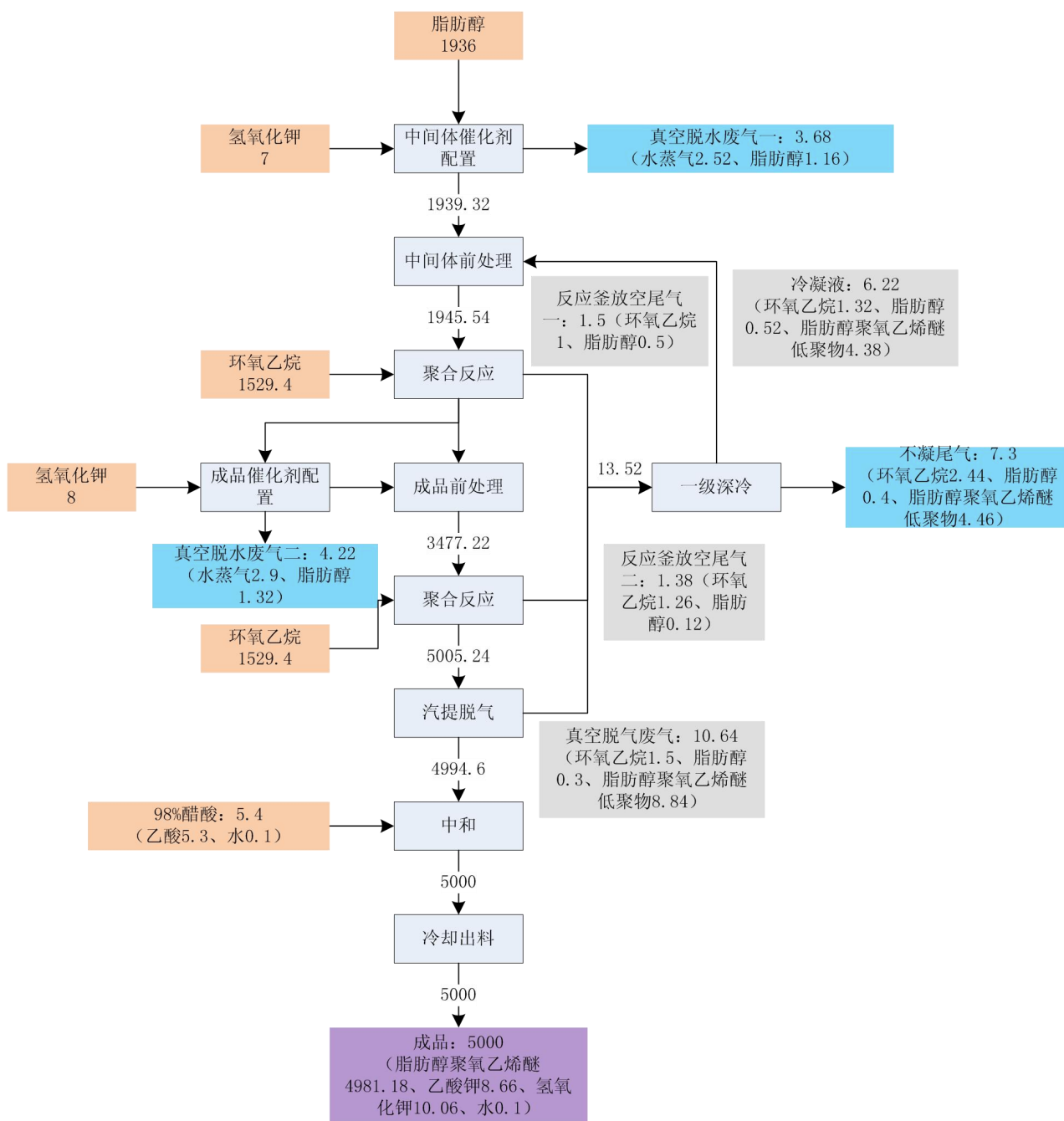


图 4.1-2 变动后脂肪醇聚氧乙烯醚总物料平衡图 (t/a)

4.1.1.2. 聚乙二醇（5000t/a）

变动后聚乙二醇每批次的物料平衡图详见下图。

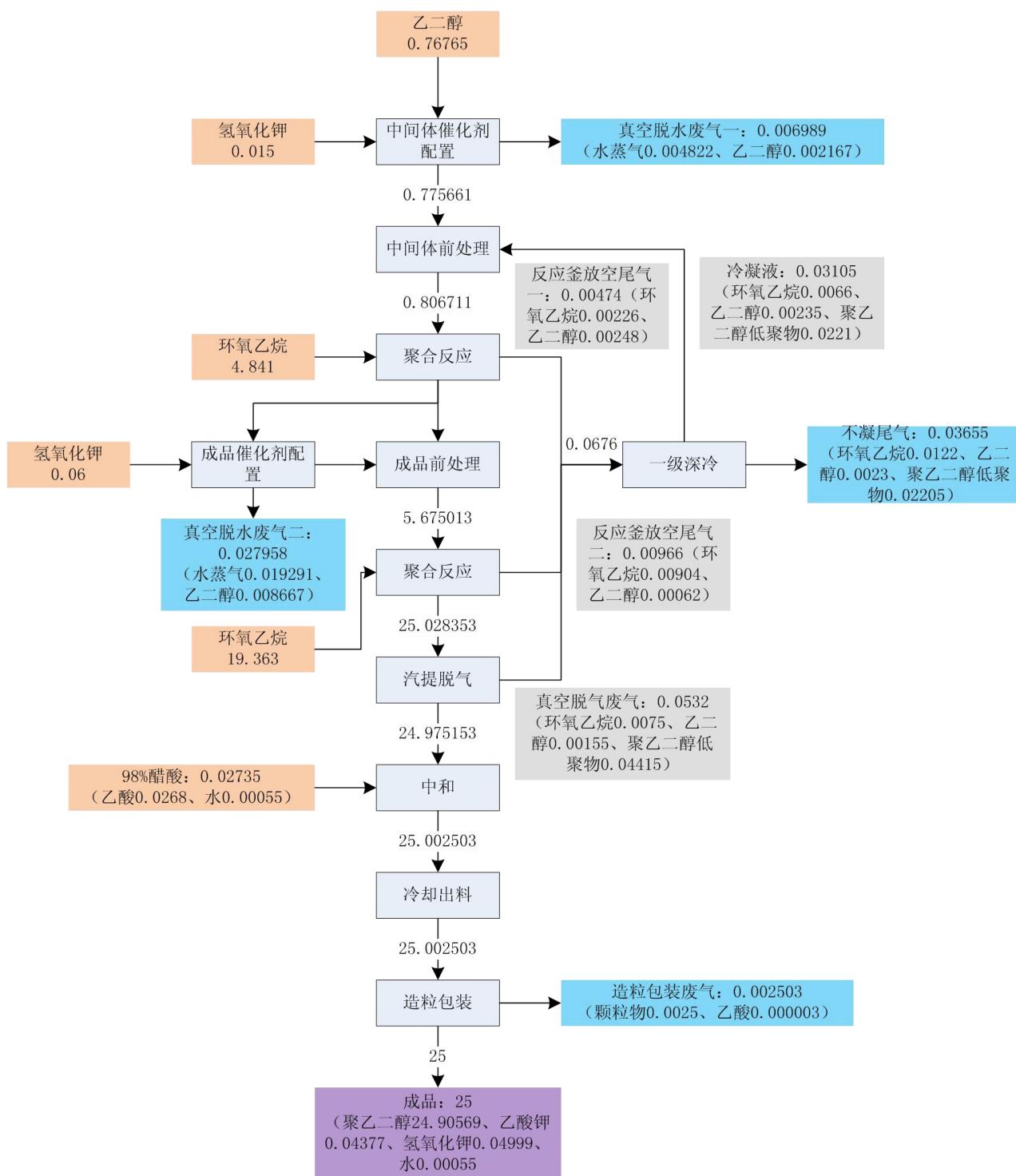


图 4.1-3 变动后聚乙二醇批次物料平衡图 (t/批次)

变动后聚乙二醇每批次的物料平衡情况汇总详见下表。

表 4.1-3 变动后聚乙二醇批次物料平衡表 (t/批次)

序号	入方			出方			
	物料名称		投入量	产生环节		产生物质	产生量
1	乙二醇		0.76765	废气	真空脱水废气一	水蒸气	0.004822
2	氢氧化钾		0.075		真空脱水废气一	乙二醇	0.002167
3	环氧乙烷		24.204			真空脱水废气二	水蒸气
4	98%醋酸	乙酸	0.0268		不凝尾气		乙二醇
		水	0.00055			环氧乙烷	0.0122
			乙二醇			0.0023	
			聚乙二醇低聚物			0.02205	
			造粒包装废气			颗粒物	0.0025
						乙酸	0.000003
			产品		聚乙二醇	24.90569	
					乙酸钾	0.04377	
					氢氧化钾*	0.04999	
					水	0.00055	
合计				25.074	/	/	25.074

注：*原环评产品内为醋酸，实际产品为碱性，应为氢氧化钾，系环评物料平衡产品成分推算错误所致，不对本项目产品质量造成影响。

聚乙二醇年生产 200 批次，变动后总的物料平衡情况汇总详见下表。

表 4.1-4 变动后聚乙二醇总物料平衡表 (t/a)

序号	入方			出方			
	物料名称		投入量	产生环节		产生物质	产生量
1	乙二醇		153.53	废气	真空脱水废气一	水蒸气	0.9644
2	氢氧化钾		15		真空脱水废气一	乙二醇	0.4334
3	环氧乙烷		4840.8			真空脱水废气二	水蒸气
4	98%醋酸	乙酸	5.36		不凝尾气		乙二醇
		水	0.11			环氧乙烷	2.44
			乙二醇			0.46	
			聚乙二醇低聚物			4.41	
			造粒包装废气			颗粒物	0.5
						乙酸	0.0006
			产品		聚乙二醇	4981.138	
					乙酸钾	8.754	
					氢氧化钾	9.998	
					水	0.11	
合计			5014.8	/	/	5014.8	

变动后总的物料平衡图详见下图。

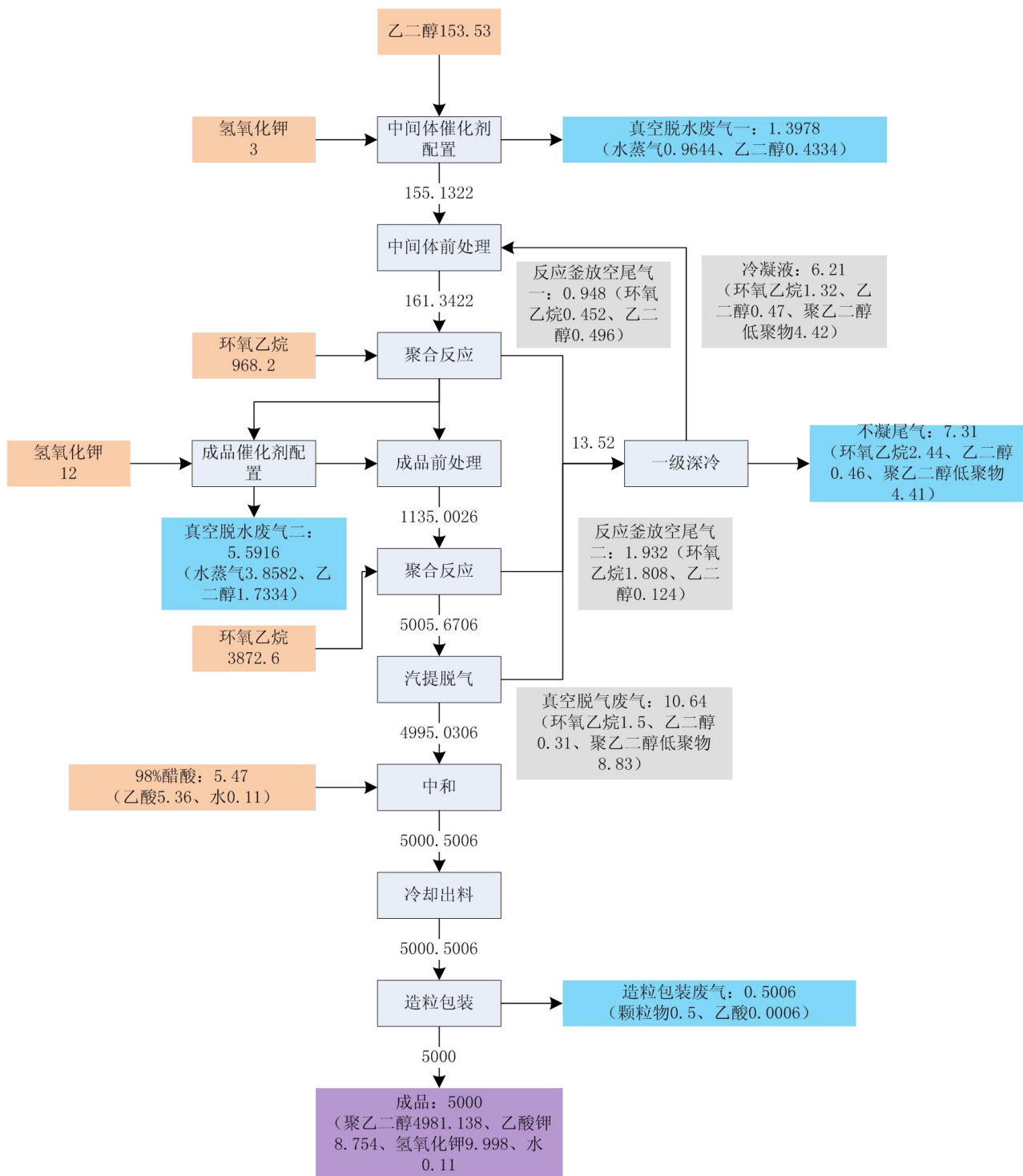


图 4.1-4 变动后聚乙二醇总物料平衡图 (t/a)

4.1.1.3. 异戊烯醇聚氧乙烯醚（25000t/a）

变动后异戊烯醇聚氧乙烯醚每批次的物料平衡图详见下图。

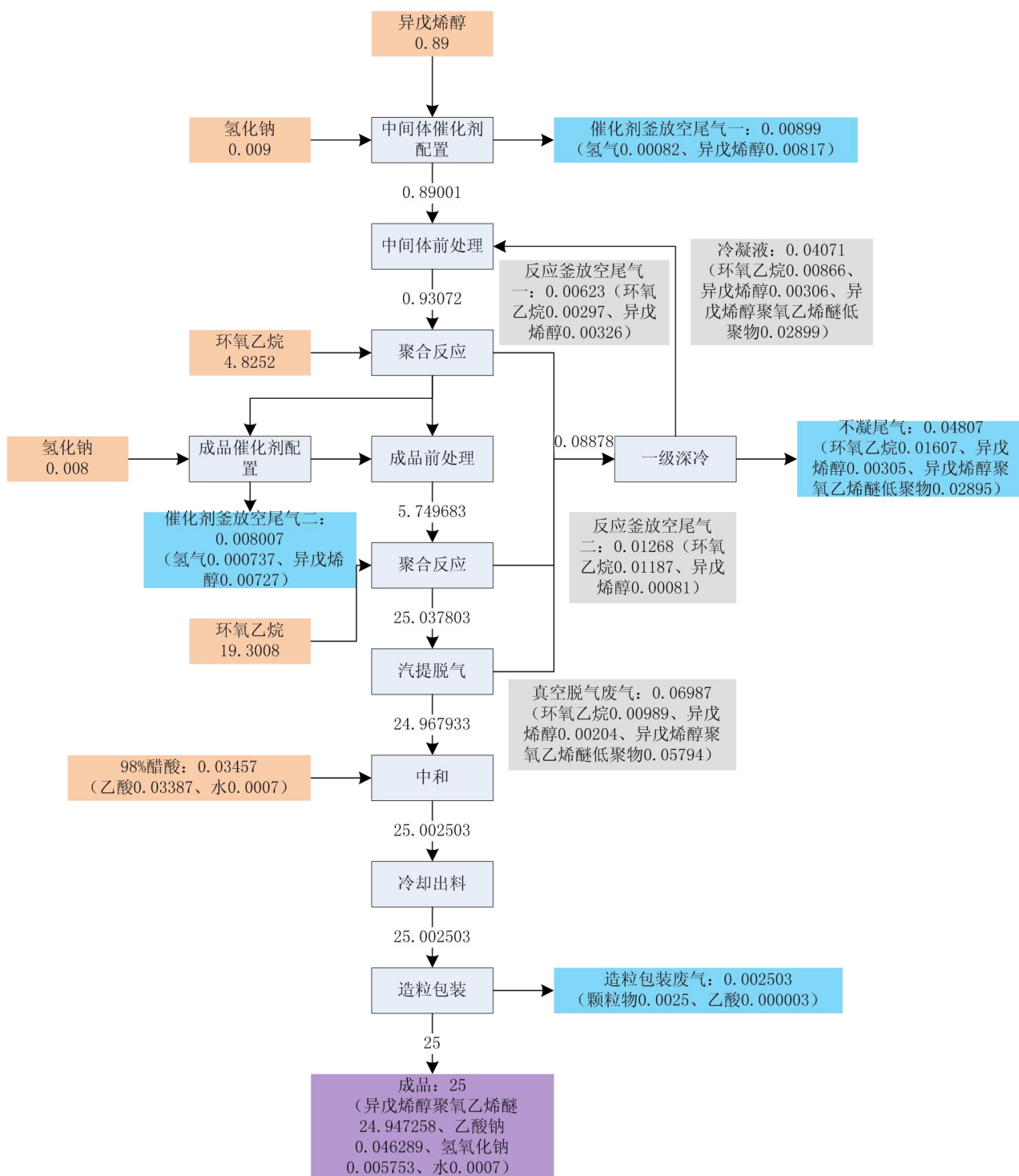


图 4.1-5 变动后异戊烯醇聚氧乙烯醚批次物料平衡图 (t/批次)

变动后异戊烯醇聚氧乙烯醚每批次的物料平衡情况汇总详见下表。

表 4.1-5 变动后异戊烯醇聚氧乙烯醚批次物料平衡表 (t/批次)

序号	入方		出方				
	物料名称		投入量	产生环节		产生物质	产生量
1	异戊烯醇		0.89	废气	催化剂釜放空	氢气	0.00082
2	氢化钠		0.017		尾气一	异戊烯醇	0.00817
3	环氧乙烷		24.126		催化剂釜放空	氢气	0.000737
4	98%醋酸	乙酸	0.03387		尾气二	异戊烯醇	0.00727
		水	0.0007			环氧乙烷	0.01607
					不凝尾气	异戊烯醇	0.00305
						异戊烯醇聚氧乙烯醚低聚物	0.02895
						颗粒物	0.0025
					造粒包装废气	乙酸	0.000003
					产品	异戊烯醇聚氧乙烯醚	24.947258
				乙酸钠		0.046289	
				氢氧化钠*		0.005753	
				水		0.0007	
合计			25.06757	/		/	25.06757

注：*原环评产品内为醋酸，实际产品为碱性，应为氢氧化钾，系环评物料平衡产品成分推算错误所致，不对本项目产品质量造成影响。

异戊烯醇聚氧乙烯醚年生产 1000 批次，变动后总的物料平衡情况汇总详见下表。

表 4.1-6 变动后异戊烯醇聚氧乙烯醚总物料平衡表 (t/a)

序号	入方			出方			
	物料名称		投入量	产生环节		产生物质	产生量
1	异戊烯醇		890	废气	催化剂釜放空 尾气一	氢气	0.82
2	氢化钠		17			异戊烯醇	8.17
3	环氧乙烷		24126		催化剂釜放空 尾气二	氢气	0.737
4	98%醋酸	乙酸	33.87			异戊烯醇	7.27
		水	0.7		不凝尾气	环氧乙烷	16.07
			异戊烯醇			3.05	
			异戊烯醇聚氧乙烯醚低聚物			28.95	
			造粒包装废气		颗粒物	2.5	
					乙酸	0.003	
			产品		异戊烯醇聚氧乙烯醚	24947.258	
				乙酸钠	46.289		
				氢氧化钠	5.753		
				水	0.7		
合计			25067.57	/		/	25067.57

变动后总的物料平衡图详见下图。

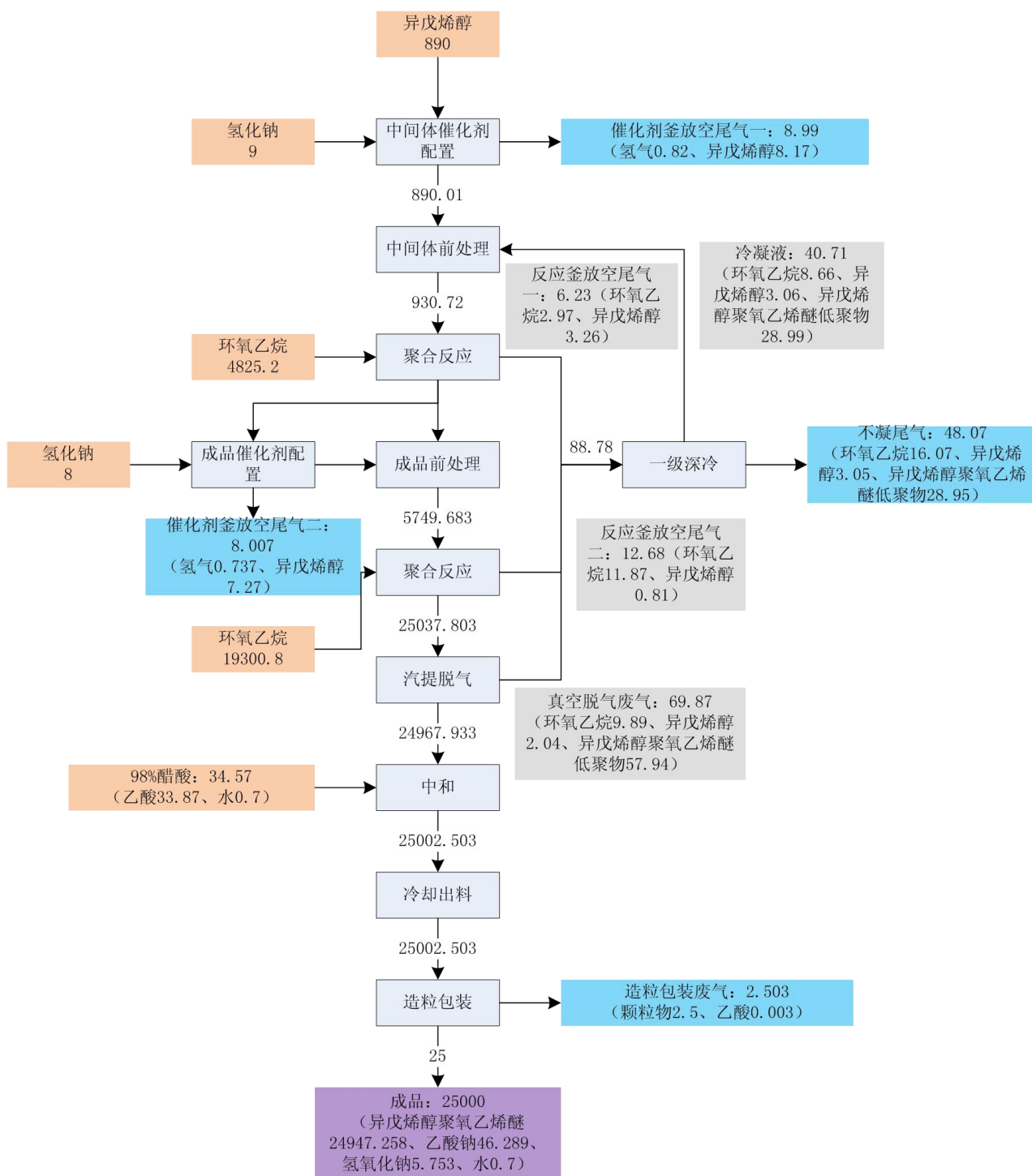


图 4.1-6 变动后异戊烯醇聚氧乙烯醚总物料平衡图 (t/a)

4.1.1.4. 甲基烯丙醇聚氧乙烯醚（30000t/a）

变动后甲基烯丙醇聚氧乙烯醚每批次的物料平衡图详见下图。

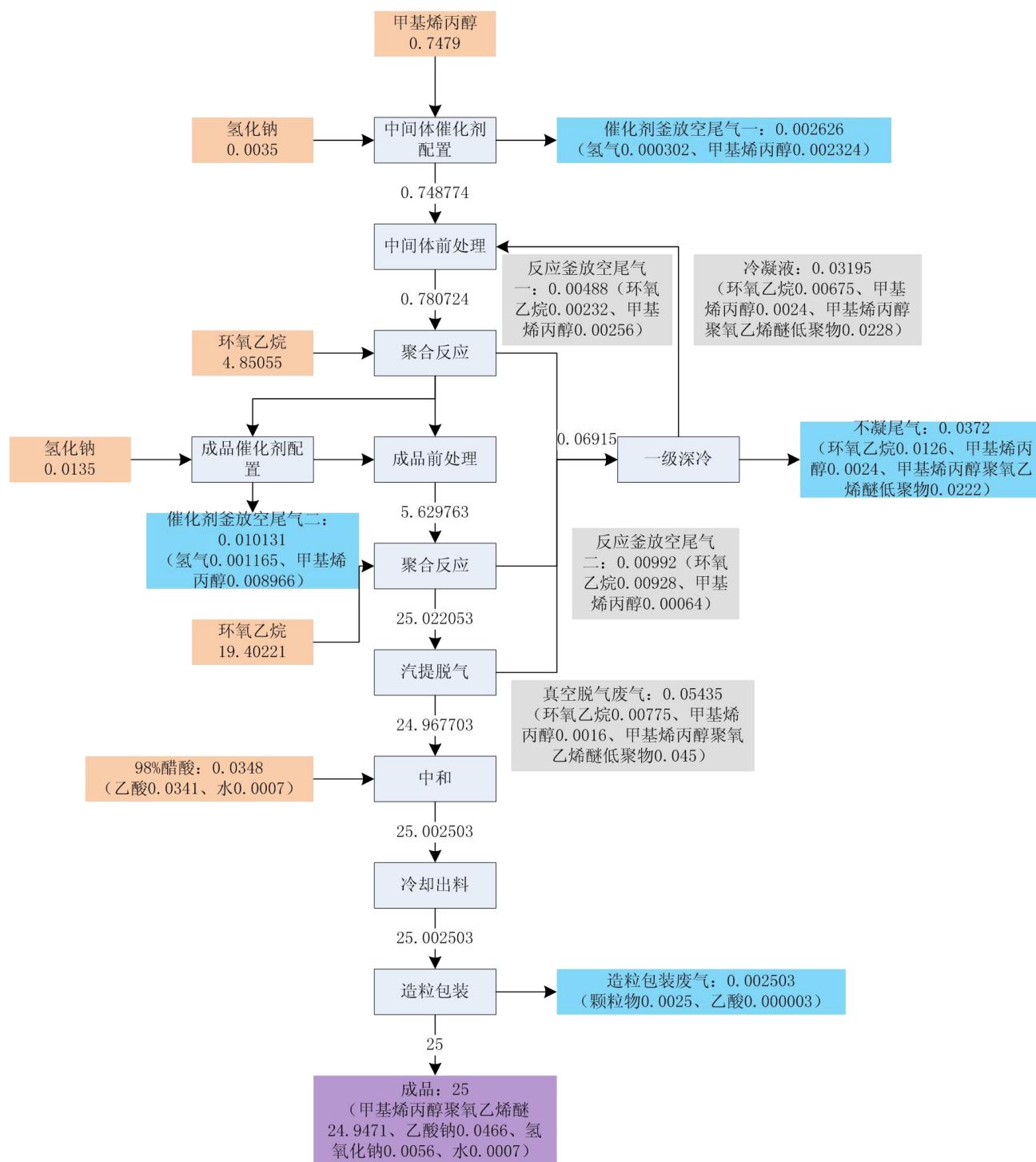


图 4.1-7 变动后甲基烯丙醇聚氧乙烯醚批次物料平衡图 (t/批次)

变动后甲基烯丙醇聚氧乙烯醚每批次的物料平衡情况汇总详见下表。

表 4.1-7 变动后甲基烯丙醇聚氧乙烯醚批次物料平衡表 (t/批次)

序号	入方			出方			
	物料名称		投入量	产生环节		产生物质	产生量
1	甲基烯丙醇		0.7479	废气	催化剂釜放空尾气一	氢气	0.000302
2	氢化钠		0.017		催化剂釜放空尾气二	甲基烯丙醇	0.002324
3	环氧乙烷		24.25276			氢气	0.001165
4	98%醋酸	乙酸	0.0341		不凝尾气	甲基烯丙醇	0.008966
		水	0.0007			环氧乙烷	0.0126
			甲基烯丙醇			0.0024	
			甲基烯丙醇聚氧乙烯醚低聚物			0.0222	
			造粒包装废气			颗粒物	0.0025
					乙酸	0.000003	
			产品		甲基烯丙醇聚氧乙烯醚	24.9471	
				乙酸钠	0.0466		
				氢氧化钠*	0.0056		
				水	0.0007		
合计			25.05246	/	/	25.05246	

注：*原环评产品内为醋酸，实际产品为碱性，应为氢氧化钾，系环评物料平衡产品成分推算错误所致，不对本项目产品质量造成影响。

甲基烯丙醇聚氧乙烯醚年生产 1000 批次，变动后总的物料平衡情况汇总详见下表。

表 4.1-8 变动后甲基烯丙醇聚氧乙烯醚总物料平衡表 (t/a)

序号	入方			出方				
	物料名称		投入量	产生环节		产生物质	产生量	
1	甲基烯丙醇		897.48	废气	催化剂釜放空尾气一	氢气	0.3624	
2	氢化钠		20.4		催化剂釜放空尾气二	甲基烯丙醇	2.7888	
3	环氧乙烷		29103.312			氢气	1.398	
4	98%醋酸	乙酸	40.92		不凝尾气	甲基烯丙醇	10.7592	
		水	0.84			环氧乙烷	15.12	
						甲基烯丙醇	2.88	
						甲基烯丙醇聚氧乙烯醚低聚物	26.64	
						造粒包装废气	颗粒物	3
							乙酸	0.0036
					产品	甲基烯丙醇聚氧乙烯醚	29936.52	
						乙酸钠	55.92	
						氢氧化钠	6.72	
						水	0.84	
合计			30062.952	/		/	30062.952	

变动后总的物料平衡图详见下图。

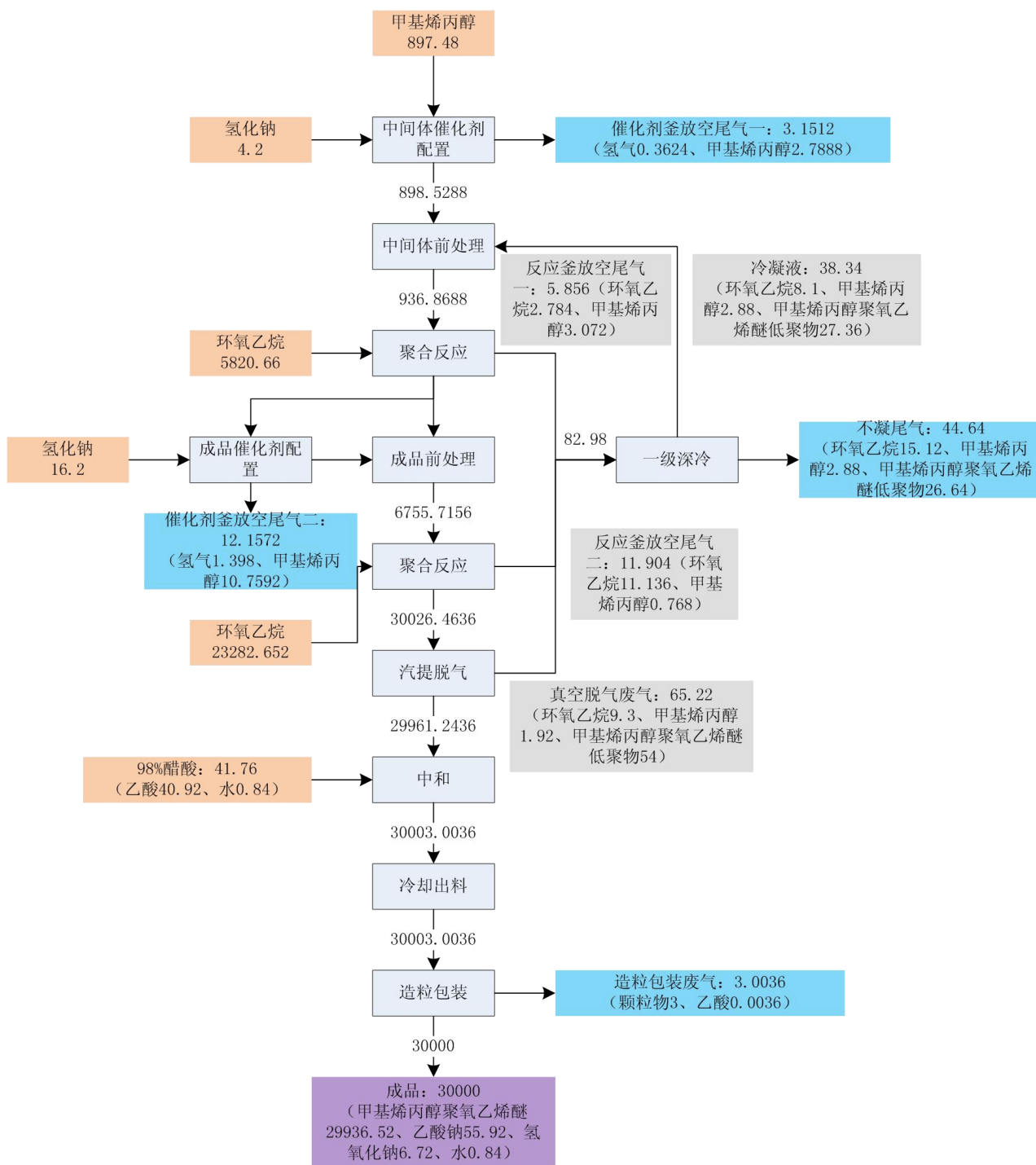


图 4.1-8 变动后甲基烯丙醇聚氧乙烯醚总物料平衡图 (t/a)

4.1.2. 变动后废气产生和排放情况的变化

项目变动内容涉及废气污染物变化的主要包括产品方案变动、设备变动、工艺流程变动、环保措施变动。

4.1.2.1. 产品方案变动

变动后项目产品方案放弃 1 个产品：壬基酚聚氧乙烯醚，故相应的工艺废气产污环节减少，废气污染物产生量减少，对照原环评内容，减少的废气污染物情况如下。

表 4.1-9 取消产品的废气污染物情况一览表

影响要素	产污环节	污染物名称	污染物产生量 (t/a)
有组织废气	真空脱水废气	水蒸气	4.82
		壬基酚	1.46
	不凝尾气	环氧乙烷	1.66
		壬基酚	0.31
		壬基酚聚氧乙烯醚低聚物	3.01
	储罐大小呼吸废气	壬基酚	0.433
		壬基酚聚氧乙烯醚	0.111
	氮气置换吹扫废气	环氧乙烷	0.21
		壬基酚	0.042
		壬基酚聚氧乙烯醚	0.12
合计		水蒸气	4.82
		壬基酚	2.245
		环氧乙烷	1.87
		壬基酚聚氧乙烯醚（包括低聚物）	3.241

注：该产品产污不涉及无组织废气，有组织废气根据原环评工艺物料平衡数据。

4.1.2.2. 设备变动

项目生产设备方面涉及变动的主要是辅助设备数量有增减、规格型号有变化，对项目的产能、污染物的产生影响较小，本次变动分析主要对造粒车间设备变动导致的污染物质变化进行核算，具体详见下表。

表 4.1-10 造粒车间含尘废气污染物变动情况一览表

影响要素	产污环节	原环评估算		变动后核算	
		污染物名称	污染物产生量 (t/a)	污染物名称	污染物产生量(t/a)
废气	聚乙二醇切片含尘废气	颗粒物	0.59995	颗粒物	0.5
		乙酸	0.00005	乙酸	0.0006
	异戊烯醇聚氧乙烯醚切片含尘废气	颗粒物	2.997	颗粒物	2.5
		乙酸	0.003	乙酸	0.003
	甲基烯丙醇聚氧乙烯醚切片含尘废气	颗粒物	3.59964	颗粒物	3
		乙酸	0.00036	乙酸	0.0036
	合计	颗粒物	7.19659	颗粒物	6
		乙酸	0.00341	乙酸	0.0072
	有组织废气	颗粒物	6.476931	颗粒物	5.7
		乙酸	0.003069	乙酸	0.00684
	无组织废气	颗粒物	0.719659	颗粒物	0.3
		乙酸	0.000341	乙酸	0.00036

注：原环评有组织废气采用固定式集气罩收集，收集效率计 90%，实际项目包装车间采取负压抽风系统，故收集效率计 95%。

4.1.2.3. 原辅料变动

项目生产工艺所需的原辅料中，由于壬基酚聚氧乙烯醚产品减少，导致该产品所需的壬基酚、环氧乙烷、氢氧化钾、98%醋酸的用量相应减少，除此之外其他 4 种产品的用量与环评相差不大。

此外项目废气吸收塔所需的吸收液，配置所用酸液、碱液分别由 30%盐酸和 42%液碱替换为固态柠檬酸、32%液碱，配置出的吸收液浓度与环评一致，均为 5%。项目实际酸洗塔改为柠檬酸作为吸收液后，由于柠檬酸无挥发性，故变动后减少盐酸雾，不新增酸雾污染因子。

4.1.2.4. 工艺流程变动

项目 4 种产品工艺流程变动后，根据 4.1 节物料平衡分析结果，生产过程工艺污染物产生情况的变化详见下表。

表 4.1-11 生产工艺过程废气污染物变动情况一览表

序号	产品名称	原环评			变动后实际			增减量
		产污环节	污染物	产生量 (t/a)	产污环节	污染物	产生量 (t/a)	
1	脂肪醇聚氧乙烯醚	催化剂配置	水蒸汽	5.382	中间体催化剂配置	水蒸汽	2.52	/
			脂肪醇	2.418		脂肪醇	1.16	/
2		/	/	/	成品催化剂配置	水蒸汽	2.9	/
		/	/	/		脂肪醇	1.32	/
3		一级深冷不凝气	环氧乙烷	2.47	一级深冷不凝气	环氧乙烷	2.44	/
			脂肪醇	0.465		脂肪醇	0.4	/
			脂肪醇聚氧乙烯醚低聚物	4.465		脂肪醇聚氧乙烯醚低聚物	4.46	/
4		合计	水蒸汽	5.382	合计	水蒸汽	5.42	+0.038
			环氧乙烷	2.47		环氧乙烷	2.44	-0.03
			脂肪醇	2.883		脂肪醇	2.88	-0.003
			脂肪醇聚氧乙烯醚低聚物	4.465		脂肪醇聚氧乙烯醚低聚物	4.46	-0.005
5	聚乙二醇	催化剂配置	水蒸汽	4.968	中间体催化剂配置	水蒸汽	0.9644	/
			乙二醇	2.232		乙二醇	0.4334	/
6		/	/	/	成品催化剂配置	水蒸汽	3.8582	/
		/	/	/		乙二醇	1.7334	/
7		一级深冷不凝气	环氧乙烷	2.47	一级深冷不凝气	环氧乙烷	2.44	/
			乙二醇	0.465		乙二醇	0.46	/
			聚乙二醇低聚物	4.465		聚乙二醇低聚物	4.41	/
8		切片包装	颗粒物	0.599952	造粒包装	颗粒物	0.5	/
			乙酸	0.000048		乙酸	0.0006	/
9		合计	水蒸汽	4.968	合计	水蒸汽	4.8226	-0.1454
			环氧乙烷	2.47		环氧乙烷	2.44	-0.03
			乙二醇	2.697		乙二醇	2.6268	-0.0702
			聚乙二醇低聚物	4.465		聚乙二醇低聚物	4.41	-0.055
			颗粒物	0.599952		颗粒物	0.5	-0.099952
			乙酸	0.000048		乙酸	0.0006	+0.000552
10	异戊烯醇聚氧乙烯醚	催化剂配置	氢气	2.024	中间体催化剂配置	氢气	0.82	/
			异戊烯醇	19.976		异戊烯醇	8.17	/
11		/	/	/	成品催化剂配置	氢气	0.737	/
		/	/	/		异戊烯醇	7.27	/
12		一级深冷不凝气	环氧乙烷	15.7027	一级深冷不凝气	环氧乙烷	16.07	/
			异戊烯醇	2.9798		异戊烯醇	3.05	/
			异戊烯醇聚氧乙烯醚低聚物	28.3175		异戊烯醇聚氧乙烯醚低聚物	28.95	/
13		切片包装	颗粒物	2.997	造粒包装	颗粒物	2.5	/

序号	产品名称	原环评			变动后实际			增减量
		产污环节	污染物	产生量（t/a）	产污环节	污染物	产生量（t/a）	
	14		乙酸	0.003		乙酸	0.003	/
14		合计	氢气	2.024	合计	氢气	1.557	-0.467
			环氧乙烷	15.7027		环氧乙烷	16.07	+0.3673
			异戊烯醇	22.9558		异戊烯醇	18.49	-4.4658
			异戊烯醇聚氧乙 烯醚低聚物	28.3175		异戊烯醇聚氧乙 烯醚低聚物	28.95	+0.6325
			颗粒物	2.997		颗粒物	2.5	-0.497
			乙酸	0.003		乙酸	0.003	0
15	甲基 烯丙 醇聚 氧乙 烯醚	催化剂配置	氢气	1.932	中间体催化 剂配置	氢气	0.3624	/
甲基烯丙醇			14.868	甲基烯丙醇		2.7888	/	
16		/	/	/	成品催化 剂配置	氢气	1.398	/
		/	/	/		甲基烯丙醇	10.7592	/
17		一级深冷不 凝气	环氧乙烷	15.23496	一级深冷不 凝气	环氧乙烷	15.12	/
			甲基烯丙醇	2.87736		甲基烯丙醇	2.88	/
			甲基烯丙醇聚氧 乙烯醚低聚物	27.48768		甲基烯丙醇聚氧乙 烯醚低聚物	26.64	/
18		切片包装	颗粒物	3.59964	造粒包装	颗粒物	3	/
			乙酸	0.00036		乙酸	0.0036	/
19		合计	氢气	1.932	合计	氢气	1.7604	-0.1716
			环氧乙烷	15.23496		环氧乙烷	15.12	-0.11496
			甲基烯丙醇	17.74536		甲基烯丙醇	16.428	-1.31736
			甲基烯丙醇聚氧 乙烯醚低聚物	27.48768		甲基烯丙醇聚氧乙 烯醚低聚物	26.64	-0.84768
			颗粒物	3.59964		颗粒物	3	-0.59964
			乙酸	0.00036		乙酸	0.0036	+0.00324
工艺废气 污染物产 生量		合计	水蒸汽	10.35	合计	水蒸汽	10.2426	-0.1074
	氢气		3.956	氢气		3.3174	-0.6386	
	环氧乙烷		35.87766	环氧乙烷		36.07	+0.19234	
	脂肪醇		2.883	脂肪醇		2.88	-0.003	
	脂肪醇聚氧乙 烯醚低聚物		4.465	脂肪醇聚氧乙 烯醚低聚物		4.46	-0.005	
	乙二醇		2.697	乙二醇		2.6268	-0.0702	
	聚乙二醇低聚物		4.465	聚乙二醇低聚物		4.41	-0.055	
	异戊烯醇		22.9558	异戊烯醇		18.49	-4.4658	
	异戊烯醇聚氧乙 烯醚低聚物		28.3175	异戊烯醇聚氧乙 烯醚低聚物		28.95	+0.6325	
	甲基烯丙醇		17.74536	甲基烯丙醇		16.428	-1.31736	
	甲基烯丙醇聚氧 乙烯醚低聚物		27.48768	甲基烯丙醇聚氧乙 烯醚低聚物		26.64	-0.84768	

序号	产品名称	原环评			变动后实际			增减量
		产污环节	污染物	产生量 (t/a)	产污环节	污染物	产生量 (t/a)	
			颗粒物	7.196592		颗粒物	6	-1.196592
			乙酸	0.003408		乙酸	0.0072	+0.003792
			VOCs*	146.897408		VOCs*	140.962	-5.935408

注：*为方便排放量核算，将挥发性有机物（环氧乙烷、脂肪醇、脂肪醇聚氧乙烯醚低聚物、乙二醇、聚乙二醇低聚物、异戊烯醇、异戊烯醇聚氧乙烯醚低聚物、甲基烯丙醇、甲基烯丙醇聚氧乙烯醚低聚物、乙酸）合计 VOCs。

由上表可知，项目工艺产污环节颗粒物和 VOCs 的产生量在变动后均有减小。

4.1.2.5. 环保措施变动

项目环保措施变动后，根据前文核算数据进行汇总后，有组织废气排放情况详见下表。

表 4.1-12 项目变动后的有组织废气排放情况一览表

污染源名称	废气量 m ³ /h	产生情况				治理措施	治理效率%	排放情况				执行标准	
		污染物名称	浓度 mg/m ³	速率 kg/h	产生量 t/a			污染物名称	浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a	浓度 mg/m ³	速率 kg/h
工艺废气	3000	脂肪醇	392.3	1.177	2.942	酸洗塔+碱洗塔	92	脂肪醇	8.38	0.101	0.287	576	90.39
		乙二醇	298.8	0.896	2.6888		97	乙二醇	2.24	0.027	0.081	50	/
		异戊烯醇	855.3	2.566	20.526		92	异戊烯醇	17.13	0.206	1.644	36.45	5.72
		甲基烯丙醇	779.9	2.340	18.718		97	甲基烯丙醇	5.95	0.071	0.571	22.5	3.531
		环氧乙烷	1652.7	4.958	39.665		99.5	环氧乙烷	2.07	0.025	0.198	5	0.53
		脂肪醇聚氧乙烯醚	618.7	1.856	4.64		97	脂肪醇聚氧乙烯醚	4.72	0.057	0.147	50	/
		聚乙二醇	510.0	1.530	4.59		97	聚乙二醇	3.83	0.046	0.138	1518.75	238.34
		异戊烯醇聚氧乙烯醚	1447.9	4.344	34.75		97	异戊烯醇聚氧乙烯醚	10.86	0.130	1.043	50	/
		甲基烯丙醇聚氧乙烯醚	1383.0	4.149	33.192		97	甲基烯丙醇聚氧乙烯醚	10.37	0.124	0.996	50	/
含空气尾气	6000	脂肪醇	8.96	0.054	0.43	碱洗塔	88	乙酸	0.0005	0.00001	0.0004	80	/
		异戊烯醇	0.36	0.002	0.01746		88	氨	3	0.03	0.24	/	14
		甲基烯丙醇	2.78	0.017	0.1334		93	硫化氢	0.03	0.0003	0.0024	/	0.9
		脂肪醇聚氧乙烯醚	2.31	0.014	0.111		93	颗粒物	0.30	0.004	0.029	20	1.0
		乙酸	0.09	0.001	0.0044		99	VOCs*	65.54	0.786	5.104	80	8.3
		氨	6	0.06	0.48		50	/					
		硫化氢	0.06	0.0006	0.0048		50						
含尘废气	3000	颗粒物	237.5	0.713	5.7	自带除尘器+负压抽风+碱洗塔	99.5	/					
		乙酸	0.3	0.001	0.00684	压抽风+碱洗塔	95						

注：工艺废气指生产过程排放尾气（包括真空脱水废气、反应釜放空尾气等，变动前后一致），含空气尾气主要为桶装物料投料废气、储罐废气、危废库废气等（原环评包括危化品库废气，本次变动后无该股废气），含尘废气主要为造粒包装车间尾气（原环评为切片机集气罩收集的废气）；工艺废气产生量为物料平衡一级深冷后的排放量；VOCs 是对排放废气中挥发性有机物的合计。

项目变动后废气排放源参数情况与环评对比详见下表。

表 4.1-13 项目变动后废气排气筒排放参数情况变化一览表

环评设计							变动后实际						
排放源 编号	污染物 名称	排放高 度 m	直径 m	烟气温 度℃	排放方 式	排放时 间 h/a	排放源 编号	污染物 名称	排放高 度 m	直径 m	烟气温 度℃	排放方 式	排放时 间 h/a
H1	盐酸雾	25	0.5	25	连续	8000	DA012 ^③	氨	25	0.5 ^④	25	连续	8000
	氨												
	硫化氢												
	VOCs ^①												
H2	颗粒物	15	0.5	25	连续	8000		乙酸					
	乙酸							/					

注：①原环评 VOCs 包括壬基酚、壬基酚聚氧乙烯醚低聚物、脂肪醇、脂肪醇聚氧乙烯醚低聚物、乙二醇、聚乙二醇低聚物、异戊烯醇、异戊烯醇聚氧乙烯醚低聚物、甲基烯丙醇、甲基烯丙醇聚氧乙烯醚低聚物、环氧乙烷、乙酸；

②变动后 VOCs 包括环氧乙烷、脂肪醇、脂肪醇聚氧乙烯醚低聚物、乙二醇、聚乙二醇低聚物、异戊烯醇、异戊烯醇聚氧乙烯醚低聚物、甲基烯丙醇、甲基烯丙醇聚氧乙烯醚低聚物、乙酸；

③实际排气筒编号来源于企业最新排污许可编号；

④原环评考虑需要收集危化品库废气（约 3000m³/h），变动后无该股废气，但将包装车间尾气（约 3000m³/h）引入该废气处理系统，故变动前后该废气处理系统总风量依然为 12000m³/h。

项目环保措施变动后，根据前文核算数据进行汇总后，无组织废气排放情况详见下表。

表 4.1-14 项目变动后的无组织废气排放情况一览表

污染源名称	污染物名称	产生状况		治理措施	去除率%	排放状况	
		速率 kg/h	产生量 t/a			速率 kg/h	排放量 t/a
未完全收集的造粒车间含尘废气	颗粒物	0.0375	0.3	/	0	0.0375	0.3
	乙酸	0.000045	0.00036		0	0.000045	0.00036
未完全收集的桶装物料投料废气	异戊烯醇	0.00000875	0.00007		0	0.00000875	0.00007
	甲基烯丙醇	0.0000875	0.0007		0	0.0000875	0.0007
	乙酸	0.0000625	0.0005		0	0.0000625	0.0005
合计	颗粒物	0.0375	0.3		0	0.0375	0.3
	乙酸	0.0000825	0.00066		0	0.0000825	0.00066
	异戊烯醇	0.00000875	0.00007		0	0.00000875	0.00007
	甲基烯丙醇	0.0000875	0.0007		0	0.0000875	0.0007
	VOCs*	0.00017875	0.00143		0	0.00017875	0.00143

注：VOCs 为乙酸、异戊烯醇、甲基烯丙醇的合计。

项目变动后无组织废气排放源参数情况与环评对比详见下表。

表 4.1-15 项目变动后无组织废气排放参数情况变化一览表

环评设计							变动后实际						
排放源名称	污染物名称	长度 m	宽度 m	高度 m	排放方式	排放时间 h/a	排放源名称	污染物名称	长度 m	宽度 m	高度 m	排放方式	排放时间 h/a
醇醚车间	颗粒物	88	20	14.5	间歇	8000	醇醚车间	颗粒物	88	20.6	14.5	间歇	8000
	乙酸							乙酸					
	异戊烯醇							异戊烯醇					
	甲基烯丙醇							甲基烯丙醇					
	盐酸雾							VOCs					
	VOCs							/					

注：VOCs 为乙酸、异戊烯醇、甲基烯丙醇的合计。

项目变动后废气污染物排放情况的变化详见下表。

表 4.1-16 项目变动后废气污染物排放情况汇总一览表

项目	污染物名称	环评估算排放量 t/a	变动后实际排放量 t/a	排放增减量 t/a
有组织废气	盐酸雾	0.0059	0	-0.0059
	氨	0.000026	0.24	+0.239974
	硫化氢	0.000041	0.0024	+0.002359
	颗粒物	0.054	0.029	-0.025
	VOCs	7.515	5.104	-2.411
无组织废气	盐酸雾	0.0004	0	-0.0004
	颗粒物	0.6	0.3	-0.3
	VOCs	0.001611	0.00143	-0.000181

综上，项目变动后的有组织废气和无组织废气，各主要污染物排放量均低于环评预估量，非主要污染物氨和硫化氢因环评预估量偏小，实际项目在有效收集处理后其对周边环境空气的影响较小，故变动后项目的大气环境影响相比原环评未增加。

4.1.3. 变动后废水产生和排放情况的变化

项目变动内容涉及废水污染物变化的主要为产品方案变动。

4.1.3.1. 产品方案的变动

变动后项目产品方案放弃 1 个产品：壬基酚聚氧乙烯醚，故相应的废水产污环节减少，废水污染物产生量减少，对照原环评内容，减少的污染物情况如下。

表 4.1-17 取消产品的废水污染物情况一览表

影响要素	产污环节	污染物名称	污染物产生量 (t/a)
废水	真空泵废水	废水量	28
		COD	0.098
		SS	0.0014
		LAS	0.0003

4.1.3.2. 水平衡的变动

项目用水由于壬基酚聚氧乙烯醚产品取消而减少了真空泵用水、蒸汽用量、循环冷却水用量，此外项目废气处理设施由于更换了酸液和碱液，导致配置用水变化。

原环评估算真空泵补水 403t/a，使用过程水损耗量约 15%，产生的真空泵废水约 336t/a。变动后项目真空泵补水约 362t/a，使用过程水损耗量约 15%，产生的真空泵废水约 308t/a。

原环评估算尾气吸收系统补充水约 7000t/a，所用酸液和碱液含水约 546t/a，尾气吸收系统水损耗量约 10%，产生的尾气吸收废水约 6791t/a。变动后尾气吸收废水约 6791t/a，考虑项目尾气吸收系统的碱洗塔规模增大一倍，水损耗量计 15%，同时由于酸洗塔由 30%盐酸更换为固态柠檬酸、碱洗塔由 42%液碱更换为 32%液碱，故根据原辅料情况（表 3.4-1），辅料带入的水份量约 13.6t/a，需补充的新鲜水量约 7976t/a。

原环评估算生产所需蒸汽用量约 21024t/a、循环冷却水系统排水 22394t/a，项目变动后根据估算，生产所需蒸汽用量减少约 1643t/a、循环冷却水系统排水减少约 1023t/a。

综上，变动后的项目水平衡如下。

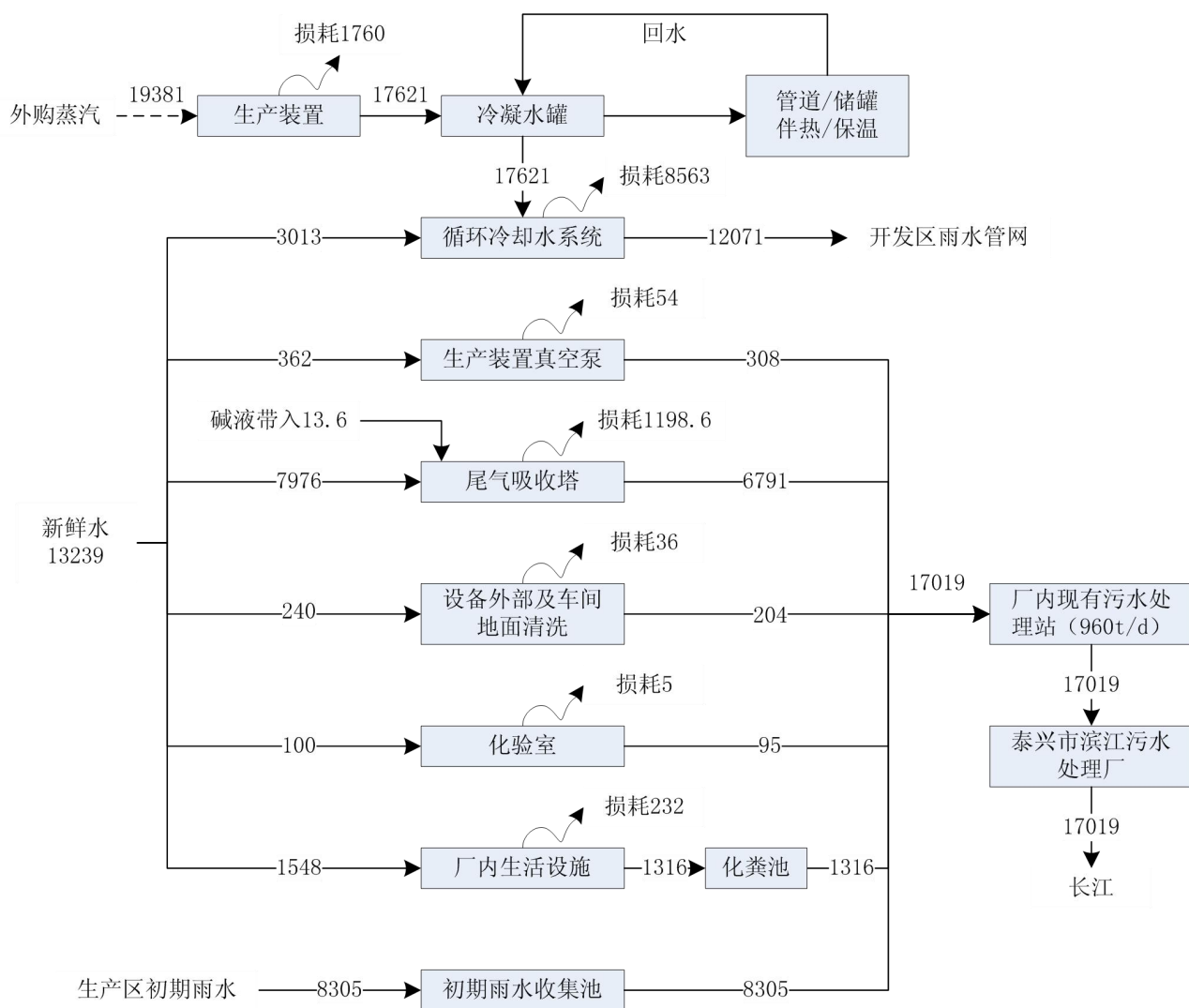


图 4.1-9 变动后项目水平衡图 单位: t/a

4.1.3.3. 废水污染物产生及排放

综上，项目变动后的废水各污染物排放量均等于或低于环评预估量，未突破环评批复总量指标，变动后项目的水环境影响相比原环评有所减小。

项目变动后的废水污染物排放情况详见下表。

表 4.1-18 变动后项目废水（含清下水）污染物产生及排放情况一览表

类别	污染源名称	废水量 m ³ /a	污染物 名称	产生情况		采取的处理措 施	去除率 %	排放情况		排放去向
				浓度 mg/L	产生量 t/a			浓度 mg/L	排放量 t/a	
废水	真空泵排污水	308	COD	3500	1.078	/	0	3500	1.078	厂内污水处理站
			SS	50	0.0154		0	50	0.0154	
			LAS	10	0.00308		0	10	0.00308	
	尾气吸收废水	6791	COD	8000	54.33	/	0	8000	54.33	
			SS	50	0.34		0	50	0.34	
			LAS	30	0.2		0	30	0.2	
	设备及地面冲洗废水	204	COD	500	0.1	/	0	500	0.1	
			SS	500	0.1		0	500	0.1	
			石油类	20	0.0041		0	20	0.0041	
	检测废水	95	COD	1200	0.11	/	0	1200	0.11	
			SS	30	0.0029		0	30	0.0029	
			氨氮	25	0.0024		0	25	0.0024	
	生活污水	1316	COD	400	0.53	化粪池	15	340	0.45	
			SS	300	0.39		30	210	0.28	
			氨氮	30	0.039		3	29	0.038	
			TN	35	0.046		2	34	0.045	
			TP	3	0.0039		0	3	0.0039	
			动植物油	80	0.11		0	80	0.11	
	生产装置区初期雨水	8305	COD	100	0.83	初期雨水收集池	0	100	0.83	
			SS	200	1.67		0	200	1.67	
			石油类	20	0.17		0	20	0.17	
	混合后废水合计	17019	COD	3343	56.898	厂内污水处理	95	167.15	2.845	泰兴市滨江污水处理厂

类别	污染源名称	废水量 m ³ /a	污染物 名称	产生情况		采取的处理措 施	去除率 %	排放情况		排放去向
				浓度 mg/L	产生量 t/a			浓度 mg/L	排放量 t/a	
			SS	142	2.4083	站	95	7.1	0.120	
			氨氮	2.41	0.041		85	0.36	0.0062	
			TN	2.70	0.046		75	0.7	0.012	
			TP	0.23	0.0039		65	0.0082	0.0014	
			动植物油	6.46	0.11		85	0.969	0.017	
			石油类	10.22	0.174		80	2.044	0.035	
			LAS	11.93	0.20308		80	2.386	0.041	
清下水	循环水系统溢流水	12071	COD	30	0.362	/	0	30	0.362	开发区雨水管网
			SS	40	0.483		0	40	0.483	
	厂区后期雨水	/	COD	25	/	/	0	25	/	
			SS	30	/		0	30	/	

注：深色区域表示与环评有变化之处。

4.1.4. 变动后噪声排放情况的变化

根据前文变动内容分析可知，项目变动后主要噪声源设备（包括物料输送泵、真空机组、切片机、输送带以及废气处理系统风机等）依然位于醇醚车间内，主要噪声源强范围约83~106dB(A)，具体详见下表。

表 4.1-19 变动后项目主要噪声源强及相应降噪措施一览表

产生位置	噪声源	环评数量 (台/套)	变动后数量 (台/套)	声级值 (dB(A))			工作状况	距离厂界最近距离 (m)				拟采取降噪措施
				降噪前	降噪后	降噪量		东厂界	南厂界	西厂界	北厂界	
醇醚车间	物料泵	37	35	106	81	25	连续	235	675	387	88	减振、隔声罩
	真空机组	6	6	103	73	30						减振、隔声室
	切片机	8	0	99	69	30						减振、隔声室
	造粒机	0	8	95	65	30						减振、隔声室
	输送带	3	4	95	70	25						减振、隔声罩
	加料绞龙	0	3	90	70	20						减振、隔声罩
	空压机	2	2	83	63	20						减振、消声器
	引风机	3	1	104	84	20						减振、消声器
醇醚罐区	物料泵	4	4	96	71	25	间歇	118	750	568	31	减振、隔声罩
危废仓库	引风机	1	1	100	80	20	间歇	258	632	402	114	减振、消声器
危化品库	引风机	1	0	100	80	20	间歇	164	652	516	123	减振、消声器

注：深色区域表示与环评有变化之处。

由上表可知，变动后项目部分噪声源设备相比环评有所减少，增加的主要为输送带、加料绞龙，均位于醇醚车间内，通过减振、隔声措施后，对于厂界噪声环境的影响基本忽略不计。

故项目变动后声环境影响与原环评基本一致，厂界噪声可以达标排放。

4.1.5. 变动后固废情况的变化

原环评固废产生及处置情况如下。

表 4.1-20 原环评项目营运期固体废物分析结果汇总表

序号	固废名称	属性	产生工序	形态	主要成分	危险特性鉴别方法	危险特性	废物类别	废物代码	估算产生量（t/a）
1	除尘灰	一般工业固废	切片包装工序布袋除尘器	固态	醇醚成品粉尘	国家危险废物名录	/	/	/	5.35
2	废包装桶（袋）	危险废物	物料贮存/包装	固态	铁/塑料、醇醚原辅料/成品		T	HW49	900-041-49	12.78
3	污水处理装置污泥	危险废物	厂内污水处理站	半固态	泥沙、有机污染物、无机盐		T	HW06	900-410-06	12.6
4	生活垃圾	生活垃圾	员工日常办公	固态	废纸、餐厨废物、包装袋		/	/	/	5.16
5	废机油	危险废物	设备检修	液态	矿物油、杂质		T,I	HW08	900-217-08	1
6	废抹布	危险废物	设备检修	固态	纺织品、矿物油		T	HW49	900-041-49	0.3
合计										37.19

表 4.1-21 原环评项目固体废物产生及处置情况汇总表

固废名称	废物类别	废物代码	产生量	自行处置量	委外处置量	处置方式
污水处理装置污泥	HW06	900-410-06	12.6	0	12.6	委托有资质的单位处置
废包装袋(桶)	HW49	900-041-49	12.78	0	12.78	
废机油	HW08	900-217-08	1	0	1	
除尘灰	/	/	5.35	5.35	0	作为原料回用于醇醚系列产品生产
生活垃圾	/	/	5.16	0	5.16	由环卫部门统一清运处理

由于《国家危险废物名录》已更新至 2021 年版，原环评污水处理装置污泥的危废代码有变动，对此企业已于 2021 年 1 月 25 日组织召开固废专项论证报告技术评审（详见附件），根据专家评审会确认，将污水处理装置污泥代码由 HW06（900-410-06）变更为 HW49（772-006-49）。项目的变动内容不涉及新增固废产生种类。

变动后固废产生量：

1、由于部分辅料用量和包装方式的变化，包装桶（袋）数量预计将增加，考虑大部分包装桶返回原厂继续使用，破损的包装桶作为危废处置，原环评计破损率 0.5%，经估算，变动后废包装桶（袋）产生量约 13.72t/a；

2、项目变动后污水产生量变化不大，故不再计污水处理污泥变化情况；

3、项目变动后设备变化有所变化，预计废机油的产生量约为 2t/a；

4、项目变动后包装车间造粒机自带除尘器效率计约 99%，与原环评拟设袋式除尘器效率

相同，故除尘灰产生量与环评相同；

5、项目变动不涉及人员数量改变，故不考虑生活垃圾产生量的变化。

综上，变动后项目固废产生及处置情况详见下表。

表 4.1-22 变动后项目固体废物产生及处置情况汇总表

固废名称	废物类别	废物代码	产生量	自行处置量	委外处置量	处置方式
污水处理装置污泥	HW49	772-006-49	12.6	0	12.6	委托有资质的单位处置（详见附件）
废包装袋（桶）	HW49	900-041-49	13.72	0	13.72	
废机油	HW08	900-217-08	2	0	2	
除尘灰	/	/	5.35	5.35	0	作为原料回用于醇醚系列产品生产
生活垃圾	/	/	5.16	0	5.16	由环卫部门统一清运处理

注：深色区域表示与环评有变化之处。

故项目变动后产生的固废在采取对应的暂存、处置方式处理后，对环境的影响较小，与环评固废影响评价结论相同。

4.1.6. 变动后环境风险的变化

4.1.6.1. 危险物质和环境风险源变化

根据前文变动内容分析可知：

1、项目变动后主要风险源为4条生产线的聚合反应装置，与环评相比减少了2处储罐区风险点（壬基酚储罐、壬基酚聚氧乙烯醚储罐）；

2、项目变动后主要风险物质为环氧乙烷、异戊烯醇、甲基烯丙醇、醋酸，与环评相比减少了壬基酚、壬基酚聚氧乙烯醚。

据此对照原环评分析，项目变动后危险物质和环境风险源相比原环评均有所降低。

4.1.6.2. 环境风险防范措施的有效性

（1）原环评提出的风险防范措施

①环境风险管理措施

建设单位已组建安全环保管理机构，配备管理人员，通过技能培训，承担该企业运行中的环境安全管理工作。另外，建设单位已组建“事故应急救援队伍”，在企业应急指挥小组的统一

领导下，编为抢险救灾组和医疗救助组。因此，项目只需利用现有环境风险管理措施即可，无需补充。

②环境风险技术措施

项目应在现有环境风险防控措施基础上增加适应本项目风险防控措施，项目的选址、总图布置、建筑、工艺、安全系统、电器、消防等，须在工艺安全、消防设计中全面落实。

1、危险化学品运输、储存、管理、使用中的防范措施

项目的危险化学品根据用途和类型不同，分别贮存在库房和罐区中。

严格按《危险化学品安全管理条例》的要求，制定易燃易爆、危险化学品安全操作规程，要求操作人员严格按操作规程作业；对从事危险化学作业人员定期进行安全培训教育；经常性对危险化学品作业场所进行安全检查。

建立健全安全规程及值勤制度，设置通讯、报警装置，确保其处于完好状态；对储存危险化学品的容器，应经有关检验部门定期检验合格后，才能使用，并设置明显的标识及警示牌；对使用危险化学品的名称、数量进行严格登记；凡储存、使用危险化学品的岗位，都应配置合格的防毒器材、消防器材，并确保其处于完好状态；所有进入储存、使用危险化学品的人员，都必须严格遵守《危险化学品管理制度》。

采购危险化学品时，应到已获得危险化学品经营许可证的企业进行采购，并要求供应商提供技术说明书及相关技术资料；采购人员必须进行专业培训并取证；危险化学品的包装物、容器必须有专业检测机构检验合格才能使用；从事危险化学品运输、押运人员，应经有关培训并取证后才能从事危险化学品运输、押运工作；运输危险化学品的车、船应悬挂危险化学品标志不得在人口稠密地停留；危险化学品的运输、押运人员，应配置合格的防护器材。

2、设备、装置方面安全防范措施

所有管道系统均必须按有关标准进行良好设计、制作及安装，必须由当地有关质检部门进行验收并通过后方能投入使用。危险化学品的输送管道根据不同原料成份，使用无缝钢管、不锈钢管或钢管；管道连接应多采用焊接，尽可能减少使用接合法兰，以降低泄漏几率；如法兰

连接使用垫片的材质应与输送介质的性质相适应，不应使用易受到输送物溶解、腐蚀的材料。工艺输送泵均采用密封防泄漏驱动泵以避免物料泄漏。物料输送管线要定期试压检漏。

主要储罐应设高低位报警，高低液位连锁停泵系统，开关阀均设事故状态下的连锁系统，以确保设备和工作人员的安全。

压力容器、压力管道等特种设备，应按《压力容器设计规范》的规定，由有相应资质的单位设计、制造、安装，并按规定设计安全阀或防爆膜等过压保护设施；高温和低温设备及管道外部均需包绝缘材料；高温设备和管道应设立隔离栏，并有警示标志。

根据《石油化工企业可燃气体和有毒气体报警设计规范》（SH 3063-1999），应在生产装置区、易燃品库区均设置可燃气体和有毒有害气体报警探测器和报警装置，以便及时检测现场大气中的可燃气体和有毒有害气体浓度，确保安全生产。其中可燃气体的报警低限为 25%LEL；有毒气体的报警低限为车间卫生标准限值。另外，所有有毒有害气体、易燃易爆物质报警仪和电视监控装置信号连通企业的 DCS 控制系统（或 PLC 控制系统），当车间监控系统报警时，控制中心的监控系统也同时报警。

进入厂区人员应穿戴好个人安全防护用品，如安全帽等。同时工作服要达到“三紧”，女职工的长发要束在安全帽内，以防意外事故的发生。生产时，必须为高温岗位提供相应的劳动防护用品，并建立职工健康档案，定期对职工进行体检。操作电气设备的电工必须穿绝缘鞋、戴绝缘手套，并有监护人。对于高温高热岗位，应划出警示区域或设置防护或屏蔽设施，防止人员（特别是外来人员）受到热物料高温烫伤。

有危险品生产装置区或库存区等场所应分别备用防护服 2-3 套，面罩 5-10 个，以及手套、氧气瓶、应急灯等相关的救生装置若干，以应付突发性环境污染事故的处理需要。

3、废水治理系统事故预防措施

废水治理设施在设计、施工时，应严格按照工程设计规范要求，选用标准管材，并做必要的防腐处理。加强治理设施的运行管理和日常维护，发现异常应及时找出原因及时维修。企业应通过建立三级防控体系，关口前移，降低末端风险控制压力，系统提升水环境风险的保

障水平，从根本上保障环境安全，实现事故状态下对水环境风险的有效控制，防止生产过程和突发性事故产生的污染物进入企业外水域，造成水体环境污染事故。

三级防控主要指源头、过程、末端三个环节的环境风险控制措施体系。针对项目生产原料、中间产品及产品的特点，在装置、罐区周围建围堰、围堤作为一级预防控制措施，防止污染雨水和轻微事故泄漏造成的环境污染事故。在企业排水系统建事故缓冲池作为二级预防控制措施，切断污染物与外部的通道，使污染物导入污水收集系统，将污染控制在厂内，防止较大生产事故泄漏物料和污染消防水、污染雨水和事故泄漏造成的环境污染事故。项目废水进泰兴市滨江污水处理厂集中处理，不直接进入周边水域，因此，由泰兴市滨江污水处理厂建设进入水域前终端事故池作为事故状态下储存与调控手段的三级预防控制措施，防止重大生产事故泄漏物料和污染消防水造成的环境污染。

三级防控措施还包括分别设置于源头、过程、末端的物料、水质（在线）监测与监控设备，从而实现源头治理、过程控制、末端保障的完整的水环境保障体系。企业厂内设立的前两级防控措施如下：

A、企业现有 8960m³ 事故应急池和 2300m³ 事故应急池各 1 座。结合中石化《水体污染防控紧急措施设计导则》，企业应设置能够储存事故排水的储存设施。储存设施包括事故池、事故罐、防火堤内或围堰内区域等。

B、厂区应设置消防水收集管线及事故应急池等事故状态下“清净下水”的收集、处置措施，事故池或缓冲池应有足够的容量，处理不合格不得排放，排放口与外部水体间须安装切断设施。消防废水不能随意排入附近水体，必须经管线排入事故应急池。若发生毒物泄漏或爆炸事故，立即关闭雨水（消防水）管道阀门，切断雨水排口，打开事故应急池管道阀门，使厂区内所有事故废水，全部汇入事故池；其次将发生事故的装置消防水引入该装置消防水收集池，然后再经公司消防水排水系统排入事故应急池。

C、经常对排水管道进行检查和维修，保持畅通、完好。加强企业安全管理制度和安全教育，制定防止事故发生的各种规章制度并严格执行，使安全工作做到经常化和制度化。

企业应从防止事故状态污染物向水环境转移的控制要求进行设计，制定特殊情况下的防控措施，事故时及时转移物料达到避免事故的扩大，控制和减少事故情况下有毒物质从排水系统进入环境。具体设计为：企业应在污水、清净水、雨水排水系统等排出装置前设立闸门，对清净水、雨水排水管设立切换装置，事故时及时切换至收集、处理设施。

事故排水包括泄漏物料、消防尾水、清下水、雨水以及发生事故时必须进入该收集系统的生产废水，因此，事故应急池的有效容积按上述各类水量进行设计。技改项目生产中发生事故时，为防止被污染的消防尾水等通过厂区清下水管道等途径进入周围地表水体，拟采取以下措施予以防范：

a、厂区所有清下水管道的进口均设置封闭阀，能够及时阻断被污染的消防水或其它废水进入清下水道。

b、车间和仓储区四周均应设置地沟（需防渗），对泄漏出来的物料和消防尾水进行围堵和收集；集中储罐区设置围堰，对储罐泄漏的物料和初期雨水进行围堵和收集。

c、厂区实行严格的“清污分流、雨污分流”，设置切换阀，在紧急状态下及时全部切换至事故应急池。

d、厂区各主生产区和存贮区设置消防尾水收集管线，一旦事故发生后，立即关闭雨水（消防水）管道阀门，切断雨水排口，打开消防尾水收集阀进事故应急池。

企业应严格、认真落实上述各项预防应急措施，杜绝由于消防水或事故废水排放而发生的周围地表水污染事件发生。

4、废气治理设施故障预防措施

废气治理设施在设计、施工时，应严格按照工程设计规范要求进行，选用标准管材，保证焊缝质量及连接密封性；并做必要的防腐处理。

严格管理，保证废气治理设施洗涤液的浓度达到要求，定期置换新的洗涤液。

严格岗位管理，保证废气处理装置正常运行。加强治理设施的运行管理和日常维护，若发现废气处理装置异常应立即检查，找出原因及时维修，必要情况下停止生产。

5、防止物料泄漏发生环境风险的措施

项目原辅料贮存区存在泄漏引发毒性气体挥发扩散、可燃液体火灾爆炸的环境风险，其中环氧乙烷储罐泄漏事故、燃烧爆炸事故、燃爆次生产物污染事故和壬基酚储罐泄漏事故为项目最大可信事故。通过分析可知，物质泄漏量大小、泄漏物料铺散面积、事故处置时间长短等对风险事故后果影响很大，因此，必须采取切实可行的措施，对这些因素进行控制，常采用的措施主要有：

a、泄漏处理

从控制上，对这些有危险物质贮存的区域安装自动在线浓度检测报警仪，并将检测信号送入控制室；在控制室设置独立的可燃和有毒气体报警系统，监测可燃和有毒气体的泄漏情况，及时发现事故隐患。对危险程度较大区域，如生产装置区、罐区，建议安装摄像头，进行24小时不间断监视。

在事故处置上，首先应迅速撤离泄漏区人员至安全区，并对泄漏区进行隔离，严格限制出入，切断火源，防止泄漏物料燃爆。应急处理人员戴自给正压式呼吸器，穿防毒服，从上风向进入现场，严禁盲目进入。尽可能切断泄漏源，防止流入下水道，排洪沟等限制性空间，以免引起回燃。

就本项目而言，若储罐身发生泄漏的事故，则属大容器泄漏，由于大容器不像小容器那样可以转移，所以处理起来就更困难。一般是边将物料转移至安全容器，边采取适当的方法堵漏；若是储罐阀门松动或输料管线破损发生泄漏的事故，可采取卡管卡、注射密封胶堵漏；泄漏严重时，应关闭阀门或系统，切断泄漏源，然后修理或更换失效、损坏的部件。

b、泄漏物处置

项目确定的最大可信事故泄漏物为易燃易爆、有毒有害物，因此，若发生事故，一定要做好泄漏物的处理工作，以免引发二次污染事故。泄漏被控制后，要及时将现场泄漏物进行覆盖、收容、稀释处理，使泄漏物得到安全可靠的处置，对技改项目可能发生在地面上泄漏物的处置方法如下：

对于易挥发的液体，为降低物料向大气中的蒸发速度，可用泡沫或其他覆盖物品覆盖外泄的物料，在其表面形成覆盖层，抑制其蒸发。或者采用其它低温冷却方式来降低泄漏物的挥发。当泄漏量较小时，可用沙子、吸附材料等吸收处理。将收集的泄漏物运至废物处理场所处置。因此，企业应在厂区储备一定量的砂土或吸附材料，还应设置倒流沟用于收集泄漏物料；易燃品库区应设置高压水枪或消防栓。另外，在这些易发生火灾的岗位设置专用线路的火灾报警电话系统。

6、建立环境风险监测系统

项目风险事故监测系统可依托当地环境监测站，监测内容包括常规监测和应急监测。常规监测包括大气监测和水质监测，在常规监测项目中，已包含项目的常规污染因子和特征污染因子，在事故发生后，要对事故污染物进行应急监测。泰兴市环境监测站（或泰州市环境监测中心站）作为重大事故监测的实施部门，接受应急指挥部门的领导和安排，监测站做好应急监测的队伍建设、监测方法筛选、人员培训、设备和仪器设备的配备。

建设单位应与泰兴市环境监测站制定的事故应急环境监测方案进行沟通，进一步进行方案完善，添置应急设备，以满足项目的特征污染因子监测需要。

项目在物料容易发生泄漏处安装自动在线浓度监测报警仪，当有物料泄漏时能及时报警，以便在第一时间及时处理。一旦发生重大事故，泰兴市监测站将启动环境污染应急预案，成立环境保护组，在厂内应急监测小组的配合下，负责对事故现场污染区进行应急监测，包括事故规模、事态发展的去向、事故影响边界、气象条件、污染物浓度、流量、可能的二次反应有害物及污染物质滞留区等，事故处置过程中要及时提供上述监测数据。

7、危险废物风险防范措施

对营运期可能产生的涉及危险废物的突发性事件，如有毒有害或易燃易爆等物质的泄漏、爆炸和火灾事故，造成对环境的影响，应严格按《危险废物贮存污染物控制标准》（GB 18597-2001）等要求的风险防范措施执行，使危险废物导致的突发环境事故可能引发的环境损失和影响下降到最低水平。

③环境风险应急预案

企业已经制定了相关事故发生时的应急预案，取得了地方紧急事故服务部门（例如消防、救护、交通以及公安等有关负责部门）的同意，项目实施后，其所在地服务部门未发生变化，厂区布置和人员会有一定的变化，因此，全厂各项风险防范措施及应急预案等也应该适当地调整和完善，同时向当地事故服务部门提供企业涉及的所有有毒有害物料的危害及其他必要资料，定期进行演习以检查行动计划的效果。

（2）项目变动后风险防范措施的有效性分析

根据前文分析，变动后项目的环境风险相比环评有所降低，故原环评提出的风险防范措施可以满足变动后项目的风险防范需求，此外建设单位已于2020年7月20日对全厂环境风险应急预案进行了修编备案（详见附件）。

4.1.7. 变动后项目防护距离的变化

原环评项目防护距离是以醇醚车间外扩100m范围，项目变动后依然维持该防护距离范围，根据调查，在该防护距离内无敏感点存在，详见图4.1-10。

4.2. 项目变动前、后污染物排放情况对比

根据前文分析汇总，项目变动前、后各类污染物排放量相比原环评的情况详见下表。

表 4.2-1 变动前后项目主要污染物排放量变化一览表

类别	污染物名称		原环评		变动后		增减量（t/a）	
			接管量/排放量（t/a）		接管量/排放量（t/a）			
废水	废水量		17047	17047	17019	17019	-28	-28
	COD		2.85	0.85	2.845	0.85	-0.005	0
	SS		0.12	0.12	0.12	0.12	0	0
	氨氮		0.0062	0.0062	0.0062	0.0062	0	0
	TN		0.012	0.012	0.012	0.012	0	0
	TP		0.0014	0.0014	0.0014	0.0014	0	0
	动植物油		0.017	0.017	0.017	0.017	0	0
	石油类		0.035	0.017	0.035	0.017	0	0
	LAS		0.041	0.0085	0.041	0.0085	0	0
废气	有组织	壬基酚	0.252		0		-0.252	
		脂肪醇	0.352		0.287		-0.065	
		乙二醇	0.1545		0.081		-0.0735	
		环氧乙烷	0.194		0.198		+0.004	
		异戊烯醇	2.129		1.644		-0.485	
		甲基烯丙醇	1.003		0.571		-0.432	
		壬基酚聚氧乙烯醚	0.156		0		-0.156	
		脂肪醇聚氧乙烯醚	0.226		0.147		-0.079	
		异戊烯醇聚氧乙烯醚	1.449		1.043		-0.406	
		甲基烯丙醇聚氧乙烯醚	1.365		0.996		-0.369	
		聚乙二醇	0.221		0.138		-0.083	
		乙酸	0.0085		0.0004		-0.0081	
		盐酸雾	0.0059		0		-0.0059	
		氨	0.000026		0.24		+0.239974	
		硫化氢	0.000041		0.0024		+0.002359	
		VOCs	7.515		5.104		-2.411	
		颗粒物	0.054		0.029		-0.025	
	无组织	异戊烯醇	0.00007		0.00007		0	
		甲基烯丙醇	0.0007		0.0007		0	
		乙酸	0.000841		0.00066		-0.000181	
		盐酸雾	0.0004		0		-0.0004	
		颗粒物	0.6		0.3		-0.3	
		VOCs	0.001611		0.00143		-0.000181	

类别	污染物名称	原环评	变动后	增减量 (t/a)
		接管量/排放量 (t/a)	接管量/排放量 (t/a)	
固废	一般工业固废	0	0	0
	危险废物	0	0	0
	生活垃圾	0	0	0

注：环氧乙烷排放量在本次变动过程中产生量减少（放弃一个产品减少 1.87t/a，工艺变动减少 1.675t/a）的情况下依然增大了 0.004t/a，主要原因是该污染物环评核算排放量偏小导致。

原环评申请总量指标：

有组织废气：VOCs 7.515t/a、颗粒物 0.054t/a。

废水接管：废水量 17047m³/a、COD 2.85t/a、SS 0.11t/a、氨氮 0.0062t/a、TN 0.012t/a、TP 0.0014t/a、动植物油 0.017t/a、石油类 0.035t/a、LAS 0.041t/a；废水排放：废水量 17047m³/a、COD 0.85t/a、SS 0.11t/a、氨氮 0.0062t/a、TN 0.012t/a、TP 0.0014t/a、动植物油 0.017t/a、石油类 0.017t/a、LAS 0.0085t/a。

由上表汇总结果可知，项目变动后的主要污染物（颗粒物、VOCs、COD、氨氮、TP、TN）排放量未突破原环评申请的项目总量指标范围，但其他污染物中氨、硫化氢因环评预估偏小导致实际排放量超出总量批复范围。

根据《关于全省排污权交易平台上线运行的通知》（苏环办[2021]58 号），目前江苏省内废气和废水主要污染物须排污权交易的主要为 7 种：COD、氨氮、TP、TN、SO₂、NO_x、VOCs，本次变动增加的氨、硫化氢非国家和地方规定主要污染物类别，故此在本次变动影响分析报告内重新核算相应污染物总量指标，并以此作为验收依据。

5. 变动后环境管理

5.1. 变动后项目环境保护“三同时”验收一览表

变动后，项目的环境保护“三同时”验收一览表如下。

表 5-1 变动后“三同时”验收一览表

类别	控制对象	采取的环境保护设施和措施		环保投资 (万元)	验收要求	完成 时间	
		环保设备设施名称					数量
废气	醇醚车间工艺废气	密闭管道收集+一级酸洗	+一级碱洗 +1 根 25m 高排气筒 (DA012) 排放	1 套废 气处 理系 统	60	达标排放	
	其他含空气尾气	集气罩/密闭管道收集					
	造粒包装车间废气	设备密闭+自带除尘器处理+包装车间负压抽风					
废水	项目废水	污水收集管网+厂内污水处理站		管道 若干	20	泰兴市滨江 污水处理厂 接管标准	
噪声	醇醚车间	减振、隔声罩、隔声室、消声器		若干	10	达标排放	
	醇醚罐区	减振、隔声罩		若干			
	危废仓库	减振、消声器		1 套			
固废	危险废物	380m ² 危废仓库		1 座	200	达到固废临 时贮存要求	
	生活垃圾	利用现有垃圾桶		若干			
土壤 及地下 水	厂区物料（或污水） 洒落或泄漏下渗； 厂区大气污染物沉 降下渗	重点污染防治区（醇醚车间、丙类仓库、甲类 仓库和危废仓库）防渗措施；一般污染防治区 防渗措施		若干	45	满足防渗标 准要求，防 止污染物下 渗	
环境 风险	醇醚车间、罐区及 库房物料泄漏及燃 爆事故	环境风险防范措施（泄漏防范措施、火灾防范 措施、爆炸防范措施、急救措施、其他安全防 范措施）		若干	30	满足环境风 险防范和应 急救援要求	
		环境风险应急预案（车间事故应急预案、厂级 事故应急预案、区域事故应急预案、其他）		若干			
环境 管理 与环 境监 测	环境管理机构设置	利用现有环保管理人员进行有效环境管理		若干	0	满足环境管 理要求	
	排污口规范化整治	废气: 新增排气筒按照要求安装 VOC 在线监测 装置、预留监测采样平台，并设置环境保护图 形标志。 噪声: 设置固定噪声源的监测点和噪声环境保 护图形标志牌。 固废: 危废仓库设有环境保护图形标志牌和在 线视频监控装置。		若干	60	满足排污口 规范化整治 要求	
	环境监测	委托社会化环境监测机构		若干	20	满足日常环 境监测要求	
总计					445	/	/

5.2. 变动后营运期环境监测计划

5.2.1. 污染源监测计划

变动后项目营运期污染源监测计划详见下表。

表 5-2 变动后项目污染源监测计划一览表

环境要素	监测点位		监测项目	监测频次	监测单位
	车间	排气筒编号			
废气	醇醚车间	DA012	VOCs	自动监测	委托有资质的环境检测机构监测
			颗粒物	每半年监测 1 次	
			氨、硫化氢	每年监测 1 次	
	厂界无组织		TSP、非甲烷总烃	每季度监测 1 次	
	醇醚车间、罐区厂区内下风向		非甲烷总烃	每年监测 1 次	
废水	厂区废水总排口（DW001）		pH 值、COD、氨氮	自动监测	
			SS、总磷、总氮、动植物油、石油类、LAS	每月监测 1 次	
	厂区雨水总排口（DW003）		pH 值、COD	自动监测	
			SS、氨氮、TP、石油类、LAS	排放期间每日监测 1 次	
噪声	厂界		Leq(A)	每季度昼夜各监测 1 次	

注：部分因子暂无检测方法，待国家发布相应检测方法后再行检测。

企业可委托当地有监测能力的环境监测机构进行监测，监测结果以报表形式上报当地环境保护主管部门。

5.2.2. 环境质量监测计划

企业属于泰兴市地区土壤污染重点监管单位，根据《工业企业土壤和地下水自行监测 技术指南（试行）》（HJ 1209-2021）的要求，变动后项目营运期环境质量监测计划详见下表。

表 5-3 变动后项目环境质量监测计划一览表

环境要素	监测位置	监测项目	监测频次	执行标准
地下水	一类单元	水位、pH 值、总硬度、高锰酸盐指数、硝酸盐、亚硝酸盐、挥发性酚类、氯化物、硫酸盐、氨氮、总大肠菌群、细菌总数、K ⁺ 、Na ⁺ 、Ca ²⁺ 、Mg ²⁺ 、CO ₃ ²⁻ 、HCO ₃ ⁻ 、Cl ⁻ 、SO ₄ ²⁻ 、氰化物、砷、汞、六价铬、铅、氟、铁、锰、溶解性固体等	每半年监测 1 次	《地下水质量标准》（GB/T 14848-2017）
	二类单元		每年监测 1 次	
土壤	表层土壤	45 项基本因子、石油烃	每年监测 1 次	《土壤环境质量 建设用地土壤污染风险管控标准（试行）》（GB 36600-2018）第二类用地筛选值
	深层土壤		每 3 年监测 1 次	

5.3. 变动后项目竣工环保验收监测

根据《建设项目环境保护管理条例》有关规定，建设项目需要配套建设的环保设施，必须与主体工程同时设计、同时施工、同时投产使用。项目竣工后，建设单位应向审批环境影响报告书的环保主管部门申请环保设施竣工验收，只有通过项目竣工环保验收。

项目在竣工验收时，应对各类污染物排放做验收监测，确保所有污染物达标排放，将企业排污对外环境和周边环境敏感目标的影响降到最低；此外，企业应按照环评要求，落实各项风险防范及应急措施。

变动后项目竣工环保验收主要内容与要求详见下表。

表 5-4 变动后项目竣工环保验收内容一览表

分类	污染源	环保治理措施	验收位置	验收内容与项目	执行标准与要求
废气	有组织废气	醇醚车间废气 DA012	一级酸洗+一级碱洗	处理设施进口、排气筒出口	颗粒物、VOCs、氨、硫化氢
	无组织废气	/	厂界上下风向	TSP、非甲烷总烃	江苏省《大气污染物综合排放标准》（DB 32/4041-2021） 天津市《工业企业挥发性有机物排放控制标准》（DB 12/524-2020） 《恶臭污染物排放标准》（GB 14554-93） 《挥发性有机物无组织排放控制标准》（GB 37822-2019）
			车间及罐区下风向	非甲烷总烃	
废水	厂内废水、污水	厂内污水处理站	废水总排口 DW001	pH、COD、SS、氨氮、TP、TN、动植物油、石油类、LAS	泰兴市滨江污水处理厂接管标准
	厂区清下水、雨水	/	雨水总排口 DW003	pH、COD、SS、氨氮、TP、石油类、LAS	《关于印发泰兴经济开发区进一步严格企业清下水（雨水）排放标准的通知》（泰经管[2020]144 号）
噪声	生产设施	选用低噪声设备，采取减振基础，设置隔声门窗等	厂界外 1m	昼夜等效 A 声级	《工业企业厂界环境噪声排放标准》（GB 12348-2008）3 类标准
地下水	事故水池、围堰区、车间地面	地面硬质化等，依托现有事故池等	/	检查防范措施是否到位	满足环境风险防范要求
固废	醇醚车间生产过程	危废暂存于危废库	/	处置协议	固废不外排
		生活垃圾设垃圾桶收集	/		
		一般固废收集后回用于生产	/	检查是否回用于生产	
其他	排污口规范化设置	排污口按规范设环保标识牌；排气筒设监测采样孔和采样平台；是否按要求设置自动检测设备	排污口	是否按规范设置环保标识牌、排气筒是否设置监测采样孔和采样平台、废气和废水排口是否按要求设置自动检测	《排污口规范化整治技术要求（试行）》
	环境风险	事故监控、报警、应急设施、处置方案、组织联络、演练计划、事故应急池等	应急池落实	是否有应急预案，是否设置应急池	相关管理要求

6. 结论

6.1. 变动由来

泰兴金燕化学科技有限公司在“年产 7 万吨聚羧酸单体/醇醚系列产品项目”的实施过程中，项目的性质、地点未变动，主要为规模、生产工艺、环境保护措施（主要为废气污染防治措施）等方面存在变动。

相对原环评，项目变动后不新增污染物种类和主要污染物排放总量，对照《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》（环办环评函[2020]688 号）和《关于印发环评管理中部分行业建设项目重大变动清单的通知》（环办[2015]52 号）中“石油炼制与石油化工建设项目重大变动清单”的文件规定，项目的变动不属于重大变动，因此根据《省生态环境厅关于加强涉变动项目环评与排污许可管理衔接的通知》（苏环办[2021]122 号）文件要求，编制本项目一般变动环境影响分析报告，以此作为项目变动内容纳入排污许可和竣工环境保护验收管理的依据。

6.2. 变动情况及环境影响说明

项目变动后，产品方案放弃壬基酚聚氧乙烯醚产品，总生产规模为 6.5 万吨/年，剩余 4 种产品的生产设备、生产工艺等有所变动，同时项目的废气环境保护措施发生了变动。经分析，项目上述变动内容均未新增环境影响，不属于重大变动。

6.3. 变动前后污染物排放情况

项目变动后未新增污染因子，现有各主要污染物排放总量均有减少或不变，变动后项目的主要污染物排放量未突破原环评申请的总量指标范围。

6.4. 结论

根据《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》（环办环评函[2020]688 号）、《关于印发环评管理中部分行业建设项目重大变动清单的通知》（环办[2015]52 号）、《省生态环境厅关于加强涉变动项目环评与排污许可管理衔接的通知》（苏环办[2021]122 号）进行判断，

泰兴金燕化学科技有限公司在“年产 7 万吨聚羧酸单体/醇醚系列产品项目”的实施过程中发生的变动未新增环境影响，未改变原建设项目环境影响评价结论，不属于重大变动，从环保角度分析本次变动内容可纳入竣工环保验收管理。