

4 拟建项目工程分析

4.1 项目背景

4.1.1 项目由来

东营市赫邦化工有限公司 1.5 万吨/年盐酸羟胺项目 2019 年 7 月 20 日经东营市生态环境局审批，审批文号为东环审[2019]50 号，2021 年 3 月 10 日，1.5 万吨/年盐酸羟胺项目（一期）完成自主验收，验收规模为 5000 吨/年盐酸羟胺装置，目前一期装置正常运行，由于市场原因，二期不再建设。

1.5 万吨/年盐酸羟胺项目设计及环评阶段，产品盐酸羟胺产品质量可达到《工业盐酸羟胺》（HG/T3736-2013）中优等品指标，即产品中盐酸羟胺含量 $\geq 99\%$ ，实际运行过程中，产品中盐酸羟胺纯度仅在 98%左右，达不到优等品级别且生产不稳定，为提高产品质量标准，东营市赫邦化工有限公司拟投资 266.2 万元实施 1.5 万吨/年盐酸羟胺装置工艺升级改造项目（一期）。

4.1.2 评价思路

东营市赫邦化工有限公司 1.5 万吨/年盐酸羟胺装置工艺升级改造项目（一期）为 5000 吨/年盐酸羟胺装置升级改造，工艺包括氨脲化单元、脲水解单元，本次技改主要针对脲水解单元工艺进行技术改造，氨脲化单元工艺及产污节点不变，由于脲水解单元进料为氨脲化单元产生的丁酮脲，脲水解单元技改后，导致物料平衡及原辅材料用量产生一定变化，因此本次评价主要对脲水解单元进行详细叙述，物料衡算及产污均按照整个项目计算。

4.2 建设项目概况

4.2.1 建设项目基本概况

- （1）项目名称：1.5 万吨/年盐酸羟胺装置工艺升级改造项目（一期）
- （2）建设单位：东营市赫邦化工有限公司（以下简称：赫邦化工）
- （3）建设性质：技术改造
- （4）建设地点：位于东营港高端石化和新材料产业园（东营港化工产业园），东营市赫邦化工有限公司现有厂区内。
- （5）项目投资：项目总投资 266.2 万元，其中环保投资 5 万。
- （6）行业类别：C2614 有机化学原料制造

（7）建设内容：

在现有 1.5 万吨/年盐酸羟胺装置（一期）的基础上，新增反应塔及其附属设备、母液提浓塔及其附属设备、离心机、流化床干燥机、结晶釜等主要设备，拆除二合一分离设备、管链输送设备、螺旋输送设备，停用盘式干燥机等，盐酸羟胺工艺由反应精馏、反应提浓釜式反应法改为塔式反应法。

技改完成后，肟水解单元工艺由原氯化氢吸收、肟水解反应、浓缩结晶、产品干燥包装工序改为反应液配置、反应精馏、结晶、离心洗涤、母液浓缩、干燥包装、丁酮中和精馏及废水汽提等工序，技改后产能不变。

（8）劳动定员及年操作时数：本项目不新增劳动定员，年工作时间 8000h。

4.2.2 项目组成

本项目技改前后主体工程汇总见表 4.2-1。

表 4.2-1 本项目技改前后项目组成汇总表

类别	项目	技改前	技改后	变化内容
主体工程	氨脲化单元	氨脲化反应器 2 台（1 用 1 备）、萃取塔 1 座、精馏塔 3 座及其配套	氨脲化反应器 2 台（1 用 1 备）、萃取塔 1 座、精馏塔 3 座及其配套	不变
	胍水解单元	氯化氢吸收塔 2 座、胍水解反应塔 2 座、结晶釜 1 套、离心机 1 套及配套设施	胍水解单元技改装置 1 套，包括反应液配置、反应精馏、结晶、离心洗涤、母液浓缩、干燥包装、丁酮中和精馏及废水汽提等工序	技改
公用工程	给排水	给水（包括生产、生活、消防循环、脱盐水）由赫邦公司现有供水管网供给，排水为清污分流，生产废水处理后排至康达（东营）水务有限公司。	给水（包括生产、生活、消防循环、脱盐水）由赫邦公司现有供水管网供给，排水为清污分流，生产废水处理后排至康达（东营）水务有限公司。	不变
	循环水	现有工程设有循环水站一座，循环冷却水供水能力为 4×3000m ³ /h	现有工程设有循环水站一座，循环冷却水能力为 4×3000m ³ /h	不变
	纯水	现有工程设有纯水站一座，采用“超滤+反渗透+混床”工艺，纯水供水能力为 180m ³ /h	现有工程设有纯水站一座，采用“超滤+反渗透+混床”工艺，纯水供水能力为 180m ³ /h	不变
	供电	由公司现有供电设施提供，公司厂区内已设动力总降 1 座，内设 110/10kV 总降压变压器 4 台。	由公司现有供电设施提供，公司厂区内已设动力总降 1 座，内设 110/10kV 总降压变压器 4 台。	依托现有
	供热	蒸汽由园区热源供给，可将中、低压蒸汽送至厂界外 1 米。	蒸汽由园区热源供给，可将中、低压蒸汽送至厂界外 1 米。	依托园区供热
	供气	由赫邦公司现有空压机组提供，厂区现有空压机组五套（包括一组风冷空压机），为 3 台螺杆压缩机和 1 台风冷空气压缩机和 1 台离心式空压机，气量约 62.6Nm ³ /min（螺杆空压机）、12.5Nm ³ /min（风冷空压机）和 120Nm ³ /min（离心式空压机），仪表空气产量 195.1Nm ³ /min（11706Nm ³ /h）。	由赫邦公司现有空压机组提供，厂区现有空压机组五套（包括一组风冷空压机），为 3 台螺杆压缩机和 1 台风冷空气压缩机和 1 台离心式空压机，气量约 62.6Nm ³ /min（螺杆空压机）、12.5Nm ³ /min（风冷空压机）和 120Nm ³ /min（离心式空压机），仪表空气产量 195.1Nm ³ /min（11706Nm ³ /h）。	不变
	供氮	现有空压制氮站氮气采用变压吸附制氮方式，共 4 台，其中 3 台的产气能力 400Nm ³ /h，另 1 台产气能力 800 Nm ³ /h。	现有空压制氮站氮气采用变压吸附制氮方式，共 4 台，其中 3 台的产气能力 400Nm ³ /h，另 1 台产气能力 800 Nm ³ /h。	不变
	制冷	/	新建低温盐水制冷机组，采用水冷 1 台螺杆式氟里昂机组及离心式冷冻水泵 1 台，制冷量为 120 万 kcal/h，用于胍水解单元结晶工序及各塔冷凝工序。	新增制冷设备 1 套
化验室	依托公司现有化验室	依托公司现有化验室	依托现有	
储运工程	运输	原辅材料（液氨、双氧水、叔丁醇、丁酮、异辛醇）运输主要以槽罐车运输为主，产品（盐酸羟胺）主要以货车运输为主，厂区内物料运输均为密闭管道，气体氯化氢由现有工程采用密闭管道输送。	原辅材料（液氨、双氧水、叔丁醇、丁酮、异辛醇）运输主要以槽罐车运输为主，产品（盐酸羟胺）主要以货车运输为主，厂区内物料运输均为密闭管道，31% 盐酸由现有工程采用密闭管道输送。	由气体氯化氢输送改为液体 31% 盐酸输送
	罐组	2×80m ³ 液氨压力卧式储罐（1 用 1 备），2×200m ³ 双氧水固定顶储罐，2×200m ³ 丁酮胍内浮顶储罐（1 用 1 备），1×800m ³ 回收丁酮内浮顶储罐，1×300m ³ 丁酮内浮顶储罐，1×50m ³ 叔丁醇固定顶储罐，1×50m ³ 回收叔丁醇固定顶储罐，1×50m ³ 异辛醇固定顶储罐。	2×120m ³ 液氨压力卧式储罐（1 用 1 备），2×200m ³ 双氧水固定顶储罐，2×200m ³ 丁酮胍固定顶储罐（1 用 1 备），1×200m ³ 回收丁酮内浮顶储罐，1×300m ³ 丁酮内浮顶储罐，1×50m ³ 叔丁醇固定顶储罐，1×50m ³ 回收叔丁醇固定顶储罐，1×50m ³ 异辛醇固定顶储罐。	液氨压力卧式储罐容积增大，回收丁酮储罐容积变小，丁酮胍储罐改为固定顶罐

东营市赫邦化工有限公司 1.5 万吨/年盐酸羟胺装置工艺升级改造项目（一期）环境影响报告书

	仓库	产品仓库1座		产品仓库1座			不变	
环保工程	废气	氨肟化反应尾气	冷凝+尾气吸收塔+25m 排气筒	氨肟化反应尾气	冷凝+尾气吸收塔+	在建焚烧炉+35m 排气筒	废气治理设施变化	
		叔丁醇回收不凝气		叔丁醇回收不凝气				
		汽提塔不凝气		汽提塔不凝气				
		1#精馏塔不凝气	冷凝+尾气吸收塔+25m 排气筒	1#精馏塔不凝气	冷凝+尾气吸收塔+			
		2#精馏塔不凝气		2#精馏塔不凝气				
		3#精馏塔不凝气		3#精馏塔不凝气				
		氯化氢吸收尾气吸收塔	尾气吸收塔+25m 排气筒	反应釜配置废气	尾气吸收塔+			
		胍水解反应尾气吸收塔	冷凝+尾气吸收塔+25m 排气筒	胍水解反应塔不凝气	冷凝+尾气吸收塔+			
		提浓塔不凝气		母液浓缩塔不凝气				
		/		丁酮精馏塔不凝气				
		/	/	水解汽提塔不凝气				
		储罐区、装卸站废气	活性炭吸附+15m 排气筒	储罐区、装卸站废气	活性炭吸附			
		干燥、包装尾气	尾气吸收塔+29m 排气筒	干燥废气	水幕除尘器吸收塔+29m 排气筒			干燥废气治理设施改为水幕除尘器吸收塔、包装废气采用布袋除尘器处理
				包装废气	布袋除尘器+29m 排气筒			
废水	工艺废水、循环冷却排污水、纯水站排水及生活污水排至污水站处理；事故及初期雨水依托现有事故水池		工艺废水、循环冷却排污水、纯水站排水及生活污水排至污水站处理；事故及初期雨水依托现有事故水池			不变		
噪声	减震、隔声、消声等措施		减震、隔声、消声等措施			不变		
固废	废催化剂	委托有资质单位处置		废催化剂	委托有资质单位处置		不变	
	废萃取剂	委托有资质单位处置		废萃取剂	送在建焚烧炉处理		处置方式变化	
	废母液	委托有资质单位处置		废母液	/		不再产生	
	干燥蒸发残渣	委托有资质单位处置		/	/		不再产生	
	废活性炭	委托有资质单位处置		废活性炭	委托有资质单位处置		不变	
	化验室废物	委托有资质单位处置		化验室废物	委托有资质单位处置		不变	
	废矿物油	委托有资质单位处置		废矿物油	送在建焚烧炉处理		处置方式变化	
	生化污泥	鉴定后进行处置		生化污泥	委托有资质单位处置		由于污水站处理环氧氯丙烷生产废水，根据《国家危险废物名录》（2021年版），生化污泥属于危险废物（261-084-45）	

4.2.3 主要设备

本次技改完成，氨脞化单元生产设备不变，脞水解单元新增生产设备见表 4.2-2。

表 4.2-2 本项目新增设备情况一览表

工序	设备名称	设备规格型号	单位	数量	变化情况
氨脞化单元	液氨气化器	65m ² , Φ400/1000×10540	台	1	不变
	气氨除油器	10m ² , φ800×2610	台	1	不变
	气氨过滤器	10m ² , φ800×2610	台	1	不变
	氨脞化反应器	30000L, Φ3000X3700	台	2	不变
	催化剂回收系统		台	2	不变
	催化剂收集槽	6m ³	台	1	不变
	反应冷却器	21.2m ² , Φ2000×6000	台	2	不变
	尾气吸收塔	Φ600×4150	台	1	不变
	尾气吸收液槽	15000L, φ2400×3500	台	1	不变
	反应排气冷却器	21.2m ² , Φ400×6000	台	1	不变
	反应液中间槽	φ2000×3500	台	1	不变
	精馏塔	塔釜 2000L, Φ1200×28600	台	1	不变
	精馏塔再沸器	120 m ² , Φ1100×2500	台	1	不变
	精馏塔冷凝器	300m ² , Φ1100×4500	台	1	不变
	精馏塔尾气冷凝器	57.6m ² , Φ600×3000	台	1	不变
	精馏塔冷凝液冷却器	21.2m ² , Φ400×3000	台	1	不变
	精馏塔馏出槽	2.5m ³ , φ1200×1800	台	1	不变
	脞水冷却器	21.2m ² , Φ400×3000	台	1	不变
	溶剂脞水分离器	10m ³ , φ1800×3000	台	1	不变
	溶剂脞洗涤分离器	23.88m ³ , φ2400×4400	个	1	不变
	萃取塔	Φ600/1200×22600	个	2	不变
	水洗塔	Φ600/1200×22600	个	1	不变
	萃取液槽	φ1200×1800	个	1	不变
	汽提塔进料预热器	板式换热器, 30m ²	个	1	不变
	汽提塔出料冷却器	板式换热器, 20m ²	个	1	不变
	汽提塔冷凝器	36.1m ² , Φ500×3000	个	1	不变
	汽提塔冷凝器	21.2m ² , Φ400×3000	个	1	不变
	汽提塔	Φ1000×20200	个	1	不变
	汽提塔再沸器	120m ² , Φ1100×2500	个	1	不变
	溶剂脞槽	15m ³ , φ2400×3500	个	1	不变
	1#精馏塔	Φ1000/1500×16500	个	1	不变
	1#精馏塔冷凝器	100m ² , Φ800×3000	个	1	不变
	1#精馏塔尾气冷凝器	21.2m ² , Φ400×3000	个	1	不变
	1#精馏塔冷却器	10m ² , 板式换热器	个	1	不变
馏出液缓冲槽	8.3m ³ , φ1800×2600	个	1	不变	
1#精馏塔再沸器	58.7m ² , Φ900×2000	个	1	不变	
2#精馏塔	Φ1000/1500×16500	个	1	不变	
2#精馏塔冷凝器	100m ² , Φ800×3000	个	1	不变	
2#精馏塔尾气冷凝器	21.2m ² , Φ400×3000	个	1	不变	
2#精馏塔冷却器	10m ² , 板式换热器	个	1	不变	

	馏出液缓冲槽	8.3m ³ , φ1800×2600	个	1	不变
	2#精馏塔再沸器	58.7m ² , Φ900×2000	个	1	不变
	3#精馏塔	Φ2400×28600	个	1	不变
	3#精馏塔冷凝器	150m ² , Φ1000×3000	个	1	不变
	3#精馏塔尾气冷凝器	21.2m ² , Φ400×3000	个	1	不变
	3#精馏塔尾气冷凝器	21.2m ² , Φ400×3000	个	1	不变
	3#精馏塔再沸器	281m ² , Φ1500×3000	个	1	不变
	溶剂循环槽	15m ³ , φ2400×3500	个	1	不变
	残液蒸发器	3m ² , Φ400×3000	个	1	不变
	机泵	3m ² , Φ400×3000	台	30	不变
脱水单元	盐酸储罐	φ 2800*3855	台	1	利旧
	反应液配制釜	2m ³	台	1	利旧
	反应液缓存罐	φ 2000*3000	台	1	利旧
	预反应釜	φ 1900/1750*5560*18/10	个	2	利旧
	预反应塔	φ 800*16230	个	2	利旧
	预反应再沸器	BEM273-0.65/0.4-6.26-2.5/19-1	台	2	利旧
	预反应塔 1#冷凝器	BEM800-0.6/0.8-200-3/19-2	个	2	利旧
	预反应塔 2#冷凝器	BEM500-0.6/0.8-40-3/19-2	台	2	利旧
	预反应塔 3#冷凝器	BEM325-0.6/0.8-10-3/25-2	个	1	利旧
	1#反应塔	50m ³	台	1	新增
	2#反应塔	50m ³	台	1	新增
	母液浓缩塔	30m ³	台	1	新增
	1#反应塔 1#冷凝器	260 m ²	台	3	利旧
	1#反应塔 2#冷凝器	70 m ²	台	3	利旧
	1#反应塔 3#冷凝器	10 m ²	台	1	利旧
	2#反应塔 1#冷凝器	260 m ²	台	1	新增
	2#反应塔 2#冷凝器	70 m ²	台	1	新增
	2#反应塔 3#冷凝器	10 m ²	台	1	新增
	母液提浓塔 1#冷凝器	110 m ²	台	1	利旧
	母液提浓塔 2#冷凝器	30 m ²	台	1	利旧
	母液提浓塔 3#冷凝器	10 m ²	台	1	利旧
	1#真空泵机组		台	1	新增
	2#真空泵机组		台	1	新增
	1#、2#反应塔馏出槽	F2000	台	1	新增
	母液提浓塔馏出槽	φ 1000*2200	台	1	利旧
	丁酮中和釜	φ 1900/1750*2895*18/10	台	1	新增
	丁酮萃取塔	φ 800*16230	台	1	新增
	丁酮萃取塔 1#冷凝器	BEM1000-0.6/0.8-200-3/19-2	台	1	新增
	丁酮萃取塔 2#冷凝器	BEM500-0.6/0.8-40-3/19-2	台	5	新增
	丁酮萃取塔 3#冷凝器	BEM325-0.6/0.8-10-3/25-2	套	1	新增
	3#真空泵机组		台	2	新增
	丁酮中和釜再沸器	EM325-0.65/0.4-11.45-3/19-1	台	20	新增
丁酮精馏塔	φ500*20500	个	1	新增	
丁酮精馏塔底液冷却器	Φ400×2500	个	1	新增	
丁酮精馏塔 1#冷凝器	BEM1000-0.6/0.8-200-3/19-2	台	1	新增	
丁酮精馏塔 2#冷凝器	BEM500-0.6/0.8-40-3/19-2	台	2	新增	

丁酮精馏塔 3#冷凝器	BEM325-0.6/0.8-10-3/25-2	台	1	新增
丁酮精馏塔馏出槽	Φ 1000*2200	台	1	新增
预结晶器	10m ³	台	1	利旧
一级结晶器	6m ³	台	1	利旧
二级结晶器	6m ³	台	1	利旧
结晶釜	5m ³	台	6	新增
离心机		台	3	新增
流化床干燥机		台	1	新增
全自动包装机		套	1	利旧
离心泵		台	26	利旧
冷冻水储槽	φ1200×H1600	个	1	利旧
低温盐水机组	水冷螺杆式氟里昂机组，制冷量：120 万 kcal/h	台	2	利旧
冷冻水泵	离心式 Q=250m ³ /h H=55m	台	5	利旧

4.2.4 原辅材料及产品方案

4.2.4.1 原辅材料用量及性质

本项目技改前后，原辅材料中液氨、双氧水、叔丁醇、丁酮、异辛醇、催化剂、促进剂用量不变，技改后用 31% 盐酸代替氯化氢气体，技改后新增碱液用量。主要原辅材料用量见表 4.2-3。

表 4.2-3 本项目原辅材料用量及来源一览表

序号	名称	消耗量 (t/a)		包装方式	来源	变化情况
		技改前	技改后			
1	液氨	1254.4	1254.4	120m ³ 卧式储罐	外购	0
2	双氧水	9449.23	9449.23	200m ³ 立式储罐	外购	0
3	氯化氢	2626.91	0	/	/	-2626.91
4	31% 盐酸	0	8464.194	厂区现有工程管线输送至本项目		+8447.839
5	叔丁醇	30.81	30.81	50m ³ 立式储罐	外购	0
6	丁酮	28.13	28.13	300m ³ 立式储罐	外购	0
7	异辛醇	56.7	56.7	50m ³ 立式储罐	外购	0
8	催化剂	1	1	钛硅分子筛，桶装	外购	0
9	促进剂	0.05	0.05	液体，成分保密，桶装	外购	0
10	30% 碱液	0	2.76	厂区现有工程管线输送至本项目		+2.76

表 4.2-4 液氨规格表（GB/T 536-2017）

指标名称	优等品
氨含量（质量分数）	≥99.9%
残留物含量（质量分数）	≤0.1%
油含量（mg/kg）	≤5
水分（质量分数）	≤0.1%
铁含量（mg/kg）	≥1

表 4.2-5 双氧水规格表（GB 1616-2003）

指标名称	优等品
过氧化氢的质量分数	≥27.5%
游离酸（以 H ₂ SO ₄ 计）的质量分数	≤0.040%
不挥发物的质量分数	≤0.08%
稳定度	≥97.0%
总碳（以 C 计）的质量分数	≤0.030%
硝酸盐（以 NO ₃ 计）的质量分数	≤0.020%

表 4.2-6 丁酮规格表（SH/T 1755-2006）

指标名称	指标
外观	无色透明液体，无机械杂质
纯度（质量分数）	≥99.5%
水分（质量分数）	≤0.1%
沸程：初馏点	≥78.5℃
干点	≤81.0℃
色度（铂-钴）号	≤10
密度（20℃）（g/cm ³ ）	0.804-0.806
不挥发物（mg/100mL）	≤5
酸度（以乙酸计）（质量分数）	≤0.005%

表 4.2-7 叔丁醇规格表（SH/T 1495-2002）

指标名称	指标
外观	无色透明液体
叔丁醇含量（质量分数）	≥99.0%
色度（铂-钴）号	≤10
密度（g/cm ³ ）	0.778-0.783
水分	≤0.3%
沸程：初馏点	≥81.5℃
干点	≤83.0℃
酸度（以乙酸计）	≤0.003%
蒸发后干残渣（m/m）	≤0.002%

表 4.2-8 异辛醇规格表

指标名称	指标
色度（铂-钴色号）	≤10
密度（20℃），g/cm ³	0.831~0.833
2-乙基己醇量%（质量比值）	99.5
酸度（乙酸）%（质量比值）	0.01
羟基化合物（以 2-乙基己醇量计）%	0.05
硫酸显示实验（Pt-Co）	25
水分含量%（质量比值）	0.1

表 4.2-9 液碱规格表（GB209-2006）

指标名称	指标
氢氧化钠（以 NaOH 计）的质量分数	≥30.0%
碳酸钠（以 NaCO ₃ 计）的质量分数	≤0.1%
氯化钠（以 NaCl 计）的质量分数	≤0.005%
三氧化二铁（以 Fe ₂ O ₃ 计）的质量分数	≤0.0006%

4.2.4.2 产品方案及规格

本项目技改前后产品生产规模不变，为 5000t/a，产品方案见表 4.2-10，产品规格见表 4.2-11。

表 4.2-10 本项目产品方案

序号	产品	单位	年产量（t）		包装方式	规格	变化情况
			技改前	技改后			
1	盐酸羟胺	t/a	5000	5000	袋装，产品仓库	《工业盐酸羟胺》（HG/T3736-2013）中优等品指标	不变

表 4.2-11 盐酸羟胺规格表（HG/T3736-2013）

指标名称	指标
外观	白色细颗粒结晶
盐酸羟胺，ω/%，≥	99.0
硫酸盐（以 SO ₄ ²⁻ 计），ω/%≤	0.005
重金属（以 Pb 计），ω/%≤	0.0003
铁，ω/%，≤	0.0003
干燥减量，ω/%，≤	0.3

4.2.4.3 原辅材料及产品理化性质

本项目原辅材料、中间物料及产品理化性质见表 4.2-12。

表 4.2-12 原辅材料、中间物料及产品理化性质表

名称	分子式及分子量	理化性质	CAS 号	毒理毒性
氨	NH ₃ 17.03	无色有刺激性恶臭的气体，熔点-78℃（lit.），沸点-33.5℃，闪点 11.1℃，蒸汽压：560.62kPa/4.7℃，相对密度（水）：0.82，相对密度（空气）：0.6，易溶于水、乙醇、乙醚	7664-41-7	急性毒性：LD ₅₀ ：350mg/kg（大鼠经口）；LC ₅₀ ：1390mg/m ³ （大鼠吸入，4h）
27.5%双氧水	H ₂ O ₂ 34.01	水溶液为无色透明液体，溶于水、醇、乙醚，不溶于苯、石油醚。纯过氧化氢是淡蓝色的粘稠液体，熔点-0.43℃，沸点 150.2℃。	7722-84-1	LD ₅₀ ：4060mg/kg（大鼠绍皮）；LC ₅₀ ：2000mg/m ³ ，小时（大鼠吸入）

叔丁醇	C ₄ H ₁₀ O 74.12	无色结晶，易过冷，在少量水存在时则为液体。熔点 25.5℃，沸点 82.5℃，相对密度 0.7887（20/4℃），折射率 1.3878，闪点（闭杯）8.9℃，爆炸限（V/V）：2.3-8%。溶于乙醇、乙醚，与水能形成共沸混合物，含水量 21.76，共沸点 79.92℃。有似樟脑气味，有吸湿性。	75-65-0	急性毒性：LD ₅₀ ：3500 mg/kg（大鼠经口）
31% 盐酸	HCl 36.46	无色或微黄色发烟液体，有刺鼻的酸味。熔点（℃）：-114.8（纯），沸点（℃）：108.6（20%），相对密度（水=1）：1.20，相对蒸气密度（空气=1）：1.26，饱和蒸气压（kPa）：30.66（21℃），与水混溶，溶于碱液。	7647-01-0	无资料
丁酮	C ₄ H ₈ O 72.11	无色易燃液体，有丙酮的气味。熔点-85.9℃，沸点 79.6℃，相对密度（水=1）0.81；相对密度（空气=1）2.42，蒸气压：9.49kPa/20℃，闪点：-9℃。溶于水、乙醇、乙醚，可混溶于油类	78-93-3	LD ₅₀ ：3400mg/kg（大鼠经口）；6480mg/kg（兔经皮）；LC ₅₀ ：23520mg/m ³ ，8 小时（大鼠吸入）
异辛醇	C ₈ H ₁₈ O 130.23	无色澄清、有特殊气味的可燃性液体，熔点-76℃，沸点 185-189℃，相对密度（水=1）0.83，闪点：77℃。可与多数有机溶剂互溶	/	LD ₅₀ ：2049mg/kg（大鼠经口）；1970mg/kg（兔经皮）
丁酮肟	C ₄ H ₉ NO 87.12	本品为无色油状透明液体，溶于 10 份水中，溶于乙醇、醚、松香水、甲醇等有机溶剂。与金属离子有较强的络合作用，易挥发，与盐酸、硫酸能反应，并放出丁酮，沸点 152-153℃（101 kPa），59-60℃（2kPa）	96-29-7	无资料
液碱	NaOH 40	无色液体，熔点 318.4℃，沸点 1390℃，相对密度（水=1）2.21，饱和蒸气压 0.13kPa，易溶于水、乙醇、甘油，不溶于丙酮	1310-73-2	无资料
盐酸羟胺	HONH ₂ HCl 69.49	白色晶体，易潮解。熔点 151℃，相对密度（水=1）1.67，易溶于水，溶于醇、甘油，不溶于冷水、醚	/	无资料

4.2.5 能源消耗

本项目主要能源及资源消耗见表 4.2-13。

表 4.2-2 主要能源、资源消耗指标

名称	单位	用量		来源	变化情况
		技改前	技改后		
新鲜水	m ³ /h	11.642	10.676	厂内现有生产用水管网	-0.966
循环水	m ³ /h	1182	985	现有 4×3000m ³ /h 循环水站	-197
纯水	t/h	2.5	0.377	现有 180m ³ /h 纯水站	-2.123
蒸汽	t/h	5.65	2.69	厂区蒸汽管网	-2.96
氮气	Nm ³ /h	100	100	现有厂区空压制氮站	0
仪表空气	Nm ³ /h	40	40	现有厂区空压制氮站	0
电	万 kWh/a	4200	3600	厂区现有供电设施	-600

4.2.6 平面布置

本项目主要针对脞水解单元进行技术改造，位于现有厂区盐酸羟胺（一期）装置区内，在厂区内位置见图 4.2-1。

本项目技改完成后，项目区分为三部分，北部为配电室、产品仓库，中部为氨脞化单元和脞水解单元，南部为储罐区。

本项目装置位于厂址中部，生活区的东南角，不位于当地主导风向的下风向（主导风向为东北风）。因此本项目平面布置较为合理。

本项目技改后平面布置见图 4.2-2。

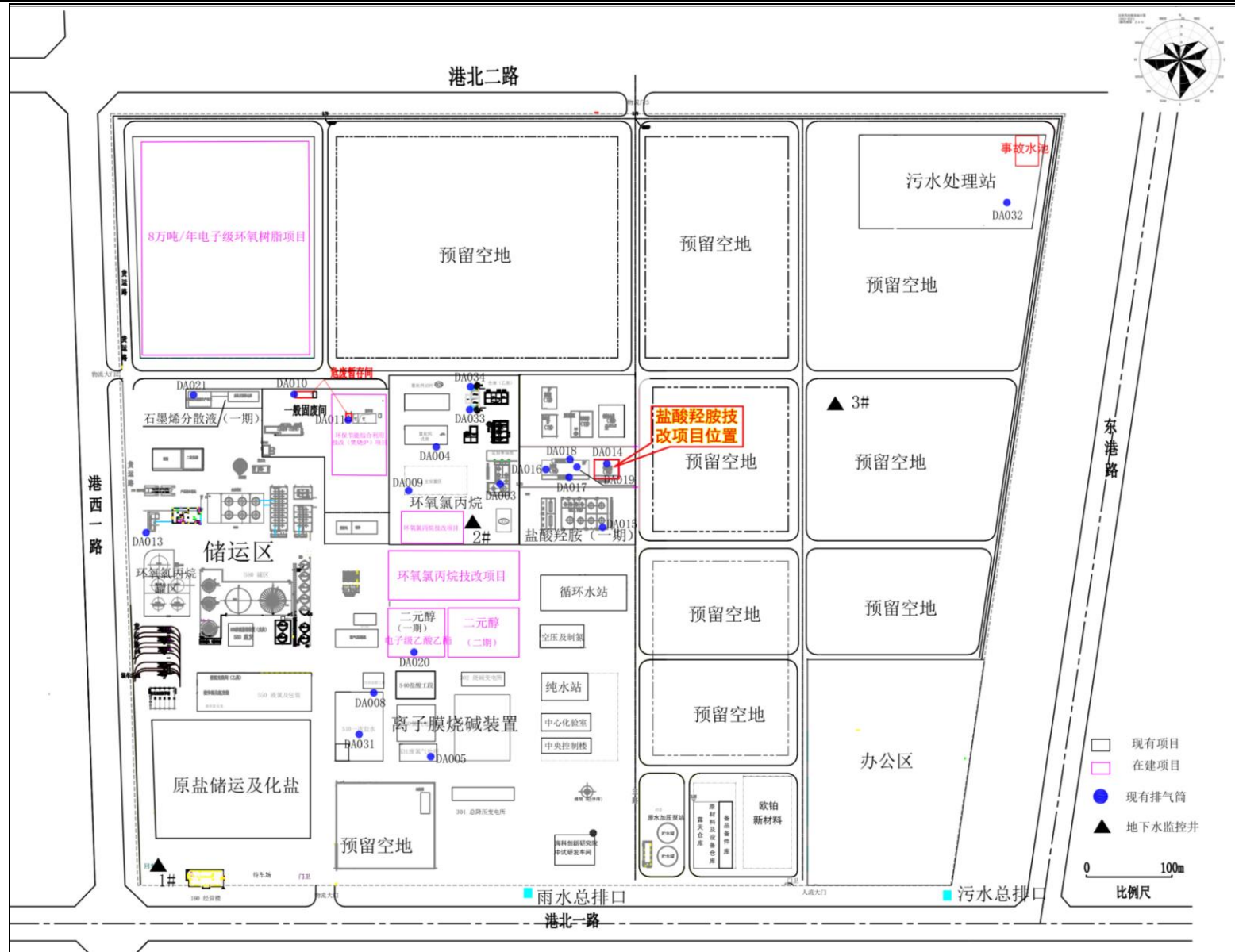


图 4.2-1 技改项目在厂区总平面位置图

图 4.2-1 本项目技改后平面布置图

4.3 污染因素分析

4.3.1 施工工程量

本项目施工期主要为本次技改项目的施工建设，包括装置区设备、管线等配套设施的安装。

4.3.1.1 施工工艺及过程

（1）场地及地基处理

为满足本项目工程的需求，本项目需要拆除现有盐酸羟胺项目部分设备，然后再进行场地平整，基坑开挖，土料存放，基础砼浇筑，土方回填，地面压实，进料、输送等。

根据项目区工程地质确定建（构）筑物地基方案：对荷载不大，对沉降量及沉降差要求一般的建（构）筑物，当需要大面积处理时，采用 CFG 桩复合地基、小截面钢筋混凝土方桩复合地基、深层搅拌桩等方案；对上部结构荷载较大，对沉降量及沉降差要求严格的建（构）筑物，采用桩基础，桩型可采用摩擦端承桩、预制混凝土方桩、高强度预应力管桩和钻孔灌注桩等。

（2）土建及安装施工

地面建筑、机电安装工程施工作业量相对较大，采取联合作业，交叉施工。包括打桩、土木、地下管道、机械设备安装调试、钢结构安装、管道安装、焊接、电气安装调试、仪表安装调试等。

该阶段施工过程中，要动用运输设备，进行大量钢筋、混凝土、设备、管道等的运输；动用大型吊装设备，进行设备和管道等的吊装；进行管道及设备的焊接安装等等。该阶段是厂区施工阶段中，动用人力和设备最多的阶段。

4.3.1.2 设备拆除过程中污染因素分析

（1）废气

① 设备拆除过程中废气

设备停用之前，将设备中的物料清理干净，采用氮气吹扫，吹扫废气送环保设施处理。

② 拆除过程烟粉尘

设备拆除一般使用火焰切割，拆除过程会产生大量烟粉尘。

③作业

拆除过程需要使用载重机、吊车、运输车辆等施工机械设备，排放的主要污染物有 CO、烃类、NO_x、颗粒物和 SO₂ 等。

(2) 废水

①清洗废水

设备内部清洗废水送污水站进行处理。

(3) 固体废物

① 废润滑油

拆除装置部分泵的废润滑油，属于危险废物，需委托有相应资质单位处理处置。

②拆除废物

拆除废物包括装置的管材、废保温棉等，其中装置的设备、管材等，能够再利用的，可以外售或集团公司内部调用；无法再利用的，暂存在一般固体废物堆场，委托处置；废保温棉，暂存在一般固体废物堆场，委托处置；

(4) 噪声

装置设备拆除过程中，切割等过程，会产生较大噪声。

4.3.1.3 施工过程产污环节分析

(1) 废气

①扬尘

车辆往来运输和人员活动等不可避免要产生扬尘。厂区场地平整土石方工程会造成土壤松动，在外力作用下易产生扬尘；土石方、建筑材料的装卸过程与运输过程产生扬尘，以及施工机械往来过程产生道路扬尘；施工场地地表裸露，起风后产生的二次扬尘。

②作业机械废气

施工机械主要有载重机、柴油动力机械以及运输车辆等施工机械设备，排放污染物主要有 CO、NO_x、VOCs。

③焊接烟尘

本项目在设备安装、管道连接等均使用焊接，在焊接过程中将有一部分焊接烟尘产生。焊接烟气成分大致分为尘粒和的烟气两类。其中烟气成份主要为 CO、CO₂、O₃、NO_x、CH₄ 等。焊接过程对环境影响较大的主要是焊接烟尘。

④刷漆等过程溶剂使用

装置设备安装刷漆及防腐等过程需使用溶剂类涂料，在使用过程中会向周围环境空气逸散挥发性有机物。

（2）废水

项目施工过程中人员会产生一定量的生活污水、施工废水及管道清洗试压废水，若管理和处置不善将造成一定的环境污染。

①施工生活废水

施工期的不同阶段施工场地的施工人员数量有一定的不确定性，以平均每天在施工现场的施工人员厂区 100 人计，夏季施工期生活废水产生量约 10m³/d，冬季施工期生活废水产生量约 7.5m³/d，其中主要污染物为 COD 300mg/L、BOD₅ 200mg/L、氨氮 15 mg/L，依托现有工程的生活污水管网排入现有工程污水处理站处理。

②施工废水

施工期废水主要有混凝土的养护废水、管道清洗试压废水，废水用水量较小，经沉淀后回用。

（3）噪声

在厂地平整、设备运输、设备安装、设备及管道焊接、敷设等施工过程中，因使用各种机械设备和车辆而产生噪声污染，其排放强度根据装卸、运输的车辆和工具的型号不同有所不同，一般约 85~110dB（A），具有间断性和暂时性。

（4）固体废物

项目施工过程中产生的施工垃圾主要是废建筑材料、废包装物、边角料、焊头等金属类废弃物，不属于有毒、有害类垃圾。在施工现场不得随意丢弃，集中收集后进行回收利用。废油漆、防腐涂料桶属于危险废物，需外委有资质的单位进行处置，不得随意堆放。

4.3.2 主体工程污染因素分析

4.3.2.1 工艺原理

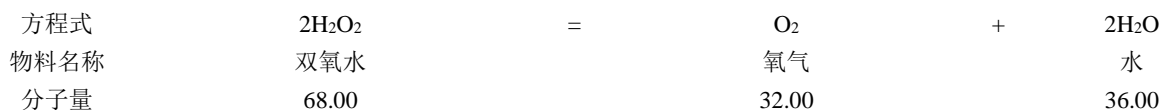
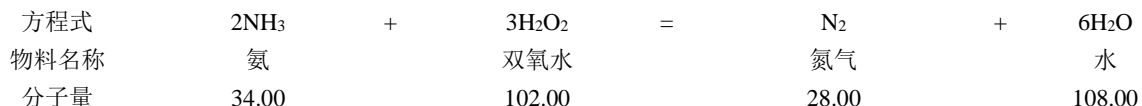
本项目采用北京化工大学提供的“氨肟化—肟水解”联合工艺制备盐酸羟胺，氨肟化原料为丁酮，而肟水解反应可副产丁酮，该工艺将氨肟化制备丁酮肟工艺与肟水解制备盐酸羟胺联通后，有效提高了工艺整体的原料利用率。

（1）氨肟化单元（进行氨肟化反应）

①丁酮、氨、双氧水反应，生成丁酮肟、水（氨反应率≥98.1%，丁酮反应率≥99.92%，丁酮肟收率约为 98.5%）

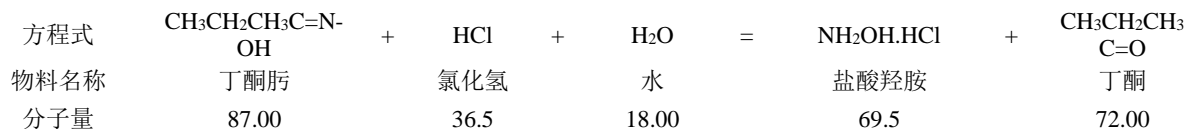


②未反应完全的氨与双氧水反应，生成氮气和水，双氧水分解为氧气和水。

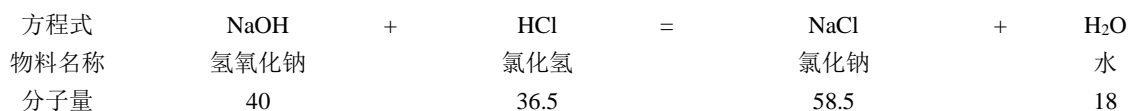


(2) 肟水解单元（进行肟水解反应）

①丁酮肟、盐酸、水反应，生成盐酸羟胺和丁酮，丁酮肟有效转化率≥98.7%，盐酸羟胺收率约为 98.7%。



②30%碱液用来中和肟水解反应塔塔顶冷凝液中的氯化氢。



4.3.2.2 工艺技改内容分析

本项目主要对肟水解单元生产装置进行技术改造，技改前肟水解单元原料采用氨肟化单元生产的丁酮肟、现有工程生产的氯化氢气体和水，技改后肟水解单元原料采用采用氨肟化单元生产的丁酮肟、现有工程生产的 31% 盐酸和水。氨肟化单元生产工艺不变。

本项目技改前与技改后工艺流程对比见表 4.3-1。

表 4.3-1 技改前后生产工序对比一览表

装置/单元	技改前生产工序	技改后生产工序	变化情况
氨肟化单元	氨肟化反应、	氨肟化反应、	未变化
	叔丁醇回收	叔丁醇回收	未变化
	萃取单元	萃取单元	未变化
	氨肟化精馏	氨肟化精馏	未变化

脞水解单元	氯化氢吸收	/	删减工序
	/	反应液配置	新增工序
	脞水解反应	脞水解反应	未变化
	提浓塔浓缩	/	删减工序
	/	母液浓缩塔	增加工序
	二级结晶	二级结晶+结晶釜	新增结晶釜
	离心机	离心机	更换离心机
	盘式干燥机干燥	流化床干燥	干燥方式变化
	产品包装	产品包装	未变化
	/	丁酮中和、丁酮精馏、废水汽提	新增工序

4.3.2.3 工艺流程简述

(1) 氨脞化单元

①氨脞化反应

99.5%液氨由储罐送入液氨汽化器，汽化后的液氨、双氧水（27.5%）、丁酮（99.5%）、脞水解单元回收的丁酮溶液、叔丁醇（99%）进入氨脞化反应器进行反应。氨脞化温度控制在 80~90℃，压力控制在 0.3MPa，反应时间约 1 小时，该反应产物为丁酮脞，反应过程中产生少量尾气（G1）（含少量丁酮、叔丁醇、氨等），尾气进入冷凝器冷凝，再进尾气吸收塔进行吸收，处理后的尾气经排气筒排放，尾气吸收液返回至氨脞化反应器内。

在反应过程中将催化剂定期地加入到氨脞化反应器内，从氨脞化反应器排出的含有废催化剂的浆料进过滤器进行过滤，过滤后满足反应要求的催化剂重新投入到溶解槽，不满足反应要求的催化剂（S1）属于危废，委托有资质单位处置。过滤液经泵送至叔丁醇回收装置。

②叔丁醇回收

过滤液进入回收塔，利用蒸汽将低沸点的丁酮、叔丁醇从塔顶蒸出，经冷凝后返回氨脞化反应器，未被冷凝的尾气与氨脞化尾气混合后进入尾气吸收塔进行吸收，处理后的尾气经排气筒排放（G2）。塔釜得到丁酮脞和水进入萃取单元。

③萃取单元

来自叔丁醇回收塔的物料进入 1#萃取塔利用异辛醇进行萃取，上层的油相进入水洗塔进行水洗，水相进入 2#萃取塔进行 2 次萃取，萃取后的油相返回 1#萃取塔，水相进入汽提塔去除其中的氨，汽提塔塔顶尾气（主要是氨）经冷凝后返回脞化反应器，

不凝气与氨肟化尾气混合后进入尾气吸收塔进行吸收，处理后的尾气经排气筒排放（G3），汽提塔排放部分的废水（W1）。

④氨肟化精馏

1#萃取塔送出的油相进入水洗塔进行水洗，水洗后的物料主要为丁酮肟、异辛醇和少量的水，送至 1#精馏塔，热源为蒸汽，塔釜得到的丁酮肟和异辛醇送至 2#精馏塔，塔顶的丁酮肟经冷凝后返回至 1#精馏塔，不凝气进入尾气吸收塔进行吸收，处理后的尾气经排气筒排放（G4）。

2#精馏塔塔釜得到的高浓度异辛醇返回萃取塔，循环使用的异辛醇小流量排放（S2）保障异辛醇质量，塔顶的丁酮肟经冷凝后返回 1#精馏塔，不凝气与 1#精馏塔冷凝后的不凝气混合后进入尾气吸收塔进行吸收，处理后的尾气经排气筒排放（G5）。

1#精馏塔塔顶的丁酮肟和水经冷凝器冷凝后进入 3#精馏塔进行浓缩，塔顶的水蒸气一部分用于汽提塔热源，另一部分冷凝后补水至水洗塔，不凝气与 1#精馏塔冷凝后的不凝气混合后进入尾气吸收塔进行吸收，处理后的尾气经排气筒排放（G6），3#精馏塔塔釜得到的丁酮肟送至肟水解单元。

氨肟化产品收率 98%。

（2）肟水解单元

①反应液配置

来自氨肟化单元的丁酮肟、管道送来的 31% 盐酸溶液、纯水溶液与离心后的母液、尾气吸收塔废水在静态管道混合器进行混合，混合比例（质量比）约为 1: 1.16: 0.33，混合液混合后经管道送入反应液配置釜（常温常压釜），通过配置釜釜底泵打循环，使溶液混合均匀。混合后取样分析肟酸摩尔比例达到 1:1 时，混合液经泵送至反应液缓存罐暂存。

此工序产生配置釜废气 G7 和噪声污染。

（2）肟水解反应工序

上述配置合格的反应液经泵送入肟水解反应塔，进行水解反应，水解反应温度控制在 80℃，反应压力为-80kPa，反应时间约 1 小时，反应生成盐酸羟胺、丁酮溶液，反应釜用热由厂区供热管网提供，压力由真空机组控制。

水解反应釜塔顶物料主要成分为丁酮、水及少量的丁酮肟气体，经三级冷凝（一级水冷+二级深冷）后，冷凝液流至反应精馏塔回流罐，通过回流泵输送至丁酮中和及丁酮精馏工序，进行丁酮中和、丁酮精馏处理，得到高浓度丁酮输送至罐区，供氨肟

化反应单元使用。不凝气主要丁酮肟、丁酮、氯化氢、水，进入尾气吸收塔进行吸收，处理后的尾气经排气筒排放。

塔釜物料主要组分为盐酸羟胺、水、少量的丁酮、盐酸、丁酮肟，通过塔底出料泵输送至结晶工序。

此工序产生不凝气 G8 和噪声污染。

（3）结晶工序

塔底物料输送至预结晶缓存釜后，降温后自流至预结晶釜，通过泵循环降温至 25~30℃ 后，经出料泵输送至一级结晶器，再经过冷冻盐水（-10℃）循环降温结晶后，经一级结晶器出料泵输送至二级结晶器继续长晶，再经过冷冻盐水（-15℃）循环降温结晶后，通过二级结晶器出料泵输送至结晶缓存罐。

该工序结晶工序均为密闭设备，且结晶温度较低，因此无废气产生。

此工序产生噪声污染。

（4）离心洗涤工序

结晶缓存罐内结晶物料通过自流，进入高速旋转的密闭离心机内，进行固液分离。分离出来的母液自流至离心母液釜内，经母液釜输送至反应液配置工序、肟水解反应工序和母液浓缩釜使用。

来自干燥工序水幕除尘尾气吸收塔的盐酸羟胺溶液，送至洗涤液釜，经泵输送至离心机，对离心机内的离心分离的盐酸羟胺晶体进行清洗洗涤，除去晶体中携带的少量杂质（少量氯化氢、丁酮、丁酮肟）。

洗涤完成后进行离心，洗涤液送入母液釜，离心机内洗涤后的盐酸羟胺晶体通过离心机刮刀卸料，送入干燥工序。

母液釜母液循环使用一定时间后，需要定期排放少量母液，以保证整个系统反应效率和产品质量。项目离心工序离心机及附属设备均采用密闭式设备，因此该工序无废气产生。

此工序产生废母液 S3 和噪声污染。

（6）母液浓缩工序

母液釜内的离心母液通过母液输送泵输送至母液提浓塔和水解反塔内。

母液提浓塔温度控制在 70-90℃，压力控制在 -60—-90kPa，顶部气相包括丁酮肟、丁酮、水及少量氯化氢，经冷凝后，冷凝物料进入母液提浓塔回流罐，经泵输送至丁酮中和釜内处理。

母液提浓塔底部盐酸羟胺浓度控制在 50%，合格后通过釜底输送泵输送至结晶釜内，通过冷冻水降温，物料在结晶釜内结晶。结晶后的物料通过自流至结晶缓存罐内，进入离心机进行离心洗涤。

分离出来的母液自流至离心母液釜内，经母液输送泵输送至反应液配置工序、反应精馏工序、母液提浓工序循环使用。

此工序产生母液浓缩釜不凝气 G11 和噪声污染。

（7）产品干燥、包装

离心后的盐酸羟胺固体，经重力由密闭管道由上往下送至流化床干燥器进行干燥，热源为蒸汽，通过蒸汽给空气加热，形成热空气，对流化床内的物料进行干燥处理，干燥后的产品进入全自动包装设备进行包装，包装后的盐酸羟胺送入产品仓库。

此工序产生干燥废气 G9、包装粉尘 G10 和噪声污染，包装粉尘经除尘后经排气筒排放。干燥废气采用水幕除尘进行水喷淋吸收收集，收集的吸收水，回收至母液釜进行再利用，尾气经排气筒排放。

（8）丁酮中和精馏及废水汽提工序

来自反应精馏塔回流罐的物料通过回流泵输送至丁酮中和釜内，30%碱液输送至丁酮中和釜内，进行酸碱中和，控制 pH 值 7-9，pH 合格的物料输送至丁酮萃取塔内，进行油水分离。顶部油相，通过管线溢流至丁酮精馏塔的进料罐，底部水相物料通过 U 型管道溢流至水相进料罐。

丁酮精馏进料罐的低浓度丁酮，通过泵输送至丁酮精馏塔进行精馏，精馏塔控制温度 90-105℃、常压，塔顶气相物料经冷凝后，流至丁酮精馏回流罐内，得到高浓度丁酮，经回流泵一部分送至回收丁酮储罐作为氨脲化的原料循环使用，一部分进行回流。精馏塔塔底物料为水、少量的丁酮、丁酮肟，通过塔底出料泵输送至水相进料罐。

来自水相进料罐的水相物料输送至水解汽提塔，塔内温度 $\leq 100^{\circ}\text{C}$ 、常压，塔顶气相经冷凝后，送入回流罐，回流罐冷凝液经泵送入脲化回收罐，塔底废水排放。

此工序产生丁酮精馏塔不凝气 G12、水解汽提塔不凝气 G13、汽提塔废水 W2 和噪声污染。

本项目各反应釜需要负压由配套的真空泵机组提供，真空泵采用水环式真空泵，真空泵废气送至在建焚烧炉，真空泵废水返回脲水解反应液配置工序。

本项目技改后工艺流程及产污环节见下图 4.2-1。

4.3.2.4 产排污环节分析

本项目技改后主要产排污环节及处理措施见表 4.3-1，技改前后产污环节及治理措施变化情况见表 4.3-2。

表 4.3-1 本项目主要产排污环节及处理措施

类别	产生环节		编号	主要污染物	处理措施	备注
废气	氨脞化单元	氨脞化反应不凝气	G1	氨、叔丁醇、丁酮、异辛醇	冷凝+尾气吸收塔+	在建焚烧炉+35m 排气筒
		叔丁醇回收不凝气	G2	叔丁醇、丁酮、氨		
		汽提塔不凝气	G3	叔丁醇、氨		
		1#精馏塔不凝气	G4	丁酮脞、异辛醇	冷凝+尾气吸收塔+	
		2#精馏塔不凝气	G5	丁酮脞、异辛醇		
		3#精馏塔不凝气	G6	丁酮脞、异辛醇		
	脞水解单元	反应配置釜废气	G7	氯化氢	尾气吸收塔+	在建焚烧炉+35m 排气筒
		水解反应釜不凝气	G10	丁酮脞、丁酮、氯化氢	冷凝+尾气吸收塔+	
		母液浓缩塔不凝气	G11	丁酮脞、丁酮、氯化氢		
		丁酮精馏塔不凝气	G12	丁酮脞、丁酮		
		水解汽提塔不凝气	G13	丁酮脞、丁酮		
		干燥废气	G8	盐酸羟胺、丁酮脞、丁酮、氯化氢	水幕除尘器吸收塔+29m 排气筒	
		包装废气	G9	粉尘	布袋除尘器+29m 排气筒	
	装置无组织排放		G14	VOCs、丁酮、叔丁醇、异辛醇等	实施 LDAR	
废水	氨脞化单元	汽提塔废水	W1	COD、丁酮、叔丁醇、异辛醇、丁酮脞	送污水处理站处理	
	脞水解单元	水解汽提塔废水	W2	COD、丁酮、氯化钠、丁酮脞		
固废	氨脞化单元	废催化剂	S1	催化剂、水、叔丁醇、丁酮、丁酮脞	委托有相应资质单位处理	
		废萃取剂	S2	异辛醇、丁酮脞、水		
	脞水解单元	废母液	S3	丁酮脞、水、丁酮、盐酸羟胺、氯化氢		

表 4.3-2 技改前后产排污环节及处理措施变化情况一览表

类别	装置/单元	技改前		技改后		变化情况	
		产生环节	处理措施	产生环节	处理措施		
废气	氨脞化单元	氨脞化反应不凝气	冷凝+尾气吸收塔+25m 排气筒	氨脞化反应不凝气	冷凝+尾气吸收塔+	在建焚烧炉+35m 排气筒	废气治理设施变化
		叔丁醇回收不凝气		叔丁醇回收不凝气			
		汽提塔不凝气		汽提塔不凝气			
		1#精馏塔不凝气	冷凝+尾气吸收塔+25m 排气筒	1#精馏塔不凝气	冷凝+尾气吸收塔+		
		2#精馏塔不凝气		2#精馏塔不凝气			
		3#精馏塔不凝气		3#精馏塔不凝气			
	脞水解单元	氯化氢吸收尾气吸收塔	尾气吸收塔+25m 排气筒	反应配置釜废气	尾气吸收塔+		
		脞水解反应尾气吸收塔	冷凝+尾气吸收塔+25m 排气筒	水解反应釜不凝气	冷凝+尾气吸收塔+		
		提浓塔不凝气		母液浓缩塔不凝气			
		/		丁酮精馏塔不凝气			
/		水解汽提塔不凝气					
干燥、包装废气	滤芯除尘器+尾气吸收塔+29m 排气筒	干燥废气	水幕除尘器吸收塔+29m 排气筒	干燥废气治理设施改为水幕除尘器吸收塔、包装废气采用布袋除尘器处理			
装置无组织排放		实施 LDAR	装置无组织排放	实施 LDAR	未变化		
废水	氨脞化单元	汽提塔废水	送污水处理站处理	汽提塔废水	送污水处理站处理	脞水解单元废水产生环节发生变化，治理设施不变	
	脞水解单元	中和过滤装置废水		水解汽提塔废水			
固废	氨脞化单元	废催化剂	委托有相应资质单位处理	废催化剂	委托有相应资质单位处理	无变化	
		废萃取剂	委托有相应资质单位处理	废萃取剂	送在建焚烧炉处理	处置方式变化	
	脞水解单元	废母液	委托有相应资质单位处理	废母液			
		干燥蒸发残渣	回用于脞水解反应工序	/	/	技改后不产生蒸发残渣	

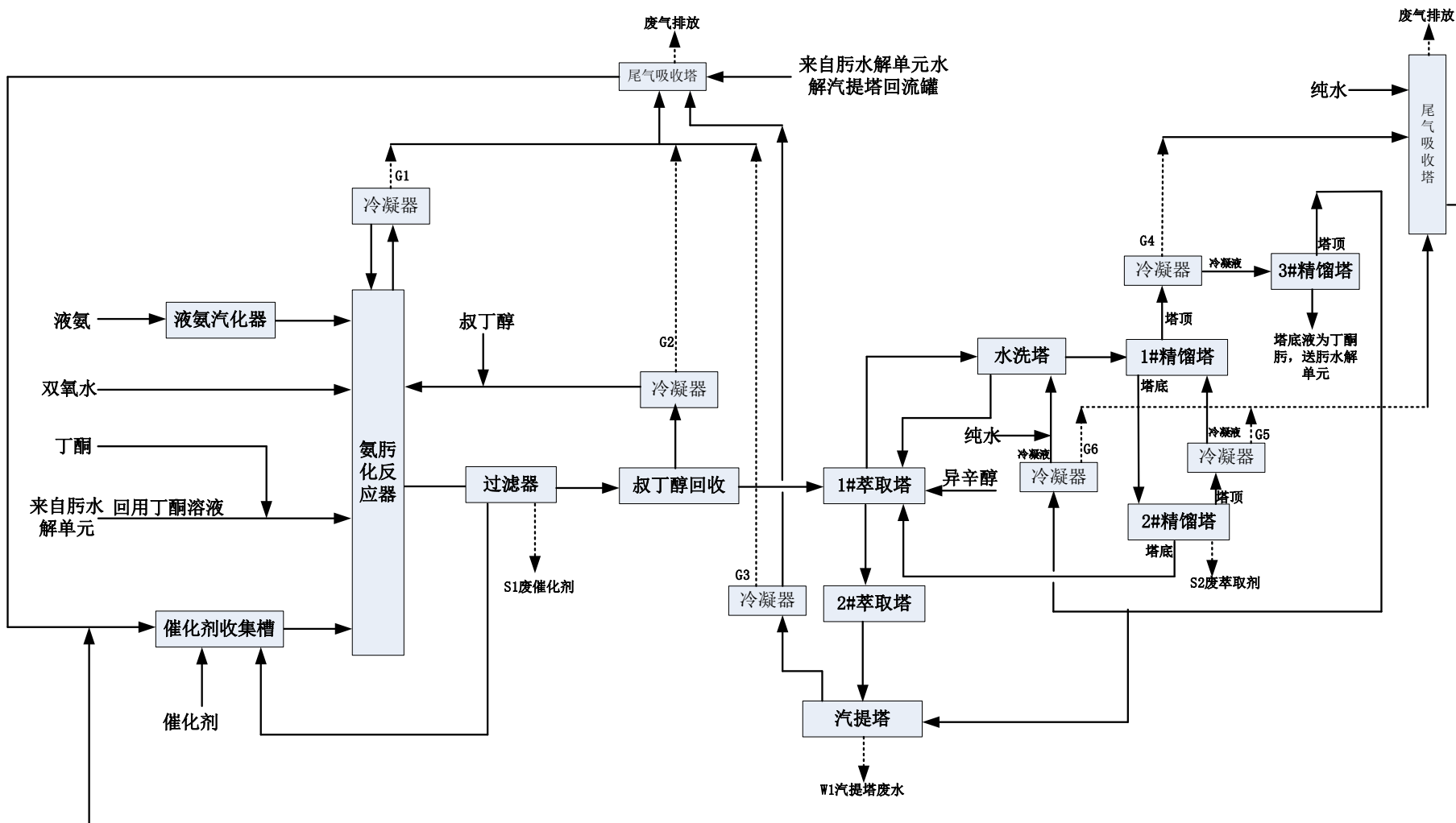


图 4.3-1a 氨肟化单元工艺流程及产污环节图

4.3.3 公用及辅助工程污染因素分析

4.3.3.1 给水

本次技改完成后，5000 吨/年盐酸羟胺装置用水主要包括职工生活用水、循环冷却系统补水、纯水站用水以及工艺用水。

（1）职工生活用水

本次技改完成后，不新增劳动定员，为技改前劳动定员 50 人，用水定额为 40L/d 计算，则技改后项目职工生活用水量约为 $2\text{m}^3/\text{d}$ （ $666.7\text{m}^3/\text{a}$ ），水源为新鲜水。

（2）循环冷却系统补水

本厂区循环水补水来自新鲜水，由东营港供水公司提供，供水管网主管为 DN300，压力 0.3MPa，本次技改完成后，装置循环水用量约为 $985\text{m}^3/\text{h}$ ，补水量约为 $15\text{m}^3/\text{h}$ （ $120000\text{m}^3/\text{h}$ ）。

（3）纯水站用水

本项目技改完成后，氨肟化单元水洗塔用水及尾气吸收塔用水、肟水解单元工艺用水、尾气吸收塔用水及水幕除尘尾气吸收塔用水均采用纯水，根据物料平衡，纯水合计用量为 $3018.924\text{m}^3/\text{a}$ （ $0.377\text{m}^3/\text{h}$ ），现有工程纯水站纯水制备效率约为 80%，则本项目技改完成后，纯水站一次水用量约为 $3773.655\text{m}^3/\text{a}$ （ $0.472\text{m}^3/\text{h}$ ）。

本项目技改完成后水平衡见图 4.4-7。

4.3.3.2 排水

厂区采用雨污分流。排水系统分为生活污水排水、生产废水排水、雨水和清净下水三个系统。

（1）生活及生废水产系统排水

本项目生产废水包括工艺废水、循环冷却排污水及纯水站废水，生产废水和生活污水收集至厂区东北侧的污水处理站，经“预处理+A/A/O”处理后达到与康达（东营）水务有限公司协议标准，并满足《污水排入城镇下水道水质标准》（GB/T 31962-2015）表 1 中 B 等级标准（其中 $\text{COD}_{\text{Cr}} \leq 500\text{mg/L}$ 、氨氮 $\leq 45\text{mg/L}$ ）后排入康达（东营）水务有限公司处理。

（2）雨水排水系统

雨水排水系统主要接纳未受污染的雨水排水等清净下水，初期雨水由事故水池接收；未受污染的雨水通过雨水管网经市政雨水管网收集后排入河流。

（3）事故水池

现有厂区在污水处理站东侧建有 4000m³ 事故水池，可以满足初期雨水和事故状况下废水的收集要求。

4.3.3.3 供电

本项目用电依托现有厂区供电系统，技改完成后年耗电量 3600 万 kWh。

4.3.3.4 供热

本项目用热由现有工程供热系统提供，技改完成后，0.2~0.8MPa 饱和蒸汽用量约为 21500t/a（2.69t/h）。

4.3.3.5 压缩空气、氮气

本项目供压缩空气、氮气均由赫邦公司现有空压机组提供，厂区现有空压机组五套（包括一组风冷空压机），为 3 台螺杆压缩机和 1 台风冷空气压缩机和 1 台离心式空压机，气量约 62.6Nm³/min（螺杆空压机）、12.5Nm³/min（风冷空压机）和 120Nm³/min（离心式空压机），仪表空气产量 195.1Nm³/min（11706Nm³/h）。现有空压制氮站氮气采用变压吸附制氮方式，共 4 台，其中 3 台的产气能力 400Nm³/h，另 1 台产气能力 800 Nm³/h

本项目技改后，仪表空气用量约为 40m³/h，氮气用量约为 100m³/h（主要用于装置置换、储罐氮封），全部来自现有厂区供气系统。

4.3.3.6 制冷

本项目制冷由低温盐水制冷机组提供，采用水冷 1 台螺杆式氟里昂机组及离心式冷冻水泵 1 台，制冷量为 120 万 kcal/h，用于脱水单元结晶工序及各塔冷凝工序。

4.3.3.7 公用工程消耗及变化情况分析

本项目技改前后公用工程用量变化情况见表 4.3-3。

表 4.3-3 公用工程依托可行性分析

公用工程	规模	现有工程用量	余量	技改前用量	技改后用量	变化量
新鲜水（m ³ /h）	/	/	/	11.642	10.676	-0.966
循环水站（m ³ /h）	12000	8867	3133	1182	985	-197
纯水站（t/h）	180	64.21	115.8	2.5	0.453	-2.047
蒸汽（t/h）	107.95	30.67	77.56	5.65	2.69	-2.96
供电（万 kWh/a）	/	/	/	4200	3600	-600
供风（Nm ³ /h）	11706	9000	2706	40	40	0

氮气 (Nm ³ /h)	2000	1400	600	100	100	0
-------------------------	------	------	-----	-----	-----	---

由上表可知，本项目技改完成，新鲜水、循环水、纯水、蒸汽、用电量均减少，因此现有工程公用工程可满足本项目用量需求。

4.3.3.8公用工程产污环节分析

本项目公用工程产污因素主要包括：

废气：循环水冷却过程释放的 VOCs G15。

废水：循环冷却排污水 W3、纯水站排水 W4、生活污水 W5。

固废：本项目公用工程运行过程中不产生固体废物。

噪声：各机泵等。

4.3.4 储运工程污染因素分析

4.3.4.1运输系统

(1) 厂内运输

本项目厂内运输均采用管线输送。

(2) 本项目实施后，相关物料运输量情况

本项目技改后，相关物料运输量情况见表 4.3-4。

表 4.3-4 本项目物料运输量情况一览表

序号	货物名称	运入输量 (t/a)	运出量 (t/a)	货物 形态	包装及运输 方式
1	液氨	1254.4	/	液态	槽车、储罐
2	双氧水	9449.23	/	液态	槽车、储罐
3	叔丁醇	30.81	/	液态	槽车、储罐
4	丁酮	28.13	/	液态	槽车、储罐
5	异辛醇	56.67	/	液态	槽车、储罐
6	催化剂	1	/	液态	槽车、桶装
7	促进剂	0.05	/	液态	槽车、桶装
8	盐酸羟胺产品	/	5000	固态	汽车、袋装
9	合计	10820.29	5000		

(3) 装卸车设施

本次技改后，项目装卸车设施不变，装卸站设置在储罐西侧，共有 8 个车位，8 套鹤管，装卸车采用万向节鹤管装卸车。

4.3.4.2储存系统

(1) 储罐

本项目技改后，储存系统见表 4.3-5。

表 4.3-5 本项目储存系统一览表

储罐名称	储罐规格 (m)		单罐容积 (m ³)	储罐个数 (个)	总容积 (m ³)	储罐类型	储存介质	年周转量 (t)	防火提参数 (m)		
	内径	高							长	宽	高
液氨储罐	3.61	12	120	2 (1用1备)	240	压力卧式罐	液氨	1254.4	18	10	0.6
双氧水储罐	6.55	6.55	200	2	400	固定顶罐	双氧水	9449.23	18	13	1.2
丁酮肟储罐	6.55	6.55	200	2	400	固定顶罐	丁酮肟	7248.02	18	13	1.2
回收丁酮储罐	6.55	6.55	200	1	200	内浮顶罐	回收丁酮	6046.905	25	14.8	1.2
丁酮储罐	7.55	7.5	300	1	300	内浮顶罐	丁酮	28.13	25	13.7	1.2
叔丁醇储罐	3.2	4.8	50	1	50	固定顶罐	叔丁醇	30.81	11	7.8	1.2
回收叔丁醇储罐	3.2	4.8	50	1	50	固定顶罐	回收叔丁醇	10301.367	11	5.9	1.2
异辛醇储罐	3.2	4.8	50	1	50	固定顶罐	异辛醇	56.7	11	8.3	1.2

(2) 仓库

本次技改后，产品盐酸羟胺储存位置未发生变化，储存于 1 座产品仓库内。

(3) 储存系统变化情况

本项目技改前后，储存系统变化情况见表 4.3-6。

表 4.3-6 本项目储存系统一览表

名称	技改前			技改后			变化情况
	储罐个数 (个)	总容积 (m ³)	储罐类型	储罐个数 (个)	总容积 (m ³)	储罐类型	
液氨储罐	2 (1用1备)	160	压力卧式罐	2 (1用1备)	240	压力卧式罐	液氨储罐容积变大
双氧水储罐	2	400	固定顶罐	2	400	固定顶罐	无变化
丁酮肟储罐	2	400	内浮顶罐	2	400	固定顶罐	储罐类型变化
回收丁酮储罐	1	800	内浮顶罐	1	200	内浮顶罐	储罐容积变小
丁酮储罐	1	300	内浮顶罐	1	300	内浮顶罐	无变化
叔丁醇储罐	1	50	固定顶罐	1	50	固定顶罐	无变化
回收叔丁醇储罐	1	50	固定顶罐	1	50	固定顶罐	无变化
异辛醇储罐	1	50	固定顶罐	1	50	固定顶罐	无变化
盐酸羟胺	1 座产品仓库			1 座产品仓库			无变化

4.3.4.3 储运系统产排污环节分析

废气：罐区储罐损耗废气 G16。

废水：储运系统不产生废水。

固废：废活性炭 S4。

噪声：各机泵等。

本项目技改前后，储运系统产污环节及治理措施变化情况见表 4.3-7。

表 4.3-7 技改前后产排污环节及处理措施变化情况一览表

类别	装置/单元	技改前		技改后		变化情况
		产生环节	处理措施	产生环节	处理措施	
废气	储罐区	储罐损耗废气	活性炭吸附+15m 排气筒	储罐损耗废气	活性炭吸附+ 在建焚烧炉+35m 排气筒	废气治理设施变化
固废	储罐区	废活性炭	委托有相应资质单位处理	废活性炭	委托有相应资质单位处理	无变化

4.3.5 环保工程

4.3.5.1 废气

本项目技改完成后，废气采取的措施及排放情况见表 4.3-8。

表 4.3-8 本项目废气治理措施及排放情况一览表

装置/单元	废气编号	废气种类	污染物种类	治理措施	排气筒高度 (m)	排气筒出口内径 (m)	排气温度 (°C)	备注
氨肟化单元	G1	氨肟化反应尾气	氨、叔丁醇、丁酮、异辛醇、VOCs	冷凝+尾气吸收塔+	35	0.72	150	
	G2	叔丁醇回收不凝气						
	G3	汽提塔不凝气						
	G4	1#精馏塔不凝气	丁酮肟、VOCs	冷凝+尾气吸收+				
	G5	2#精馏塔不凝气						
	G6	3#精馏塔不凝气						
肟水解单元	G7	反应釜配置废气	氯化氢、VOCs	尾气吸收塔+	在建焚烧炉			
	G8	肟水解反应塔不凝气	丁酮肟、丁酮、氯化氢、VOCs	冷凝+尾气吸收塔+				
	G11	母液浓缩塔不凝气						
	G12	丁酮精馏塔不凝气						
	G13	水解汽提塔不凝气						
公用单元	G16	储罐损耗废气	VOCs、丁酮、叔丁醇、异辛醇	活性炭吸附+				
肟水解单元	G9	干燥废气	粉尘、丁酮肟、丁酮、氯化氢、VOCs	水幕除尘器吸收塔	29	0.3	常温	新增
	G10	包装废气	粉尘	布袋除尘器	29	0.25	常温	利用原有
装置区	G14	装置无组织排放	VOCs	实施 LDAR	/	/	/	/
公用单元	G15	循环冷却过程释放	VOCs	实施 VOCs 管控	/	/	/	/

4.3.5.2 废水

(1) 污水处理站

本项目产生的工艺废水、循环冷却排污水、纯水站废水及生活污水排入现有污水处理站处理。

本项目技改前配套建设污水站 1 座，处理规模 150m³/h（3600m³/d），采用“预处理+A/A/O”工艺，废水处理达到《污水排入城镇下水道水质标准》（GB/T31962-2015）表 1 中 B 级标准及康达（东营）水务有限公司的接管要求，排入康达（东营）水务有限公司。

目前赫邦化工污水站实际处理水量最大为 96.13m³/h（2307m³/d），平均 67.71m³/h（1625m³/d），外排废水中 COD43.6~173mg/L，氨氮 10.2~40.4mg/L。

厂区污水处理站设计进出水水质见表 4.3-9。

表 4.3-9 污水处理站设计进出水水质一览表

序号	项目	进水水质	出水水质
1	COD (mg/L)	≤3000	≤500
2	氨氮 (mg/L)	≤100	≤45
3	全盐量 (mg/L)	≤1500	≤1500

（2）事故水池

本项目依托厂内现有 4000m³事故水池 1 座。

4.3.5.3 噪声

设备的选取尽量采用低噪声设备，对振动噪声较大的设备，采取必要的减振措施，如配备减振垫等。

（1）选用低噪声设备，如机泵电机都选用低噪声的防爆电机。

（2）对大于 30kW 的电机进行降噪治理，如加隔声罩等。

4.3.5.4 固废

本项目技改完成后，项目产生的固废主要为氨肟化单元产生的废催化剂和废萃取剂，肟水解单元产生的废母液，储罐损耗废气活性炭吸收装置产生的废活性炭，污水站产生的生化污泥，以及废矿物油、实验室废料，其中废催化剂、废活性炭、实验室废料委托有资质单位处理，废萃取剂、废母液、废矿物油委托有资质单位处理，在建焚烧炉投产后，送在建焚烧炉处理，由于污水站处理环氧氯丙烷生产废水，根据《国家危险废物名录》（2021 年版），生化污泥属于危险废物（261-084-45），因此委托有资质单位处理。

废催化剂、废萃取剂、废母液、废活性炭、废矿物油、实验室废料暂存于厂内现

有危险废物暂存间（1#危废暂存间），生化污泥暂存于污泥暂存间内。

4.4平衡性分析

4.4.1 物料平衡

脞水解单元根据技改后设计单位提供的理论数据，脞脞化单元根据实际运行情况，本次评价按以下反应效率核算：

①脞脞化单元：脞反应率 $\geq 98.1\%$ ，丁酮反应率 $\geq 99.92\%$ ，丁酮脞收率约为 98.5%。

②脞水解单元：丁酮脞有效转化率 $\geq 98.7\%$ ，盐酸羟胺收率约为 98.7%。

各塔、釜顶冷凝器冷凝效率见表 4.4-1。

表 4.4-1 各塔、釜顶冷凝器冷凝效率一览表

工序	塔、釜	一级冷凝	二级冷凝	三级冷凝	冷凝器效率
脞脞化单元	脞脞化反应器	循环水（25℃）	冷冻盐水（-10℃）	冷冻盐水（-15℃）	99%~99.99%
	叔丁醇回收	循环水（25℃）	循环水（25℃）	/	
	汽提塔	循环水（25℃）	冷冻盐水（-10℃）	/	
	1#精馏塔	循环水（25℃）	冷冻盐水（-10℃）	/	
	2#精馏塔	循环水（25℃）	冷冻盐水（-10℃）	/	
	3#精馏塔	循环水（25℃）	冷冻盐水（-10℃）	/	
脞水解单元	脞水解反应釜	循环水（25℃）	冷冻盐水（-10℃）	冷冻盐水（-15℃）	99%~99.99%
	母液提浓塔	循环水（25℃）	冷冻盐水（-10℃）	冷冻盐水（-15℃）	
	丁酮精馏塔	循环水（25℃）	冷冻盐水（-10℃）	冷冻盐水（-15℃）	
	水解汽提塔	循环水（25℃）	冷冻盐水（-10℃）	冷冻盐水（-15℃）	

本项目脞脞化单元、脞水解单元物料平衡见表 4.4-2，物料平衡图见图 4.4-1。

表 4.4-2 本项目物料平衡一览表

工序	进料（t/a）		出料（t/a）		
脞脞化单元	液氨	1254.4	脞脞化溶液	7248.02	去脞水解单元
	27.5%双氧水	9449.23	废气 G1G2G3	106.105	废气
	丁酮	28.13	废气 G4G5G6	1.466	
	丁酮精馏塔回收丁酮	6046.905	废水 W1	11322.815	废水
	汽提塔回收丁酮	805.086	废催化剂 S1	1.533	固废
	催化剂	1	废萃取剂 S2	21.222	
	叔丁醇	30.81	液氨汽化器氨	4.4	去脞水解单元
	异辛醇	56.7			
	纯水	1033.3			
合计	18705.561	合计	18705.561		
脞水解单元	脞脞化溶液	7248.02	盐酸羟胺	5000	产品
	31%盐酸	8464.194	丁酮精馏塔回收丁酮	6046.905	回用于脞水解单元
	纯水	1985.624	汽提塔回收丁酮	805.086	
	30%氢氧化钠溶液	2.76	废气 G7	0.225	废气
	液氨汽化器氨	4.4	废气 G9	16.197	

			废气 G10	0.5	
			废气 G8 G11 G12 G13	4.286	
			废水 W2	5811.873	废水
			废母液 S3	19.924	固废
	合计	17704.998	合计	17704.998	

4.4.2 溶剂平衡

本项目叔丁醇、异辛醇均作为溶剂或者萃取剂，叔丁醇平衡见图 4.4-2，异辛醇平衡见图 4.4-3。

4.4.3 工艺水平衡

本项目工艺水平衡见图 4.4-4 和 4.4-5。

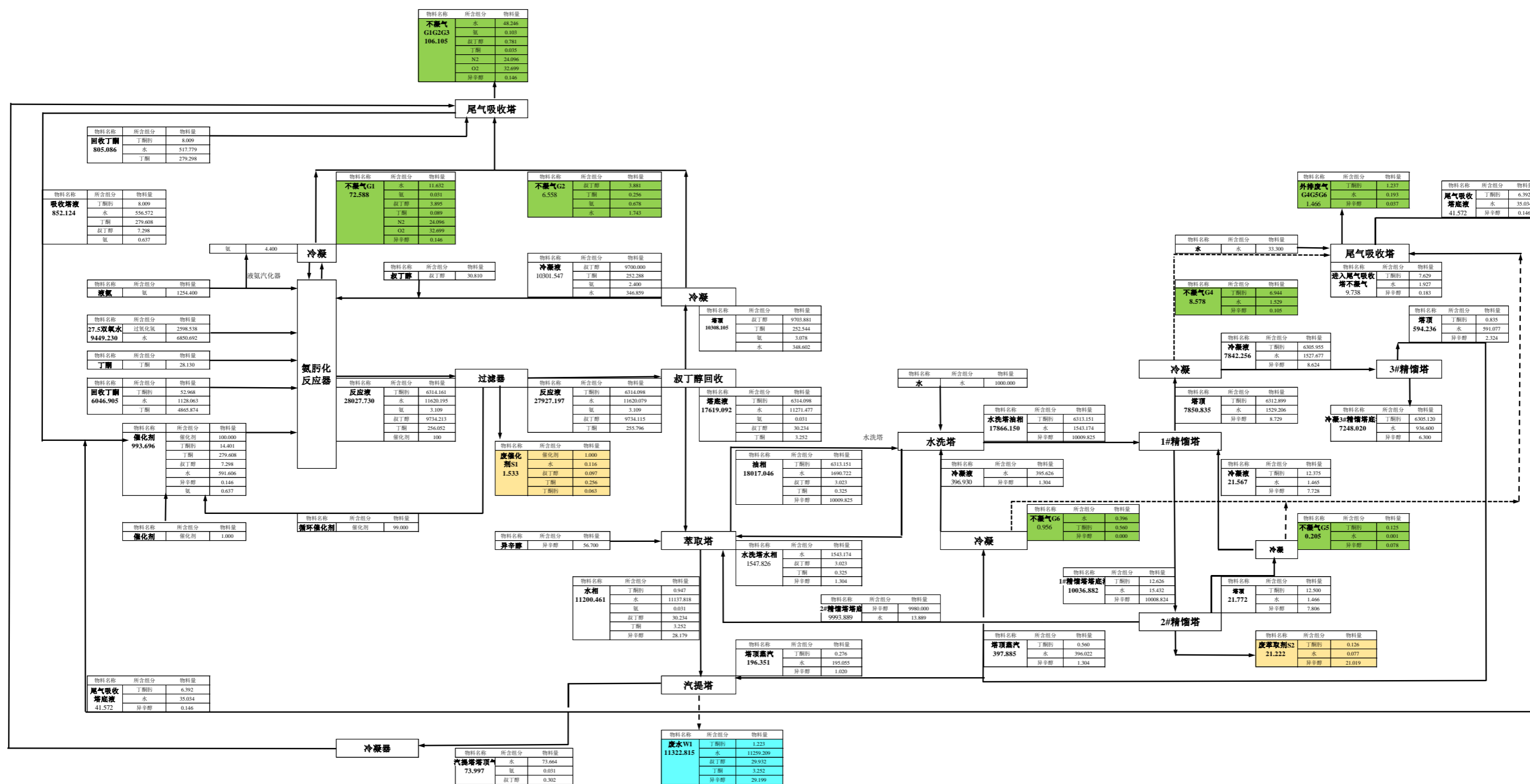


图 4.4-1a 本项目氨肟化单元物料平衡图（单位：t/a）

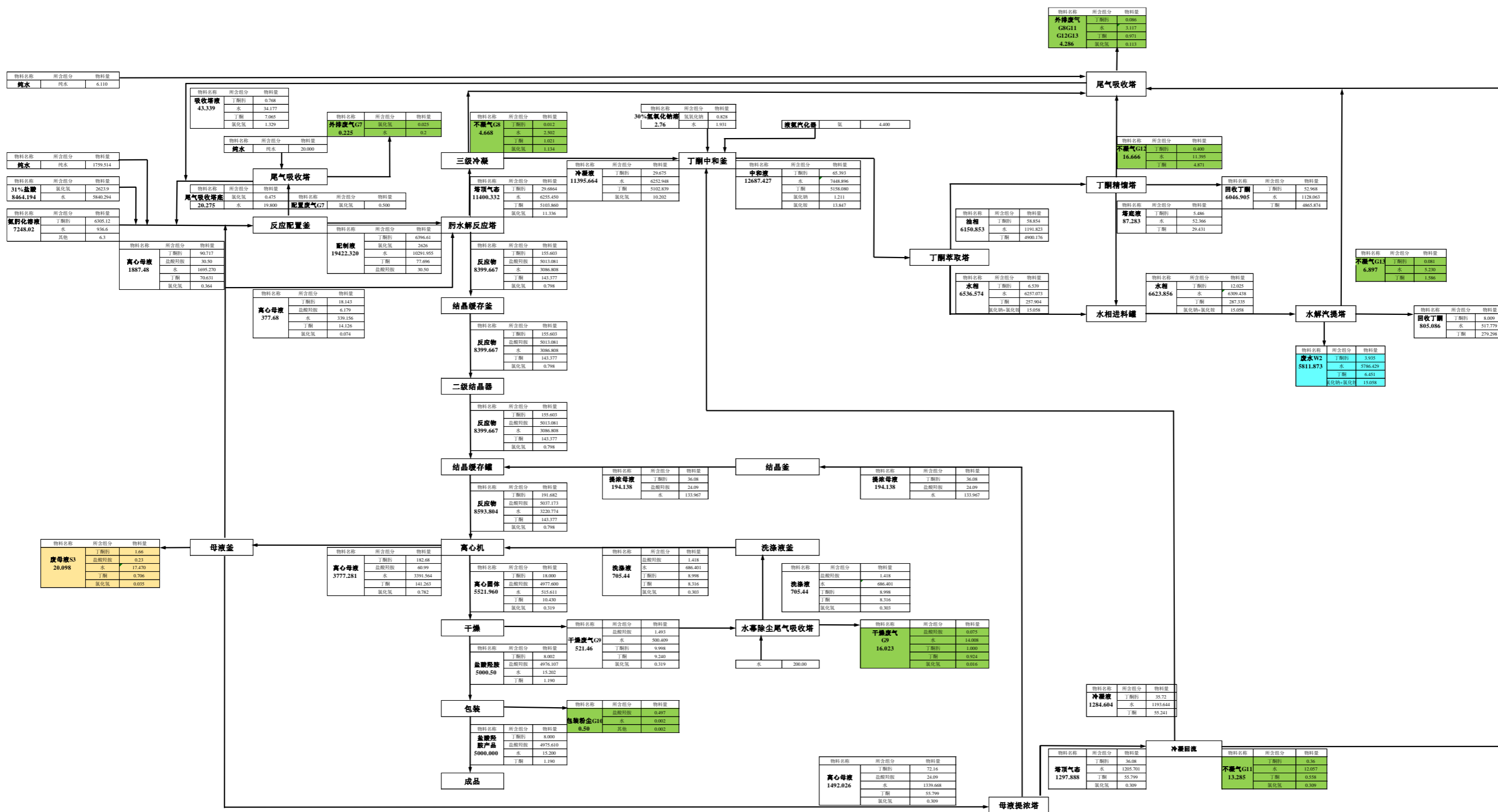


图 4.4-1b 本项目水解单元物料平衡图 (单位: t/a)

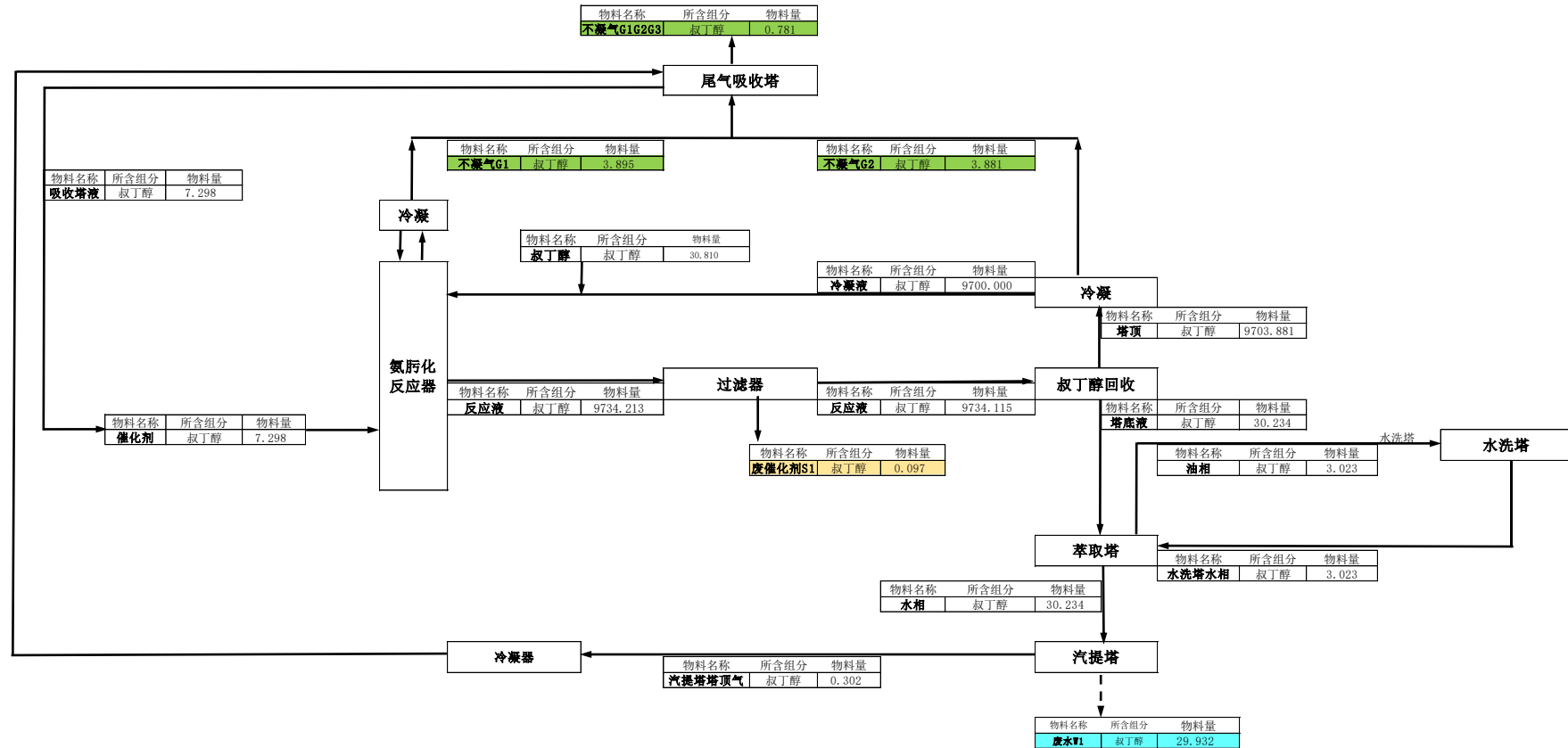


图 4.4-2 本项目叔丁醇平衡图 (t/a)

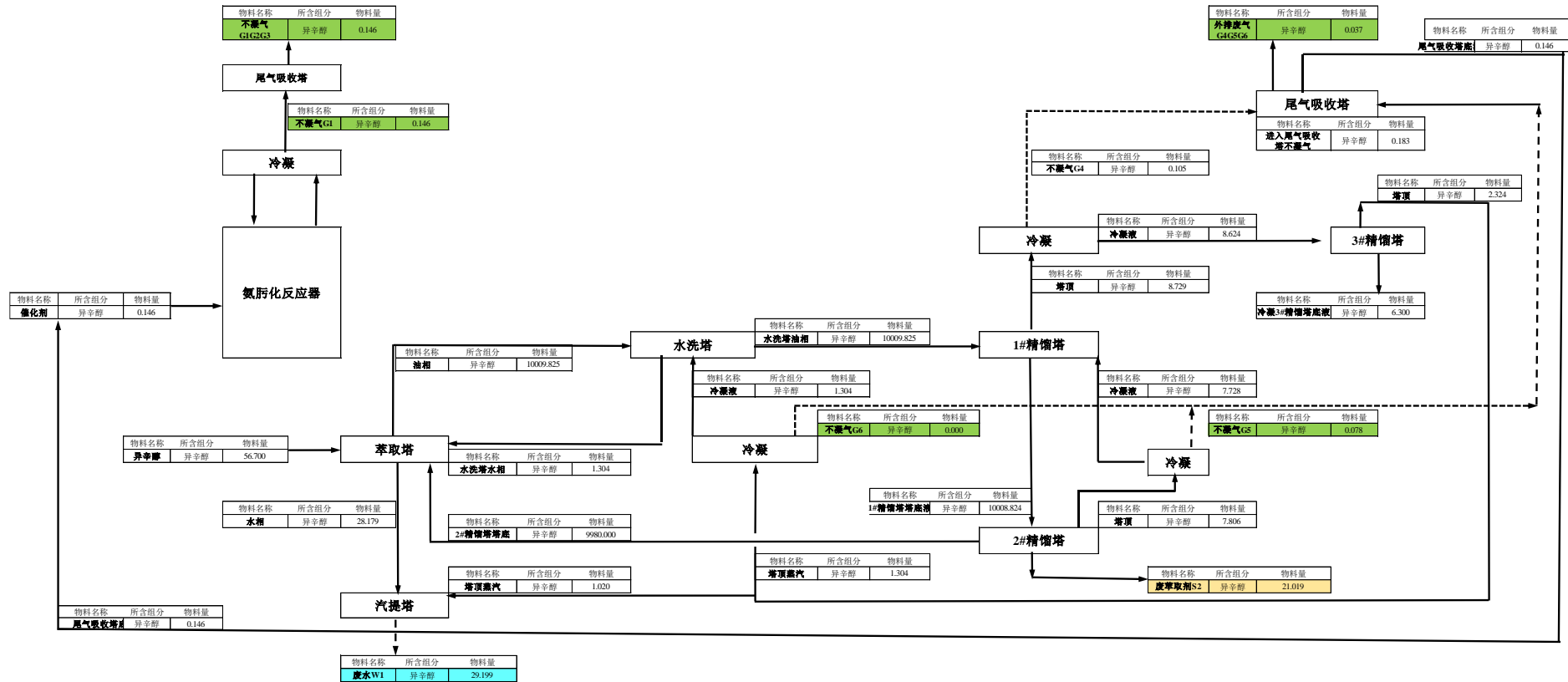


图 4.4-3 本项目异辛醇平衡图 (t/a)

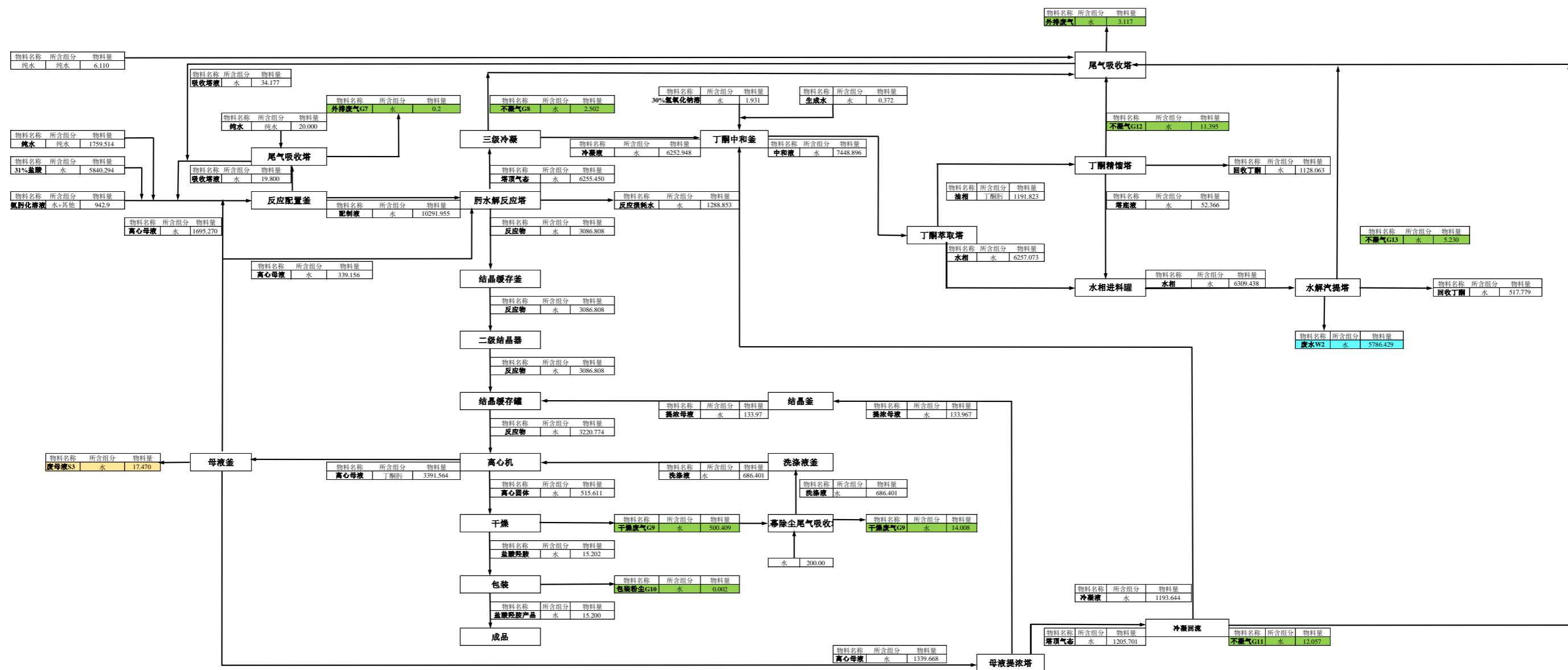


图 4.4-5 本项目肟水解单元工艺水平衡图 (t/a)

4.4.4 水平衡

本项目技改后水平衡见图 4.4-6。

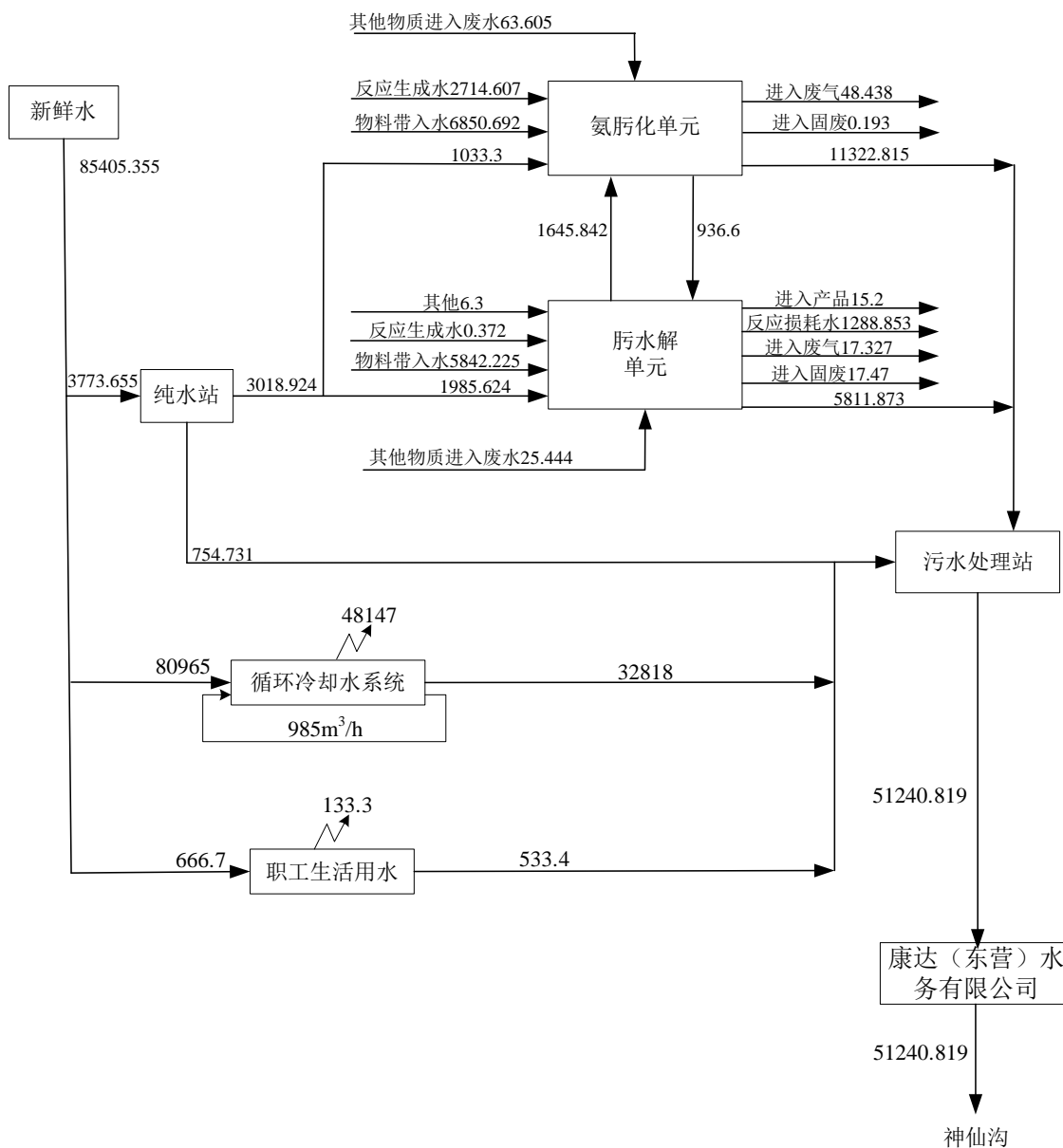


图 4.4-6 本项目技改后水平衡图 (m³/a)

4.5 污染源源强核算

4.5.1 废气污染源源强核算与汇总

本项目技改完成后，产生废气主要为氨肟化反应不凝气 G1、叔丁醇回收不凝气 G2、汽提塔不凝气 G3、1#精馏塔不凝气 G4、2#精馏塔不凝气 G5、3#精馏塔不凝气 G6、反应配置釜废气 G7、水解反应釜不凝气 G8、干燥废气 G9、包装废气 G10、母液浓缩塔不凝气 G11、丁酮精馏塔不凝气 G12、水解汽提塔不凝气 G13、装置区无组织废气 G14、循环冷却过程中释放的 VOCs G15、储罐损耗废气 G16 和装置区无组织废气。

本项目废气走向见图 4.5-1。

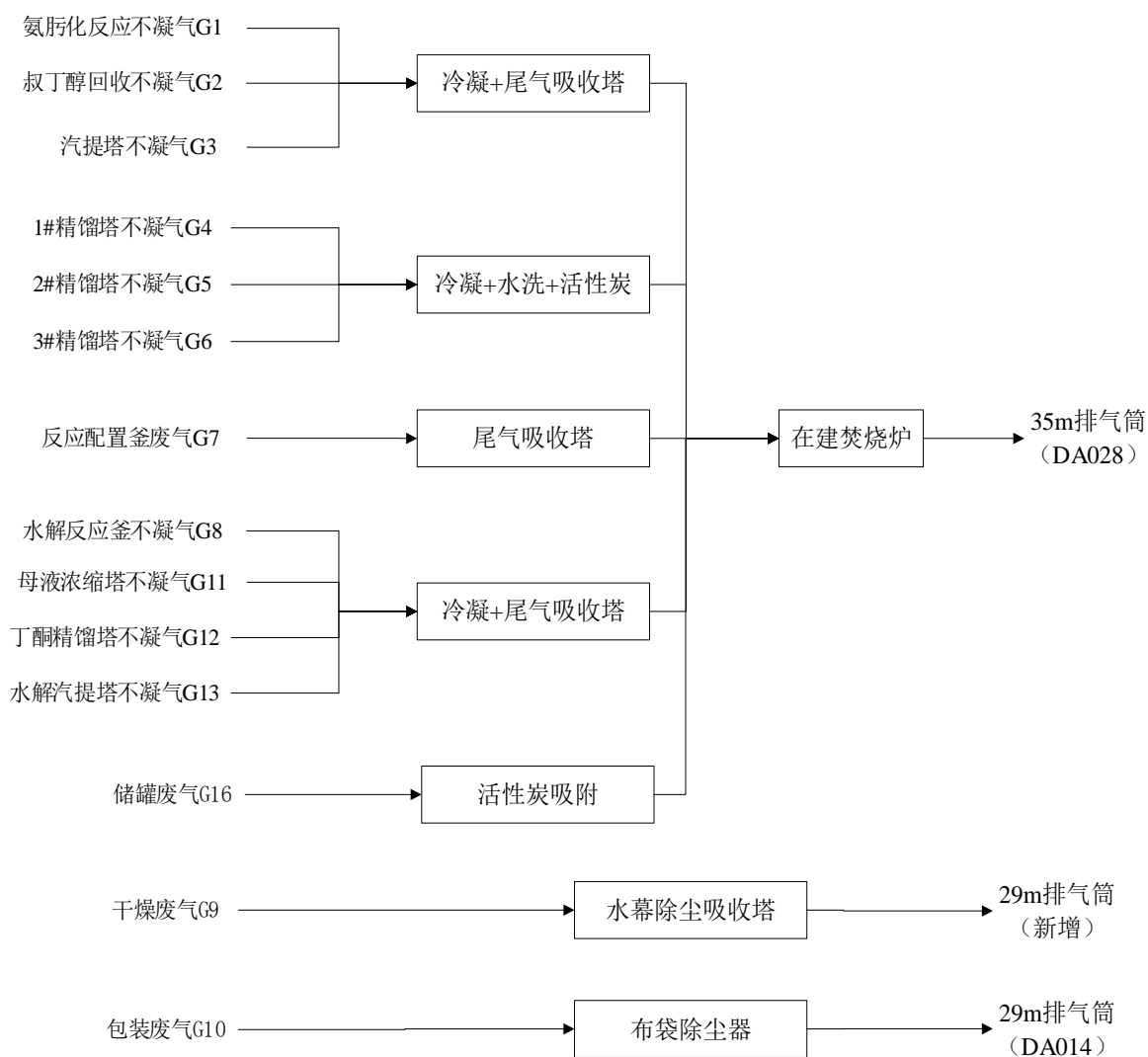


图 4.5-1 废气收集处理走向图

4.5.1.1 有组织废气

(1) 工艺废气（G1~G8、G11~G13）

本项目技改后工艺废气主要为氨肟化单元产生的氨肟化反应不凝气 G1、叔丁醇回收不凝气 G2、汽提塔不凝气 G3、1#精馏塔不凝气 G4、2#精馏塔不凝气 G5、3#精馏塔不凝气 G6，肟水解单元产生的反应配置釜废气 G7、水解反应釜不凝气 G8，工艺废气经各治理措施后，排入在建焚烧炉处理后经 35m 排气筒外排。

根据物料平衡，工艺废气进入焚烧炉的各废气情况见表 4.5-1。

表 4.5-1 本项目技改后进入焚烧炉工艺废气情况表

装置名称	污染源	污染物产生			治理措施		污染物排放			运行时间 (h)
		污染物	核算方法	产生量 (t/a)	工艺	效率 (%)	污染物	核算方法	排放量 (t/a)	
氨肟化单元	氨肟化反应不凝气 G1、叔丁醇回收不凝气 G2、汽提塔不凝气 G3	VOCs	物料平衡法	8.298	冷凝+尾气吸收塔	88	VOCs	产污系数法	0.962	8000h
		氨	物料平衡法	0.740		86	氨	产污系数法	0.103	8000h
		叔丁醇	物料平衡法	7.806		90	叔丁醇	产污系数法	0.781	8000h
		丁酮	物料平衡法	0.345		90	丁酮	产污系数法	0.035	8000h
	1#精馏塔不凝气 G4、2#精馏塔不凝气 G5、3#精馏塔不凝气 G6	VOCs	物料平衡法	7.812	冷凝+尾气吸收塔	84	VOCs	产污系数法	1.273	8000h
		丁酮肟	物料平衡法	7.629		84	丁酮肟	产污系数法	1.237	8000h
异辛醇		物料平衡法	0.183	80		异辛醇	产污系数法	0.037	8000h	
肟水解单元	反应配置釜废气 G7	氯化氢	物料平衡法	0.5	尾气吸收塔	95	氯化氢	产污系数法	0.025	8000h
	水解反应釜不凝气 G8、母液浓缩塔不凝气 G11、丁酮精馏塔不凝气 G12、水解汽提塔不凝气 G13	VOCs	物料平衡法	8.889	冷凝+尾气吸收塔	89	VOCs	产污系数法	0.997	8000h
		丁酮肟	物料平衡法	0.854		90	丁酮肟	产污系数法	0.086	8000h
		丁酮	物料平衡法	8.036		88	丁酮	产污系数法	0.971	8000h
	氯化氢	物料平衡法	1.442	92		氯化氢	产污系数法	0.113	8000h	
合计进入焚烧炉的污染物 (t/a)							VOCs	/	3.232	/
							氨	/	0.103	/
							叔丁醇	/	0.781	/
							丁酮	/	1.006	/
							丁酮肟	/	1.323	/
							异辛醇	/	0.037	/
							氯化氢	/	0.138	/

(2) 干燥废气（G9）

本项目经离心后的盐酸羟胺固体，送至流化床干燥器进行干燥，热源为蒸汽，通过蒸汽给空气加热，形成热空气，对流化床内的物料进行干燥处理，根据物料平衡，

干燥废气中 VOCs、粉尘、丁酮肟、丁酮、氯化氢产生量为 19.239t/a、1.493t/a、9.998t/a、9.240t/a、0.319t/a，经水幕除尘尾气吸收塔处理后，经 1 根 29m 排气筒排放，配套风机风量为 5000m³/h。VOCs、粉尘、丁酮肟、丁酮、氯化氢去除效率分别为 90%、95%、90%、90%、95%。

外排废气中 VOCs、粉尘、丁酮肟、丁酮、氯化氢排放量分别为 1.924t/a、0.075t/a、1t/a、0.924t/a、0.016t/a，排放浓度分别为 48.1mg/m³、1.88mg/m³、25mg/m³、23.1mg/m³、0.4mg/m³。

（3）包装废气（G10）

本项目产品包装过程中产生包装废气，主要污染物为粉尘，根据物料平衡，粉尘产生量为 0.5t/a，经布袋除尘器收集后，经 1 根 29m 排气筒排放，配套风机风量为 2000m³/h，粉尘去除效率为 98%，外排废气中粉尘排放量为 0.01t/a，排放速率为 0.001kg/h，排放浓度为 0.63mg/m³。

（4）储罐损耗废气（G16）

本项目技改后，储存设施、储存介质及周转量详见 4.3.4.2 章节。

本项目储罐的损耗参照《污染源核算技术指南 石油炼制工业》中的挥发性有机液体储存调和过程中 VOCs 无组织排放的定量估算的公式法进行核算。

A、内浮顶罐

浮顶罐的总损耗是边缘密封、出料、浮盘附件和浮盘缝隙损耗的总和。浮顶罐的总损耗如下：

$$D_{\text{浮顶罐}} = E_R + E_{WD} + E_F + E_D$$

式中： $D_{\text{浮顶罐}}$ ，总损耗，lb/a；

E_R ，边缘密封损耗，lb/a；

E_{WD} ，排放损耗，lb/a；

E_F ，浮盘附件损耗，lb/a；

E_D ，浮盘缝隙损耗，lb/a。

a、边缘密封损耗

浮顶罐的边缘密封损耗可由下列公式估算得出：

$$E_R = (K_{Ra} + K_{Rb} v^n) DP^* M_V K_C$$

式中： E_R ，边缘密封损耗，lb/a；

K_{Ra} , 零风速边缘密封损耗因子, lb-mol/ft·a;

K_R , 有风时边缘密封损耗因子, lb-mol/ (mph) n·ft·a;

v , 罐点平均环境风速, mph;

n , 密封相关风速指数, 无量纲量;

P^* , 蒸汽压函数, 无量纲量;

M_V , 气相分子质量, lb/lb-mol;

K_C , 产品因子; 原油为 0.4, 其它有机液体为 1.0。

b、挂壁损耗

浮顶罐的罐壁排放损耗可由下列公式估算得出:

$$E_{wD} = \frac{(0.943)QC_sW_L}{D} \left(1 + \frac{N_C F_C}{D} \right)$$

式中: E_{wD} , 挂壁损耗, lb/a;

Q , 年周转量, bbl/a;

C_s , 罐体油垢因子;

W_L , 有机液体密度, lb/gal;

D , 罐体直径, ft;

0.943, 常数, $1000\text{ft}^3 \cdot \text{gal}/\text{bbl}^2$;

N_C , 固定顶支撑柱数量 (对于自支撑固定浮顶或外浮顶罐: $N_C=0$), 无量纲量;

F_C , 有效柱直径, 取值 1.0。

c、浮盘附件损耗

浮顶罐的浮盘附件损耗可由下面的公式估算得出:

$$E_F = F_F P^* M_V K_C$$

式中: E_F , 浮盘附件损耗, lb/a;

F_F , 总浮盘附件损耗因子, lb-mol/a;

P^* , 蒸汽压函数, 无量纲量;

M_V , 气相分子质量, lb/lb-mol;

K_C , 产品因子; 原油为 0.4, 其它有机液体为 1.0。

d、浮盘缝隙损耗

由螺栓固定的内浮顶罐可能存在盘缝损耗, 可由下面公式估算:

$$E_D = K_D S_D D^2 P^* M_V K_C$$

式中： E_D ，盘缝损耗单位缝长因子，lb-mol/ft·a；

S_D ，盘缝长度因子，ft/ft²；

P^* ，蒸汽压函数，无量纲量；

M_V ，气相分子质量，lb/lb-mol；

K_C ，产品因子；原油为 0.4，其它有机液体为 1.0。

B、固定顶罐

固定顶罐的总损耗是静置损耗和工作损耗的总和：

$$D_{\text{固定顶罐}} = E_S + E_W$$

式中： $D_{\text{固定顶罐}}$ ，总损耗，lb/a；

E_S ，精制储藏损失，lb/a；

E_W ，工作损失，lb/a；

a、静置损耗

$$E_S = 365 \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \right) (H_S - H_L + H_{RO}) W_V K_E K_S$$

式中： E_S ，静置储藏损失，lb/a；

H_S ，罐体高度，ft；

H_L ，液体高度，ft；

H_{RO} ，罐顶计量高度，ft；

W_V ，储藏气相密度，lb/ft³；

K_E ，气相空间膨胀因子，无量纲量；

K_S ，排放蒸汽饱和因子，无量纲量；

b、工作损耗

$$E_W = \frac{5.614}{RT_{LA}} M_V P_{VA} Q K_N K_P K_B$$

式中： E_W ，工作损失，lb/a；

M_V ，气相分子量，lb/lb-mol；

P_{VA} ，真实蒸气压，psia；

Q ，年周转量，bbbl/a；

K_P ，工作损耗产品因子，无量纲，对于原油 $K_P=0.75$ ，对于其他有机液体 $K_P=1$ ；

K_N ，工作排放周转因子，无量纲，当周转数 >36 ， $K_N=(180+N)/6N$ ，当周转数 ≤ 36 ， $K_N=1$ ；

K_B ，呼吸阀工作矫正因子。

内浮顶储罐的总损耗的参数选取及计算结果见表 4.5-2、表 4.5-3，固定顶储罐的总损耗的参数选取及计算结果见表 4.5-4、表 4.5-5。

表 4.5-2 本项目内浮顶储罐参数选取一览表

项目	D/m	Hs/m	M_V / g/g-mol	P_A / kPa	WL/ kPa	K_C	F_C	个数
丁酮储罐	6.55	6.55	72.11	101.1	9.49	1.0	1.0	2
回收丁酮储罐	6.55	6.55	72.11	101.1	9.49	1.0	1.0	1

表 4.5-3 本项目内浮顶储罐废气产生核算

罐区	物质名称	边缘密封损失 (t/a)	挂壁损失 (t/a)	浮盘附件损失 (t/a)	盘缝损失 (t/a)	产生量 (t/a)	储罐个数	总计产生量 (t/a)
丁酮储罐	丁酮	0.191	0.006	1.194	0.412	1.803	2	3.606
回收丁酮储罐	丁酮	0.191	0.940	1.194	0.412	2.737	1	2.737
合计								6.343

表 4.5-4 本项目固定顶储罐参数选取一览表

项目	D/m	Hs/m	H_L /m	M_V / g/g-mol	P_A / kPa	WL/ kPa	Q (t/a)	K_P	K_N	K_B
丁酮贮罐	6.55	6.55	5.9	87.12	101.1	0.67	7248.02	1.0	1	1.0
叔丁醇储罐	3.2	4.8	4.3	74.12	101.1	5.33	30.81	1.0	1	1.0
回收叔丁醇管	3.2	4.8	4.3	74.12	101.1	5.33	10302.657	1.0	1	1.0
异辛醇储罐	3.2	4.8	4.3	130.23	101.1	0.13	56.7	1.0	1	1.0

表 4.5-5 本项目固定顶储罐废气产生核算

罐区	物质名称	静置损失 (t/a)	工作损失 (t/a)	产生量 (t/a)	储罐个数	总计产生量 (t/a)
丁酮贮罐	丁酮	0.159	0.11	0.269	2	0.538
叔丁醇储罐	叔丁醇	0.112	0.003	0.115	1	0.115
回收叔丁醇管	叔丁醇	0.112	0.946	1.058	1	1.058
异辛醇储罐	异辛醇	0.033	0.0005	0.034	1	0.034
合计						1.745

本项目储罐损耗废气经活性炭吸附后，排入在建焚烧炉处理后经 35m 排气筒外排，进入焚烧炉的储罐废气情况见表 4.5-6。

表 4.5-6 本项目技改后储罐损耗废气产生及排放情况表

污染源	污染物产生			治理措施		污染物排放			运行时间 (h)
	污染物	核算方法	产生量 t/a	工艺	效率%	污染物	核算方法	排放量 t/a	
储罐损耗废气 G16	VOCs	公式法	8.088	活性炭吸附	90	VOCs	产污系数法	0.809	8000h
	丁酮	公式法	6.343		90	氨	产污系数法	0.634	8000h
	叔丁醇	公式法	1.173		90	叔丁醇	产污系数法	0.117	8000h

(5) 在建焚烧炉分析

东营市赫邦化工有限公司环保节能综合利用技改（焚烧炉）项目建设一套处理规模为 625kg/h 废液及废气危险废物焚烧处理装置，焚烧烟气采用“余热锅炉脱氮（SNCR）+急冷塔（半干法脱酸）+干式脱酸塔+活性炭及消石灰喷射+布袋除尘器+石墨降温塔+降膜吸收塔+水洗塔+碱洗塔+静电除尘器+烟气再热+SCR”方法组合进行烟气净化，然后通过 1 根 35m 高烟囱排放。

设计本项目进入焚烧炉的废气包括工艺废气（G1~ G8、G11~ G13）、储罐损耗废气（G16），废气量约为 1745m³/h。

本项目技改后，各废气产生及排放情况见表 4.5-7。

表 4.5-7 本项目技改后工艺废气产生及排放情况表

装置名称	污染源	污染物产生					治理措施		污染物排放					排放口参数			排放时间 h
		污染物	核算方法	废气产生量 m ³ /h	产生浓度 mg/m ³	产生量 t/a	工艺	效率%	污染物	核算方法	废气排放量 m ³ /h	排放浓度 mg/m ³	排放量 t/a	高度 H (m)	直径 D (m)	温度 °C	
氨脞化单元、脞水解单元、储罐损耗废气 (G1~G8、G11~G13)、储罐损耗废气 (G16)	工艺废气 (G1~G8、G11~G13)、储罐损耗废气 (G16)	VOCs	产污系数法	1745	289.47	4.041	在建焚烧炉	/	烟尘	产污系数法	1745	7.5	0.105	35	0.72	150	8000h
		氨	产污系数法		7.38	0.103		/	NO _x	产污系数法		80	1.117				8000h
		叔丁醇	产污系数法		64.33	0.898		/	氯化氢	产污系数法		16.27	0.227				8000h
		丁酮	产污系数法		117.48	1.64		/	二噁英类	产污系数法		0.1 (TEQ-ng/m ³)	0.0014 (g/a)				8000h
		丁酮脞	产污系数法		94.77	1.323		/	NH ₃	产污系数法		1.6	0.022				8000h
		异辛醇	产污系数法		2.65	0.037		/	CO	产污系数法		60.3	0.842				8000h
		氯化氢	产污系数法		9.89	0.138											8000h
脞水解单元	干燥废气 G9	VOCs	物料平衡法	5000	480.98	19.239	水幕除尘吸收塔	90	VOCs	物料平衡法	5000	48.1	1.924	25	0.3	常温	8000h
		颗粒物	物料平衡法		37.5	1.493		95	颗粒物	产污系数法		1.88	0.075				8000h
		丁酮脞	物料平衡法		249.95	9.998		90	丁酮脞	产污系数法		25	1.0				8000h
		丁酮	物料平衡法		231	9.24		90	丁酮	产污系数法		23.1	0.924				8000h
		氯化氢	物料平衡法		7.98	0.319		95	氯化氢	产污系数法		0.4	0.016				8000h
	包装废气 G10	颗粒物	物料平衡法	2000	31.25	0.5	布袋除尘器	98	颗粒物	产污系数法	2000	0.63	0.01	29	0.25	常温	8000h

4.5.1.2 无组织废气

(1) 动静密封点无组织排放

本项目技改后的无组织废气来源主要装置设备的动静密封点无组织排放，根据设计单位提供的各装置的密封点类型及数量，参照《排污许可证申请与核发技术规范 石化工业》（HJ853-2017）5.2.3.1.2 节设备与管件密封点泄漏挥发性有机物年许可排放量的核算过程，设备与管线组件密封点泄漏的挥发性有机物计算公式如下：

$$E_{\text{设备}} = 0.003 \times \sum_{i=1}^n \left(e_{\text{TOC},i} \times \frac{WF_{\text{VOCs},i}}{WF_{\text{TOC},i}} \times t_i \right)$$

式中： $E_{\text{设备}}$ —设备与管线组件密封点泄漏的挥发性有机物的量，kg/a；

n —挥发性有机物流经的设备与管线组件密封点数；

$e_{\text{TOC},i}$ —密封点 i 的总有机碳（TOC）排放速率，kg/h，取值见表 4.5-7；

$WF_{\text{VOCs},i}$ —流经密封点 i 的物料中挥发性有机物的设计平均质量分数，%；

$WF_{\text{TOC},i}$ —流经密封点 i 的物料中总有机碳（TOC）的设计平均质量分数，%；

t_i —核算时段内密封点 i 的设计年运行时间，h/a，取 8000h/a。

本项目技改前后装置无组织排放的废气情况见表 4.5-8。

表 4.5-8 本项目技改前后装置/设施动静密封点无组织排放核算表

序号	装置名称	阀门		法兰	泵	泄压设备	连接件	压缩机	搅拌器	开口阀或开口管线	其他
		气体	有机液体								
1	盐酸羟胺装置（技改前）	0	1753	7666	70	12	195	0	11	111	0
2	盐酸羟胺装置（技改后）	0	1753	7666	70	12	195	0	11	111	0
排放系数（kg/h）		0.024	0.036	0.044	0.14	0.14	0.044	0.14	0.14	0.03	0.073
序号	装置名称	排放时间（h/a）		排放总量（t/a）	排放速率（kg/h）	长*宽*高（m）					
1	盐酸羟胺装置（技改前）	8000		10.2	1.275	92.9m *19.5m*15m					
2	盐酸羟胺装置（技改后）	8000		10.2	1.275	92.9m *19.5m*15m					
3	变化情况	/		0	/	/					

(2) 循环冷却过程释放

冷却塔、循环水冷却系统释放 VOCs 主要是由于设备泄漏，导致有机物料和冷却水直接接触，冷却水将物料带出，冷却过程由于凉水塔的气体作用和风吹逸散，VOCs 从冷却水中排入大气。

本次环评采用《石化行业 VOCs 污染源排查工作指南》中排放系数法进行估算：

$$E_{\text{冷却塔}, i} = \text{Flow}_{\text{循环水}} \times EF \times t$$

式中：

$E_{\text{冷却塔}, i}$ —第 i 个循环水冷却塔 VOCs 排放量，t/a；

$\text{Flow}_{\text{循环水}}$ —循环水流量， m^3/h ；

EF —单位体积循环水 VOCs 排放系数， t/m^3 ，为 $7.19 \times 10^{-7} \text{t}/\text{m}^3$ -循环水量；本项目现有厂区循环水系统实施 VOCs 管控，每 6 个月对流经换热器进口和出口的循环冷却水中的总有机碳（TOC）浓度进行检测，若出口浓度大于进口浓度 10%，则进行修复。采取该措施后，循环水系统 VOCs 排放系数可按 8×10^{-8} 计算。

t —循环水冷却塔年运行时间，8000h/a。

本项目技改前后循环冷却过程释放无组织废气情况见表 4.5-9。

表 4.5-9 本项目技改前后循环冷却过程释放无组织排放核算表

序号	装置名称	技改前	技改后	变化情况
1	循环水流量 (m^3/h)	1182	985	
2	单位体积循环水 VOCs 排放系数 (t/m^3)	8×10^{-8}	8×10^{-8}	
3	循环水冷却塔年运行时间 (h/a)	8000	8000	
4	循环水冷却塔 VOCs 排放量 (t/a)	0.756	0.63	-0.126

4.5.1.3 有组织废气排放达标分析

有组织废气污染源达标排放分析结果见表 4.5-10。

表 4.5-10 本项目技改后有组织废气达标分析结果表

装置名称	污染源	废气排放量 m^3/h	污染物	排放情况			排放标准值		排放高度 H/m	达标情况
				排放浓度 mg/m^3	排放速 kg/h	排放量 t/a	mg/m^3	kg/h		
氨肟化单元、肟水解单元、储运单元	工艺废气 (G1~G8、G11~G13)、储罐损耗废气 (G16)	1745	烟尘	7.5	0.013	0.105	10	/	35	达标
			NO _x	80	0.140	1.117	100	/		达标
			氯化氢	16.27	0.028	0.227	30	/		达标
			二噁英类	0.1 (TEQ- ng/m^3)	1.75×10^{-10}	0.0014 (g/a)	0.1 (TEQ- ng/m^3)	/		达标
			NH ₃	1.6	0.003	0.022	2.5	/		达标
			CO	60.3	0.105	0.842	100	/		达标
肟水解单元	干燥废气 G9	5000	VOCs	48.1	0.241	1.924	60	3	29	达标
			颗粒物	1.88	0.009	0.075	10	/		达标
			丁酮肟	25	0.125	1.0	/	/		/
			丁酮	23.1	0.116	0.924	50	/		达标

			氯化氢	0.4	0.002	0.016	30	/		达标
	包装废气 G10	2000	颗粒物	0.63	0.001	0.01	10	/	29	达标

4.5.1.4 废气污染源汇总

(1) 本项目废气污染源汇总

本项目废气污染源汇总见表 4.5-11。

表 4.5-12 本项目废气污染源汇总 (t/a)

污染物	有组织排放	无组织排放	项目合计
烟尘	0.105	/	0.274
NO _x	1.117	/	1.117
氯化氢	0.243	/	0.243
二噁英类	0.0014 (g/a)	/	0.0014 (g/a)
NH ₃	0.022	/	0.022
CO	0.842	/	0.842
粉尘	0.085	/	0.085
VOCs	1.924	10.83	8.906
丁酮	0.924	/	0.924

(2) 本项目技改前后污染物变化情况

本项目技改前后废气中污染物变化情况汇总见表 4.5-13。

表 4.5-13 技改后废气中污染物变化情况汇总 (t/a)

污染物	有组织排放			无组织排放			合计		
	技改前	技改后	变化情况	技改前	技改后	变化情况	技改前	技改后	变化情况
烟尘	0	0.105	+0.105	/	/	/	0	0.105	+0.105
NO _x	0	1.117	+1.117	/	/	/	0	1.117	+1.117
氯化氢	0.336	0.243	-0.093	/	/	/	0.336	0.243	-0.093
二噁英类	0	0.0014 (g/a)	+0.0014 (g/a)	/	/	/	0	0.0014 (g/a)	+0.0014 (g/a)
NH ₃	0.013	0.022	+0.009	/	/	/	0.013	0.022	+0.009
CO	0	0.842	+0.842	/	/	/	0	0.842	+0.842
粉尘	0.056	0.085	+0.029	/	/	/	0.056	0.085	+0.029
VOCs	2.544	1.924	-0.62	10.83	10.83	0	13.374	12.754	-0.62
丁酮	1.05	0.924	-0.126	/	/	/	1.05	0.924	-0.126

注：技改前有组织废气污染物排放量采用《东营市赫邦化工有限公司 1.5 万吨/年盐酸羟胺项目环境影响报告书》中数据，技改前无组织废气污染物排放量采用计算值。

(3) 本项目相关污染源排放量核算

本项目相关污染源排放量核算汇总见表 4.5-14~表 4.5-16。

表 4.5-14 本项目相关污染源有组织排放量核算汇总

序号	排放口编号	污染物	核算排放浓度/ (mg/m ³)	核算排放速率/ (kg/h)	核算年排放量/ (t/a)
主要排放口					
1	DA028	烟尘	7.5	0.013	0.105
		NO _x	80	0.140	1.117
		氯化氢	16.27	0.028	0.227
		二噁英类	0.1 (TEQ-ng/m ³)	1.75×10 ⁻¹⁰	0.0014 (g/a)
		NH ₃	1.6	0.003	0.022
		CO	60.3	0.105	0.842
2	DA035	VOCs	48.1	0.241	1.924
		颗粒物	1.88	0.009	0.075
		丁酮	0.4	0.002	0.016
		氯化氢	0.4	0.002	0.016
3	DA014	颗粒物	0.63	0.001	0.01
主要排放口合计					
		烟尘			0.105
		NO _x			1.117
		氯化氢			0.243
		二噁英类			0.0014 (g/a)
		NH ₃			0.022
		CO			0.842
		粉尘			0.085
		VOCs			1.924
		丁酮			0.924
一般排放口					
/	/	/	/	/	/
一般排放口合计		/			
有组织排放总计					
		烟尘			0.105
		NO _x			1.117
		氯化氢			0.243
		二噁英类			0.0014 (g/a)
		NH ₃			0.022
		CO			0.842
		粉尘			0.085
		VOCs			1.924
		丁酮			0.924

表 4.5-15 本项目相关污染源无组织排放量核算汇总

序号	排放口编号	产污环节	污染物	主要污染防治措施	国家或地方污染物排放标准		年排放量 (t/a)
					标准名称	浓度限值 (厂界/ μg/m ³)	
1	PU011	设备与 管线组 件泄漏	VOCs	物料输送使用屏蔽泵；离心泵及回转泵采用机械密封；工艺管线，除与阀门、仪表、设备等连接可采用法兰外，均采用密封焊，其检漏井设置井盖封闭安装；密闭采样器；实施 LDAR 等	《挥发性有机物排放标准 第 6 部分：有机化工行业》 (DB37/2801.6-2018) 中表 3	2000	10.2
2	PU012	循环水	VOCs	采用先进工艺设备	《挥发性有机物排放标准 第	2000	0.63

	系统泄漏		6 部分：有机化工行业》 (DB37/2801.6-2018) 中表 3
无组织排放总计			
主要排放口合计	VOCs		10.83

表 4.5-16 本项目技改完成后废气污染物排放量核算汇总

序号	污染物	年排放量/ (t/a)
1	烟尘	0.274
2	NO _x	1.117
3	氯化氢	0.243
4	二噁英类	0.0014 (g/a)
5	NH ₃	0.022
6	CO	0.842
7	粉尘	0.085
8	VOCs	8.906
9	丁酮	0.924

4.5.2 废水污染源源强核算与汇总

4.5.2.1 废水污染源产生汇总

本项目废水包括工艺废水、循环冷却排污水、纯水站排水及生活污水，均经厂区现有污水站处理后，排入康达（东营）水务有限公司。

本项目废水产生情况见表 4.5-17。

表 4.5-17 本项目废水污染源排放汇总表

序号	污染源	废水名称	排放规律	排放量 m ³ /h	主要污染物浓度 (mg/L; pH 除外)				排放去向
					pH	COD	氨氮	盐分	
1	生产装置及储运	汽提塔废水	连续	1.415	6~8	6000	140	500	厂区污水站
		水解汽提塔废水	连续	0.726	6~8	3000	90	2590	
2	公用工程	生活污水	连续	0.076	6~9	300	35	250	
		循环水场排污	连续	4.102	6~9	300	5	1200	
		纯水站排水	连续	0.094	6~9	50	/	1000	
进入污水站统计				6.413	6~9	1860	45	1189	
						95.409t/a	2.293t/a	60.986t/a	
外排废水统计				6.413	送康达（东营）水务有限公司进一步处理				

4.5.2.2 废水污染物排放核算

本项目实施后，废水外排量见表 4.5-18，废水污染物排放信息表见表 4.5-19。

表 4.5-18 本项目实施后项目废水污染物排放汇总表

废水排放源	排水量		COD		氨氮		总氮	
	m ³ /h	m ³ /a	mg/L	t/a	mg/L	t/a	mg/L	t/a
厂区污水站出水 (污染物排放量)	6413	51240.819	500	25.62	45	2.293	70	3.587
康达（东营）水务有限公司出水 (进入收纳水体的污染负荷量)	6.413	51240.819	40	2.05	2	0.124	15	0.769

表 4.5-19 废水污染物排放信息表

序号	排放口编号	污染物种类	排放浓度 mg/L	日排放量 t/d	年排放量 t/a
1	DW001	COD	500	0.0769	25.62
		NH ₃ -N	45	0.0069	2.293
		总氮	70	0.0108	3.587
本项目排污口合计		COD	500	0.0769	25.62
		NH ₃ -N	45	0.0069	2.293
		总氮	70	0.0108	3.587

4.5.2.3 技改前后废水污染物变化情况

本项目技改前后废水中污染物变化情况汇总见表 4.5-20。

表 4.5-20 技改前后废气中污染源变化情况汇总表

污染物	技改前	技改后	变化情况
废水量 (m ³ /a)	24891.01	51240.819	+26349.81
COD (t/a)	12.446	25.62	+13.174
氨氮 (t/a)	1.12	2.293	+1.173
总氮 (t/a)	1.742	3.587	+1.845

注：废水总排口 COD、氨氮、总氮按照 500mg/L、45mg/L、70mg/L 计算。

4.5.3 固体废物

4.5.3.1 固体废物产生及处置情况汇总

本项目技改完成后，项目产生的固体废物包括废催化剂 S1、废萃取剂 S2、废母液 S3、废活性炭 S4、污水站生化污泥、废矿物油、实验室废物。

本项目工业固体废物产生及处置情况汇总表 4.5-21。

4.5.3.2 技改前后固体废物变化情况汇总

本项目技改前后固废产生变化情况汇总见表 4.5-22。

表 4.5-21 本项目工业固体废物产生及处置情况一览表

装置	编号	污染源名称	形态	产生工序及装置	主要成分	有害成分	类别	代码	危险特性	排放规律	排放量 t/a	治理措施
氨脞化单元	S1	废催化剂	固	氨脞化反应过滤工序	催化剂、水、叔丁醇、丁酮、丁酮脞	有机杂质	HW50	261-152-50	T	连续	1.533	委托有相应资质单位处理
	S2	废萃取剂	固	2#精馏塔	异辛醇、丁酮脞、水	有机杂质	HW06	900-402-06	T, I, R	连续	21.222	送在建焚烧炉处理
脞水解单元	S3	废母液	液	母液塔	丁酮脞、水、丁酮、盐酸羟胺、氯化氢	有机杂质	HW06	900-404-06	T, I, R	连续	20.098	
储运工程	S4	废活性炭	固	废气处理	活性炭	有机杂质	HW49	900-039-49	T, I	间断	5.95	委托有相应资质单位处理
环保工程	/	生化污泥	固	污水处理	污泥	有机杂质	HW45	261-084-45	T	间断	10.25	
化验室	/	化验室废物	固/液	化验工序	实验室废物、废液及包装物	有机物	HW49	900-047-49	T/C/I/R	间断	0.1	
维修过程	/	废矿物油	液	维修	废矿物油	石油类	HW08	900-249-08	T/I	间断	0.1	送在建焚烧炉处理
合计		危险废物									59.253	

表 4.5-22 技改前后固体废物产生情况汇总表 (t/a)

装置	污染源名称	技改前	技改后	变化情况
氨脞化单元	废催化剂	2	1.533	-0.467
	废萃取剂	30	21.222	-8.778
脞水解单元	废母液	150	20.098	-129.902
	干燥蒸发残渣	0.3	0	-0.3
储运工程	废活性炭	5.95	5.95	0
公用工程	新增生化污泥	4.98	10.25	5.27
化验室	化验室废物	0.1	0.1	0
维修过程	废矿物油	0.1	0.1	0
合计		193.43	59.253	-134.177

注：技改前固体废物产生量采用技改前盐酸羟胺运行过程中实际产生量（即现有工程固体废物统计数据）。

4.5.4 噪声

本项目技改后，新增的噪声源主要为真空泵机组、离心机、流化床干燥机等，通过采用低噪声点击、基础减振等措施后，产生的噪声得到有效控制。噪声排放情况见表 4.5-23。

表 4.5-23 本项目噪声排放一览表

序号	建筑物名称	声源名称	型号	声源源强 (声压级/距声源距离) / (dB(A)/m)	声源控制措施	空间相对位置/m			距室内边界距离/m	室内边界声级/dB(A)	运行时段	建筑物插入损失/dB(A)	建筑物外噪声	
						X	Y	Z					声压级/dB(A)	建筑物外距离/m
1	车间	1#离心机	/	80-90dB(A)/0m	隔声、减振、室内设置	20	5	11.6	5	71.0	24h/d	6	65	1
2		2#离心机	/	80-90dB(A)/0m		20	8	11.6	5	71.0	24h/d	6	65	1
3		3#离心机	/	80-90dB(A)/0m		20	11	11.6	5	71.0	24h/d	6	65	1
4		流化床干燥机	/	80-90dB(A)/0m		18	5	5.8	5	71.0	24h/d	6	65	1
5		1#真空泵机组	/	80-90dB(A)/0m		20	1	2	5	71.0	24h/d	6	65	1
6		2#真空泵机组	/	80-90dB(A)/0m		22	3	2	5	71.0	24h/d	6	65	1
7		3#真空泵机组	/	80-90dB(A)/0m		24	5	2	5	71.0	24h/d	6	65	1

4.5.5 非正常工况下污染物产生及排放情况

本项目非正常工况排放主要分为两类：一类是在正常开、停车、工艺设备故障或部分设备检修时会有较大量的污染物排出，另一类是环保设施达不到设计规定的指标运行，而使正常排放的污染物经过不完全处理或不经过处理直接排放而导致的超标排放。

本项目非正常工况主要包括以下几点：

(1) 设备开停车

在生产过程中，停电、停水、停风或某一设备发生故障，可导致整套装置临时停工。在临时停工时，调节各阀保持系统内流体的流动，待故障排除后，恢复正常生产。开工时，首先启动环保装置，然后再按照规程依次启动生产线上各个设备，一般不会出现超标排污的现象；停工时，则需先按照规程依次关闭生产线上的设备，然后关闭环保设备，保证设备开停车过程中产生的污染物送入环保设备，处理达标后排放。

(2) 设备检修

生产装置每年一次检修时，装置首先要停工，反应釜等设备进行检查、维修和保

养后，再开工生产。

（3）非正常工况废气排放情况

本项目废气处理系统如发生故障，处理效率降低或完全失效，废气污染物排放量增大，造成非正常排放。发生一般事故时，在设备运行的同时进行抢修，如废气处理系统必须停止运行，则应通知生产车间停止生产。非正常排放污染物源强按废气处理系统停止运行考虑。

本项目装置区工艺废气治理主要为尾气吸收塔，采用水作为吸收剂，因此故障的可能性较低，因此本次非正常工况主要考虑包装工序布袋除尘器故障，除尘效率降低为 50%。非正常工况下，污染物的排放情况见表 4.5-24。

表 4.5-24 非正常工况废气中污染物排放情况

污染源	主要污染物	故障	排放浓度 (mg/m ³)	排放速率 (kg/h)	达标情况	排放参数
包装粉尘	颗粒物	布袋除尘器（处理效率降低为 50%）	15.63	0.031	超标	H 29m, D 0.25m

由上述情况可知，非正常工况下，包装工序布袋除尘器故障时，废气中颗粒物排放浓度超标，因此在生产过程中要及时对废气治理设施进行检查，同时加强设备维护，防止出现污染物超标排放的现象发生，一旦发生污染治理设施故障，处理效率降低的情况，立即关闭生产线。

（4）非正常工况废水污染源

由于化工生产区受生产设备跑、冒、滴、漏的影响，遇到降雨时，地面污染物被冲洗下来。降雨初期的雨水受到污染，需单独收集贮存、处理。随着降雨的延续，地面被冲洗干净，这时把清净的水切换到雨水直排系统。

雨水主要依靠地沟和事故水池。在生产区、仓库周围设置地沟和事故水池，并在事故水池旁边设置切换阀，初期雨水收集 15min，15min 后关闭污水阀，开启雨水阀；发生事故时，污水阀开启，雨水阀关闭，收集消防排水和污染的物料。雨水阀开启后，清洁的雨水经厂区雨水排水口排入园区雨水管网。

前期雨水经事故水池收集后进厂区污水处理站，处理达标后排入康达（东营）水务有限公司。

综上分析，为尽量避免非正常排放发生，企业应采取如下防范措施：

- ①对非正常状态下排放的危害加强认识，建立一套完善的环保设施检修体制。
- ②建设单位应做好生产设备和环保设施的管理、维修工作，选用质量好的设备；派专人对易发生非正常排放的设备进行管理，出现异常，及时维修处理。

③如出现事故情况，必要时应立即停产检修

4.5.6 本项目技改前后污染物排放分析

本项目技改完成后，三废排放情况见表 4.5-25，技改前后污染物变化情况见表 4.5-26。

表 4.5-25 本项目污染物排放量汇总

污染源	污染物名称	单位	产生量	外排量	消减量	去除率
废气 污染源	废气量	10 ⁴ Nm ³ /a	6996	6996	0	0
	烟尘	t/a	0.274	0.274	0	0
	NO _x	t/a	1.117	1.117	0	0
	氯化氢	t/a	0.457	0.243	0.214	46.83%
	二噁英类	g/a	0.0014	0.0014	0	0.00
	NH ₃	t/a	0.103	0.022	0.081	78.64%
	CO	t/a	0.842	0.842	0	0
	粉尘	t/a	1.993	0.085	1.908	95.74%
	VOCs	t/a	34.11	12.754	21.356	62.61%
	丁酮	t/a	10.88	0.924	9.956	91.51%
废水 污染源	废水量	10 ⁴ t/a	5.1240819	5.1240819	0	0
	COD	t/a	95.409	25.62	69.789	73.15%
	氨氮	t/a	2.293	2.293	0	0
	总氮	t/a	3.587	3.587	0	0
固体废物 (产生量)	危险废物	t/a	59.253	0	59.253	100.0%

表 4.5-26 技改前后污染物排变化情况表

污染源	污染物名称	单位	技改前 排放量	技改后 排放量	排放增减量
废气 污染源	废气量	10 ⁴ Nm ³ /a	8332	6996	-1336
	烟尘	t/a	0	0.274	+0.274
	NO _x	t/a	0	1.117	+1.117
	颗粒物	t/a	0.056	0.085	+0.029
	VOCs	t/a	13.374	12.754	-0.62
废水 污染源	废水量	10 ⁴ t/a	2.4891	5.1240819	+2.6349819
	COD	t/a	12.446	25.62	+13.174
	氨氮	t/a	1.12	2.293	+1.173
	总氮	t/a	1.742	3.587	+1.845
固体废物 (产生量)	危险废物	t/a	193.43	59.253	-134.177

注：本项目废水总排口 COD、氨氮、总氮按照 500mg/L、45mg/L、70mg/L 计算。

4.6 本项目实施后“三废”排放汇总

本项目技改完成后，全厂“三废”排放情况见表 4.6-1。

表 4.6-1 本次技改项目完成后全厂“三废”排放汇总（单位：t/a）

序号	项 目	现有工程+在建工程排放量	技改项目排放量	以新带老消减量	技改项目实施后全厂排放	排放增减量	
1	废气量 (10 ⁸ Nm ³ /a)	80.926	0.6996	0.8332	81.7924	+0.1336	
2	SO ₂ (t/a)	3.28	0	0	3.28	0	
3	NO _x (t/a)	8.06	0	0	8.06	0	
4	颗粒物 (t/a)	0.909	0.085	0.056	0.938	+0.029	
5	VOCs (t/a)	11.0753	12.754	13.374	10.4553	-0.62	
6	废水量 (10 ⁴ m ³ /a)	96.14413	5.1240819	2.4891	98.7791119	+2.6349819	
7	COD (t/a)	480.722	25.62	12.446	493.896	+13.174	
8	氨氮 (t/a)	43.268	2.293	1.12	44.441	+1.173	
9	总氮 (t/a)	67.302	3.587	1.742	69.147	+1.845	
10	固体废物 (产生量)	一般废物	3178.8	0	0	3178.8	0
11		疑似危险废物	143.36	0	0	143.36	0
12		危险废物	3477.85	59.253	193.43	3343.673	-134.177
13		合计	6800.01	59.253	193.43	6665.833	-134.177

注：①本项目依托在建焚烧炉处理废气新增的污染物已在在建项目中统计，本次不再重复计算；②废水总排口 COD、氨氮、总氮按照 500mg/L、45mg/L、70mg/L 计算；③以新带老消减量即为技改前项目污染物排放量。

4.7 碳排放分析

根据生态环境部《关于加强高耗能、高排放建设项目生态环境源头防控的指导意见》（环环评[2021]45号）“将碳排放影响评价纳入环境影响评价体系。在环评工作中，统筹开展污染物和碳排放的源项识别、源强核算、减污降碳措施可行性论证及方案比选，提出协同控制最优方案。”拟建项目属于基础化学原料制造业，根据国家发展和改革委员会发布的《中国化工生产企业温室气体排放核算方法与报告指南（试行）》和《温室气体排放核算与报告要求 第10部分：化工生产企业》（GB/T 32151.10-2015）对碳排放进行分析。

4.7.1 核算方法

本项目仅涉及《京都议定书》规定的六种温室气体中的二氧化碳（CO₂），因此本章节仅核算碳排放总量。

根据《中国化工生产企业温室气体排放核算方法与报告指南（试行）》，温室气体排放总量计算公式如下：

$$E_{GHG} = E_{CO_2-燃烧} + E_{GHG过程} - R_{CO_2-回收} + R_{CO_2-净电} + R_{CO_2-净热} \quad (4.8-1)$$

式中：E_{GHG}：为报告主体的温室气体排放总量，单位为吨 CO₂ 当量；

E_{CO₂-燃烧}：为企业边界内化石燃料燃烧产生的 CO₂ 排放；

$E_{GHG-过程}$ ：为企业边界内工业生产过程产生的各种温室气体 CO_2 当量排放；

$E_{CO_2-回收}$ ：为企业回收且外供的 CO_2 量；

$R_{CO_2-净电}$ ：为企业净购入的电力消费引起的 CO_2 排放；

$R_{CO_2-净热}$ ：为企业净购入的热力消费引起的 CO_2 排放。

根据本项目的生产特点可知，本项目生产过程中不使用燃料，无二氧化碳回收利用，因此，碳排放量核算仅考虑生产过程碳排放量和蒸气、电力使用引起得碳排放。

1、工业生产过程排放

工业生产过程温室气体排放量 $E_{GHG-过程}$ 等于工业生产过程中不同种类的温室气体排放折算成 CO_2 当量后的和：

$$E_{GHG-过程} = E_{CO_2-过程} + E_{N_2O-过程} \times GWP_{N_2O} \quad (4.8-2)$$

其中：

$$E_{CO_2-过程} = E_{CO_2-原料} + E_{CO_2-碳酸盐} \quad (4.8-3)$$

$$E_{N_2O-过程} = E_{N_2O-硝酸} + E_{N_2O-己二酸} \quad (4.8-4)$$

$E_{CO_2-原料}$ ：为化石燃料和其它碳氢化合物用作原材料产生的 CO_2 排放；

$E_{CO_2-碳酸盐}$ ：为碳酸盐使用过程产生的 CO_2 排放；本项目不涉及。

$E_{N_2O-硝酸}$ ：为硝酸生产过程的 N_2O 排放；本项目不涉及。

$E_{N_2O-己二酸}$ ：为己二酸生产过程的 N_2O 排放；本项目不涉及。

GWP_{N_2O} ：为 N_2O 相比 CO_2 的全球变暖潜势(GWP)值。取值 310。

本项目不涉及碳酸盐和己二酸的使用，故工业生产过程排放采用下式计算：

$$E_{GHG-过程} = E_{CO_2-过程} = E_{CO_2-原料} \quad (4.8-5)$$

①原材料消耗产生的 CO_2 排放

化石燃料和其它碳氢化合物用作原材料产生的 CO_2 排放，根据原材料输入的碳量以及产品输出的碳量按碳质量平衡法计算：

$$E_{CO_2-原料} = \left\{ \sum_r (AD_r \times CC_r) - \left[\sum_p (AD_p \times CC_p) + \sum_w (AD_w \times CC_w) \right] \right\} \times \frac{44}{12} \quad (4.8-6)$$

式中：

$E_{CO_2-原料}$ ：为化石燃料和其它碳氢化合物用作原材料产生的 CO_2 排放，单位为吨；

r ：为进入企业边界的原材料种类，如具体品种的化石燃料、具体名称的碳氢化合物、碳电极以及 CO_2 原料；

AD_r: 为原材料 r 的投入量,对固体或液体原料以吨为单位,对气体原料以万 Nm³ 为单位;

CC_r: 为原材料 r 的含碳量,对固体或液体原料以吨碳/吨原料为单位,对气体原料以吨碳/万 Nm³ 为单位;

p: 为流出企业边界的含碳产品种类,包括各种具体名称的主产品、联产产品、副产品等;

AD_p: 为含碳产品 p 的产量,对固体或液体产品以吨为单位,对气体产品以万 Nm³ 为单位;

CC_p: 为含碳产品 p 的含碳量,对固体或液体产品以吨碳/吨产品为单位,对气体产品以吨碳/万 Nm³ 为单位;

w 为流出企业边界且没有计入产品范畴的其它含碳输出物种类,如炉渣、粉尘、污泥等含碳的废物;

AD_w: 为含碳废物 w 的输出量,单位为吨;

CC_w: 为含碳废物 w 的含碳量,单位为吨碳/吨废物 w。

2、净购入电力和热力消费引起的 CO₂ 排放 (E_{CO₂-净电}和 E_{CO₂-净热})

①根据《中国化工生产企业温室气体排放核算方法与报告指南(试行)》,企业净购入的电力消费引起的 CO₂ 排放以及净购入的热力消费引起的 CO₂ 排放分别按以下公式计算:

$$R_{CO_2-净电}=AD_{电力} \times EF_{电力} \quad (4.8-7)$$

$$R_{CO_2-净热}=AD_{热力} \times EF_{热力} \quad (4.8-8)$$

式中:

R_{CO₂-净电}: 为企业净购入的电力消费引起的 CO₂ 排放,单位为 tCO₂;

R_{CO₂-净热}: 为企业净购入的热力消费引起的 CO₂ 排放,单位为 tCO₂。

AD_{电力}为企业净购入的电力消费,单位为 MWh。

AD_{热力}为企业净购入的热力消费,单位为 GJ(百万千焦)。

EF_{电力}为电力供应的 CO₂ 排放因子,单位为吨 CO₂/MWh;

EF_{热力}为热力供应的 CO₂ 排放因子,单位为吨 CO₂/GJ。

4.7.2核算方法

根据核算边界内各单元分析,本项目排放源及气体种类详见下表。本期工程碳排

放 核算内容包括工业生产过程排放（原材料消耗使用过程）、净购入电力和人力 消费引起的排放。

表 4.7-1 本项目碳排放源信息表

序号	排放类型	排放源	温室气体种类	界区	备注
1	燃料燃烧 E _{CO2-燃烧}	/	/	/	不涉及
2	工业生产过程 E _{GHG 过程}	生产装置	CO ₂	生产边界	
3	CO ₂ 回收利用 R _{CO2-回收}	/	/	/	不涉及
4	净购入电力 R _{CO2-净电}	电力	CO ₂	生产边界	
5	净购入热力 R _{CO2-净热}	热力	CO ₂	生产边界	

4.7.2.1 工业生产过程 CO₂ 排放核算

1、核算公式

$$E_{CO_2-原料} = \left\{ \sum_r (AD_r \times CC_r) - \left[\sum_p (AD_p \times CC_p) + \sum_w (AD_w \times CC_w) \right] \right\} \times \frac{44}{12} \quad (4.8-6)$$

2、核算结果

表 4.7-2 工业生产过程（原材料消耗）CO₂ 排放核算表

原材料 r	技改前		技改后	
	ADr 投入量 (t)	CCr 含碳量 (吨碳/吨原料)	ADr 投入量 (t)	CCr 含碳量 (吨碳/吨原料)
叔丁醇	30.81	0.648	30.81	0.648
丁酮	28.13	0.666	28.13	0.666
异辛醇	56.67	0.737	56.67	0.737
含碳废物 w	含碳废物 w 的输出量 ADw (t)	含碳产品 w 的含碳量 CCw (吨碳/吨废物)	含碳废物 w 的输出量 ADw (t)	含碳产品 w 的含碳量 CCw (吨碳/吨废物)
固废	182.3	0.720	23.929	0.720
工业生产过程 CO ₂ 排放量 E _{CO2-原料} (tCO ₂)	/	153.720	/	97.692

4.7.2.2 净购入电力隐含的 CO₂ 排放核算

1、核算公式

$$R_{CO_2-净电} = AD_{电力} \times EF_{电力} \quad (4.8-7)$$

2、核算结果

表 4.7-3 净购入电力 CO₂ 排放核算表

序号	用电单元	技改前	技改后
1	电力消费 (MWh/a)	42000	36000
2	排放因子 tCO ₂ /MWh	0.8843 《2019 年电力工业统计资料汇编》	
3	净购入电力 CO ₂ 排放量 R _{CO2-净电} (tCO ₂ /a)	37140.6	31834.8

4.7.2.3 净购入热力隐含的 CO₂ 排放核算

1、核算公式

$$R_{CO_2-净热} = AD_{热力} \times EF_{热力} \quad (4.8-8)$$

2、核算结果

根据企业提供设计资料，净购入 CO₂ 排放因子按 0.11 吨 CO₂/GJ 计，则本项目技改前后净购入热力的热力消费引起的 CO₂ 排放量为：

技改前：0.11 吨 CO₂/GJ × 45200 吨 × 2.792GJ/吨 = 13881.82 吨 CO₂。

技改后：0.11 吨 CO₂/GJ × 21500 吨 × 2.792GJ/吨 = 6603.08 吨 CO₂。

表 4.7-4 净购入热力 CO₂ 排放核算表

序号	蒸汽单元	数据	
		技改前	技改后
1	外购蒸汽 (t/a)	45200	21500
2	排放因子 tCO ₂ /GJ	0.11	
3	净购入热力 CO ₂ 排放量 R _{CO₂-热力}	13881.82	6603.08

备注：蒸汽所含热值约 2.972GJ 的热力。

4.7.2.4 碳排放汇总

由于本项目仅排放《京都议定书》规定的六种温室气体中的二氧化碳（CO₂），因此无需核算其他温室气体的 CO₂ 排放当量。企业的温室气体排放总量按如下公式计算：

$$E_{GHG} = E_{CO_2-燃烧} + E_{GHG-过程} - R_{CO_2-回收} + R_{CO_2-净电} + R_{CO_2-净热}$$

式中：

E_{GHG} 为报告主体的温室气体排放总量，单位为 tCO₂；

E_{CO₂-燃烧} 化石燃料燃烧活动产生的 CO₂ 排放，单位为 tCO₂；

E_{GHG-过程} 工业生产过程产生的排放量，单位为 tCO₂；

E_{CO₂-回收} 企业回收且外供的 CO₂ 量；

E_{CO₂-净电} 净购入电力隐含的 CO₂ 排放，单位为 tCO₂；

E_{CO₂-净热} 净购入热力隐含的 CO₂ 排放，单位为 tCO₂。

项目温室气体排放量汇总见下表 4.7-5。

表 4.7-5 碳排放源信息表

序号	排放类型	排放源	CO ₂ 排放量 (tCO ₂)		备注
			技改前	技改后	
1	燃料燃烧 E _{CO₂-燃烧}	/	0	0	不涉及

2	工业生产过程 EGHG 过程	生产装置	153.72	97.692	
3	CO ₂ 回收利用 R _{CO₂-回收}	/	0	0	不涉及
4	净购入电力 R _{CO₂-净电}	电力	37140.6	31834.8	
5	净购入热力 R _{CO₂-净热}	热力	13881.82	6603.08	
6	合计		51176.14	38535.572	-12640.568

由计算可知，本项目技改后，温室气体减少排放量约为12640.568吨二氧化碳当量。

4.8 清洁生产分析

本项目没有清洁生产指标，本次技改项目评价从工艺先进性、物耗水平、能耗水平、污染物排放水平等方面综合考虑清洁生产水平。

(1) 工艺先进性

本项目技改后采用丁酮、液氨、双氧水、盐酸为原料生产盐酸羟胺，利用丁酮肟水解制备盐酸羟胺，过程中副产丁酮可回到前端氨肟化工序作为生产丁酮肟的原料，工艺实现了丁酮闭路循环，有效提高了工艺整体的原料及辅助原料利用率，符合清洁生产要求。

(2) 物耗、能耗水平分析

根据上述分析，本次技改后，主要原料用量液氨、双氧水、叔丁醇、丁酮、异辛醇用量不变，用 31%盐酸替代氯化氢气体，产品产能不变，且产品质量提高，同时循环水、纯水、蒸汽及用电量均减少，因此符合清洁生产要求。

(3) “三废”排放水平分析

本项目主要采取的污染控制措施和方案详见环境保护措施分析章节。

本项目技改后，废气、固废排放量均减少，其中废气和废水项污染物采取措施后均能达标排放，固体废物均委托有资质单位处理，对环境的影响较小。

综合以上分析，本项目技改后，在生产工艺先进性、物耗、能耗水平分析及三废排放水平分析方面，均符合清洁生产要求。

4.9 总量控制分析

4.9.1 废气

本项目工艺不凝气及储罐损耗废气依托在建焚烧炉处理，依托焚烧炉处理废气中增加的污染物已在在建项目焚烧炉中统计且申请了总量，因此本次不再重复计算。

本项目技改完成后，新增颗粒物排放量为 0.029t/a，减少 VOCs 排放量为 0.62t/a，

根据《东营市生态环境局关于印发<污染物排放总量指标跟着项目走机制实施细则>的通知》（东政办字[2020]25号），本项目不需要申请总量。

4.9.2 废水

本次技改新增废水经现有污水站处理后，最终排入康达（东营）水务有限公司深度处理，经处理达标后排至神仙沟，新增排放废水 26349.819m³/a，经康达（东营）水务有限公司后排入湿地 COD1.317t/a，氨氮 0.066t/a。废水污染物排放总量指标纳入康达（东营）水务有限公司总量指标统一管理。

4.10 小结

（1）东营市赫邦化工有限公司 1.5 万吨/年盐酸羟胺装置工艺升级改造项目（一期）位于东营港高端石化和新材料产业园（东营港化工产业园），东营市赫邦化工有限公司现有厂区内，主要建设内容为在现有 1.5 万吨/年盐酸羟胺装置（一期）的基础上，新增反应塔及其附属设备、母液提浓塔及其附属设备、离心机、流化床干燥机、结晶釜等主要设备，拆除二合一分离设备、管链输送设备、螺旋输送设备，停用盘式干燥机等，盐酸羟胺工艺由反应精馏、反应提浓釜式反应法改为塔式反应法，技改完成后产能不变。本项目总投资 266.2 万元，环保投资 5 万元，不新增职工定员，年运行 8000d。

（2）本项目技改后，原辅材料中液氨、双氧水、叔丁醇、丁酮、异辛醇、催化剂、促进剂用量不变，技改后用 31% 盐酸代替氯化氢气体，新增 31% 盐酸用量 8464.194t/a，减少氯化氢气体用量 2626.91t/a，新增 30% 碱液用量 2.76t/a。

（3）本项目技改完成后，新增颗粒物排放量为 0.029t/a，减少 VOCs 排放量为 0.62t/a。

（4）本项目技改完成后，新增废水排放量 26349.819m³/a，新增 COD、氨氮、总氮排放量分别为 13.174t/a、1.173t/a、1.845t/a。

（5）本项目技改完成后，减少危险废物产生量约为 134.177t/a。