

上虞普尔树脂有限公司

废气持续整治提升设计方案

杭州乾贞环境科技有限公司

(设计证书编号：2012-274)

二零一五年六月

浙江省环境污染防治工程专项设计 认 可 证 书

证 书 编 号 2012-274

经专家组评审，确认具有以下范围

持证单位名称 杭州乾贞环境科技有限公司

专项设计资质：

法 人 代 表 赵青宁

废水、废气

持证单位地址 杭州市西湖区振华路196号裕华大厦B19012室

(以下空白)

有效期 2012年7月9日至2015年7月8日

年检记录	2013	2014	2015

发证单位  浙江省环保产业协会
2012年7月9日

项 目 责 任 表

项目负责人： 赵青宁

环保工艺： 赵方林

方案撰写： 洪家顺

方案审核： 张浩哲

目 录

1 概况	1
1.1 公司概况	1
1.2 方案编制依据	1
1.3 废气污染物执行排放标准	2
1.4 整治目的与要求	3
2 生产工艺与污染物排放情况	4
2.1 配套白球生产线	4
2.1.1 原辅料及生产设备	4
2.1.2 工艺流程及主要反应过程	5
2.1.3 物料衡算	6
2.1.4 废气排放源强估算	6
2.2 阳离子交换树脂	7
2.2.1 原辅料及生产设备	7
2.2.2 工艺流程及主要反应过程	8
2.2.3 物料衡算	10
2.2.4 废气排放源强估算	10
2.3 阴离子交换树脂	11
2.3.1 原辅料及生产设备	11
2.3.2 工艺流程及主要反应过程	12
2.3.3 物料衡算	14
2.3.4 废气排放源强估算	15
2.4 储罐区	16
3 现有废气治理现状	16
3.1 配套白球生产线	16
3.2 阳离子交换树脂	17
3.3 阴离子交换树脂	17
3.3.1 氯化工段	17
3.3.2 胺化工段	18
3.4 集中处理系统	18
3.5 污水站废气	18
3.6 储罐区废气	19
3.6.1 氯甲醚储罐废气	19
3.6.2 二甲基乙醇胺储罐废气	19
4 存在问题及持续整改措施	21
4.1 存在问题	21

4.1.1 专家提出的问题.....	21
4.1.2 勘查过程中发现的其余问题.....	22
4.2 建议整改措施.....	24
4.2.1 针对专家提出的问题的整改措施.....	24
4.2.2 针对现场勘查中发现的问题的整改措施.....	25
5 车间废气治理系统可行性分析.....	28
5.1 废气集气量核算及污染物排放浓度估算.....	28
5.1.1 配套白球生产线集气量及污染物浓度估算.....	28
5.1.2 阳离子交换树脂车间集气量及污染物浓度估算.....	28
5.1.3 阴离子交换树脂车间集气量及污染物浓度估算.....	29
5.1.4 罐区集气量估算.....	30
5.2 现有车间废气治理系统设备可行性分析.....	31
5.2.1 白球车间废气预处理系统.....	31
5.2.2 阳离子交换树脂车间废气预处理系统.....	31
5.2.3 阴离子车间氯化废气预处理系统.....	32
5.2.4 阴离子车间胺化废气预处理系统.....	32
5.2.5 车间废气集中处理系统.....	33
5.3 车间废气治理工艺合理性分析及调整.....	34
5.3.1 白球车间废气预处理工艺分析.....	34
5.3.2 阳离子交换树脂车间废气预处理工艺分析.....	34
5.3.3 阴离子交换树脂车间废气预处理工艺分析.....	35
5.3.4 车间废气集中处理工艺分析.....	35
5.3.5 车间废气处理系统处理效率估算.....	36
5.4 车间废气治理系统治理设备调整.....	37
5.4.1 阳离子树脂车间废气预处理系统设备调整.....	37
5.4.2 阴离子树脂车间废气预处理系统设备调整.....	37
5.4.3 车间废集中处理系统设备调整.....	39
6 持续整治提升工作计划.....	40

1 概况

1.1 公司概况

上虞普尔树脂有限公司是一家专业生产离子交换树脂的外商独资企业，位于杭州湾上虞工业园区纬三路。公司现有产品包括阴阳离子交换树脂及配套的白球生产线，其中阳离子交换树脂根据最后一次环评和三同时验收监测报告核定产量为 3300t/a（装置最大规模可做到 3500t/a），配套的白球生产线产能约 1100t/a，该生产线于 2003 年通过上虞市环境保护局审批（文号为虞环审[2003]108 号），并于 2005 年 5 月通过环保“三同时”验收。

为深入推进“五气共治”工作，提高企业废气污染防治能力，改善和提高区域大气环境质量，结合虞环【2015】32 号关于印发《园区重点废气企业“体检式会诊”，持续整治提升工作计划》的通知要求；上虞普尔树脂有限公司需根据杭州湾上虞经济技术开发区化工企业持续整治提升行动检查情况反馈表（专家意见）的要求进行整治提升。为此，上虞普尔树脂有限公司委托杭州乾贞环境科技有限公司编制废气持续整治提升设计方案。

1.2 方案编制依据

具体编制依据如下：

- （1）关于印发《园区重点废气企业“体检式会诊”，持续整治提升工作计划》的通知（虞环【2015】32 号）；
- （2）《上虞普尔树脂有限公司废气深化整治改造设计方案》(修改稿)；
- （3）《上虞普尔树脂有限公司污水处理改造方案》；
- （4）《上虞普尔树脂有限公司行业整治提升技术绩效评估报告》；
- （5）浙环发[2012]60 号《关于印发浙江省印染造纸制革化工等行业整治提升方案的通知》，以及附件 4《浙江省化工行业整治提升方案》，2012 年 7 月；
- （6）虞政办发[2013]35 号《上虞市人民政府关于印发上虞市印染造纸制革化工等行业整治提升实施方案的通知》及附件 5《化工行业整治验收标准》，2013 年 2 月 7 日；
- （7）浙经贸医化 2005[1056]《关于做好推进传统化工技术装备水平提升工作的通知》；浙政发[2011]107 号文“关于十二五时期重污染高能耗行业深化整治

促进提升的指导意见”；工业和信息化部《部分工业行业淘汰落后生产工艺装备和产品指导目录(2010 年本)》；浙经信医化[2011]759 号《关于印发浙江省化工行业生产管理规范指导意见的通知》等的相关文件；

(8) 国家发改委第 9 号令《产业结构调整指导目录(2011 年本)》及“国家发展改革委关于修改《产业结构调整指导目录(2011 年本)》有关条款的决定”；工产业[2010]第 122 号《部分工业行业淘汰落后生产工艺装备和产品指导目录(2010 年本)》；浙淘汰办[2010]2 号《浙江省淘汰和禁止发展的落后生产能力目录(2010 年本)》等相关文件。

(9) 杭州湾上虞经济技术开发区化工企业持续整治提升行动检查情况反馈表。

1.3 废气污染物执行排放标准

本项目废气在 2017 年 7 月 1 日前执行原有标准，具体为废气中甲醇、氯化氢等、硫酸雾及二氯甲烷执行《大气污染物综合排放标准》(GB16297- 1996)；恶臭等执行《恶臭污染物排放标准》(GB14554-93)。苯乙烯参考 2017 年 7 月 1 日后执行《合成树脂工业污染物排放标准》(GB31572-2015)，见表 1-1。

表 1-1 工艺废气排放标准

污 染 物	最高允许排放浓度(mg/m ³)	15 米排气筒最高允许排放速率(kg/h)	无组织监控浓度(mg/m ³)	执行标准
HCl	100	0.26	0.20	GB16297-1996
甲醇	190	5.1	12	
硫酸雾	45	1.5	1.2	
甲醛	25	0.26	0.2	
恶臭	/	2000(无量纲)	20(无量纲)	GB14554-93
苯乙烯	50	/	5.0	GB31572-2015

1.4 整治目的与要求

（1）目的

为深入推进“五气共治”工作，改善和提高杭州湾上虞经济技术开发区大气环境质量，维护社会稳定，特制定《园区重点废气企业“体检式会诊”，持续整治提升工作计划》。

（2）要求

以杭州湾上虞经济技术开发区废气污染企业为重点，深入企业生产排污现场开展环境核查，找出企业存在的主要环保问题，并督促企业在规定期限内整改完成。通过整治，进一步提升企业污染防治能力，园区环境质量稳中有升，周围群众生态环境质量满意度有所提高。

2 生产工艺与污染物排放情况

目前，企业共有白球车间、阳离子交换树脂车间及阴离子交换树脂车间，共三个车间。

2.1 配套白球生产线

2.1.1 原辅料及生产设备

配套白球生产线的生产设备清单见表 2-1，其原辅料消耗情况见表 2-2。

表 2-1 配套白球生产线设备清单

编号	设备名称	规格	数量(台/套)
1	苯乙烯计量槽	Φ1200×1800×6	2
2	二乙烯苯计量槽	Φ600×2000×4	2
3	混和釜	KR2000L	3
4	聚合釜	KR5000L	5
5	二乙烯苯混合釜	KR5000L	2
6	水洗槽	Φ1800×2000×10	7
7	沸腾干燥机	FG05	3
8	直线振动筛	SZF-525-4	2
9	直线振动筛	SZF-525-6	2
10	纯水高位槽	3000L	2
11	螺旋板式换热器	10m ²	1
12	摆线针轮减速机	BLD5.5-4-23	6
13	摆线针轮减速机	BLD5.5-3-23	6
14	射胶砂浆泵	MFK50-20-28	1
15	玻璃钢泵	550×40-20	1
16	磁力自吸泵	ZCQ 40-32-32	2
17	冷水槽	Φ1000×1600×6	1

表 2-2 配套白球生产线辅材料消耗情况

编号	原料名称	规格	全年消耗量(t/a)
1	苯乙烯	99%	967.2
2	二乙烯苯	99%	161.2
3	引发剂	工业级	2.4
4	聚乙烯醇	工业级	4.0
5	氯化钠	工业级	56.4

2.1.2 工艺流程及主要反应过程

(1) 工艺流程

配套白球生产线的生产工艺流程见图 2-1，工艺流程具体说明见表 2.3。

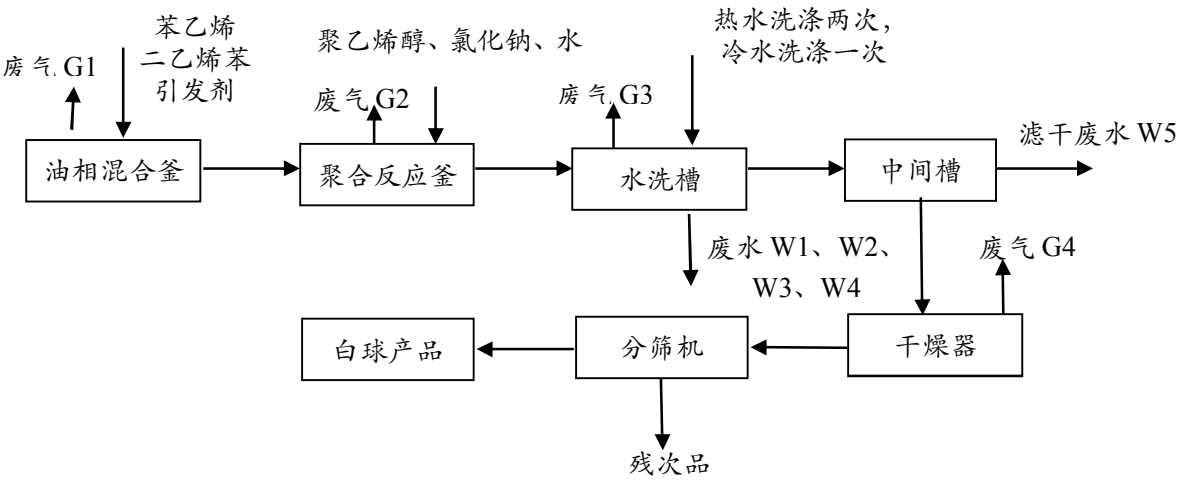


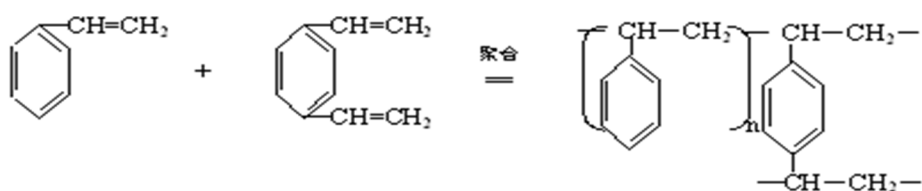
图 2-1 配套白球生产线生产工艺流程图

表 2-3 白球生产工艺流程说明

编号	工序名称	操作过程
1	油相制备	(1)苯乙烯由贮罐区内贮罐经机械泵送至白球生产车间高位计量槽； (2)二乙烯苯由车间外贮槽经机械泵送至白球生产车间高位计量槽； (3)计量槽内物料分批计量进入油相混合反应釜(注：反应釜容积为 2000L，设有搅拌机，不设冷凝回流装置)。加入 3kg 引发剂(过氧化苯甲酰)后，关闭人孔，反应温度：常温，搅拌 45min 后备用。
2	水相制备	在反应内加入 2700L 自来水，再打开人孔，加入 80kgNaCl，搅拌使 NaCl 充分溶解。
3	聚合反应	在水相中加入油相物料，搅拌升温至 70℃后投加分散剂(聚乙烯醇)5kg。搅拌溶解 1 小时后升温至 80℃，保温 3-4 小时。再升温至 96℃，保温 5 小时。然后降温至室温。
4	水洗	将反应好的混合物料放入水洗槽。先将母液放掉，再用热水洗二次和冷水洗一次，每次洗涤水用量为 2000kg。母液和洗涤废水均排入污水处理站。
5	中间槽	水洗好的白球仍含水，因此，水洗槽内白球放入中间槽内，滤干水份。
6	干燥器	白球经热风干燥，干燥机自带布袋收尘器将白球回收。干燥气在引风机的作用下通过排气筒排放。
7	分筛	分筛机的作用是将白球进行分级，粒径小于 0.3mm 和大于 0.8mm 的分出作为不合格产品，其余作为合格产品包装入库。

(2) 反应方程式

主要反应方程式——聚合反应：



2.1.3 物料衡算

配套白球生产线的工艺物料衡算见表 2-4。

2.1.4 废气排放源强估算

配套白球生产线废气排放源强估算见表 2-5。

表 2-4 配套白球生产线物料平衡(单位：kg/批)

投入		产出				
物料名称	投入量	物料名称		产出量	备注	
苯乙烯	1209.0	白球		1370.0	产品	
二乙烯苯	201.0	废水 W1		2585.0	污水处理系统	
过氧化苯甲酰	3.0	废水 W2		2000.0		
水	2700.0	废水 W3		2000.0		
氯化钠	80.0	废水 W4		2000.0		
聚乙烯醇	5.0	废水 W5		190.0		
热水	4000.0	废气 G1	苯乙烯	0.2	废气处理系统	
冷水	2000.0		二乙烯苯	0.1		
		废气 G2	苯乙烯	0.8		
			二乙烯苯	0.3		
		废气 G3	苯乙烯	0.2		
			二乙烯苯	0.1		
		废气 G4	白球粉尘	——	布袋回收	
			水蒸气	10.0		
		白球残次品			41.2	回用
Σ合计	10198	Σ合计			10198.0	

表 2-5 配套白球生产线废气源强估算

产污工段	污染物	排放源强(kg/批)	耗时(h)	生产批次	排放源强(kg/h)
油相制备	苯乙烯	0.2	1	2	0.40
	二乙烯苯	0.1			0.20
聚合反应	苯乙烯	0.8	10	3	0.24
	二乙烯苯	0.3			0.09
水洗槽	苯乙烯	0.2	1	2 (排放母液)	0.40
	二乙烯苯	0.1			0.20

2.2 阳离子交换树脂

2.2.1 原辅料及生产设备

阳离子交换树脂的生产设备清单见表 2-6，其原辅料消耗情况见表 2-7。

表 2-6 阳离子交换树脂生产设备情况

编号	设备名称	规格	数量(台/套)
1	配酸釜	KF10000	1
2	硫酸计量槽	Φ1600×1600×10	1
3	二氯乙烷计量槽	1000L	1
4	磺化反应釜	KR8000L	4
5	玻璃冷凝器	15m ²	3
6	65%的稀酸槽	3 m ³	4
7	稀释釜	Φ2000×2300×10	4
8	水洗槽	Φ2000×2200×10	3
9	套缸槽	Φ1600×2000	13
10	包装槽	Φ1800×2000×10	3
11	水喷真空泵	RPP-54-180	3
12	抽酸泵	50FSB-30L	6
13	物料泵	MF440-12-20	2
14	二氯乙烷回收槽	1000L	3
15	热水槽	10m ³	1

表 2-7 阳离子交换树脂原辅材料消耗情况

编号	原料名称	规格	全年消耗量(t/a)
1	白球	粒径 0.3~0.8mm	920.7
2	98%硫酸	98%	2573.4
3	二氯乙烷	99%	6.9
4	液碱	30%	844.0
5	氯化钠	工业级	115.1

2.2.2 工艺流程及主要反应过程

(1) 工艺流程

阳离子交换树脂生产工艺流程见图 2-2，工艺流程具体说明见表 2-8。

(2) 反应方程式

反应方程式——磺化反应：

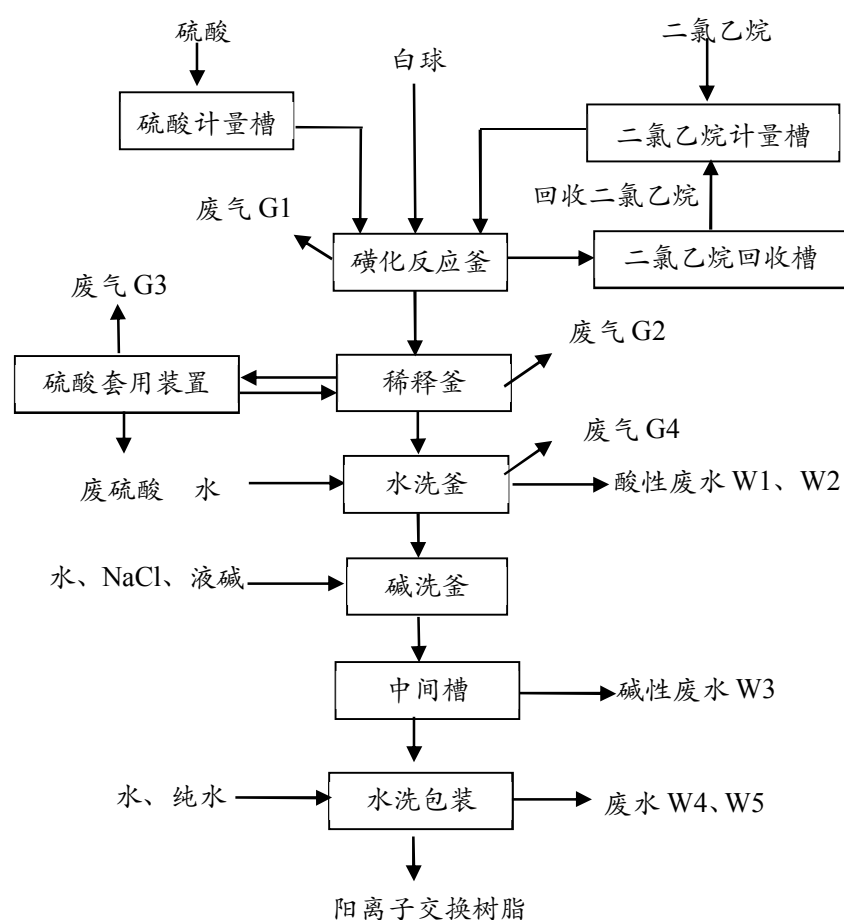
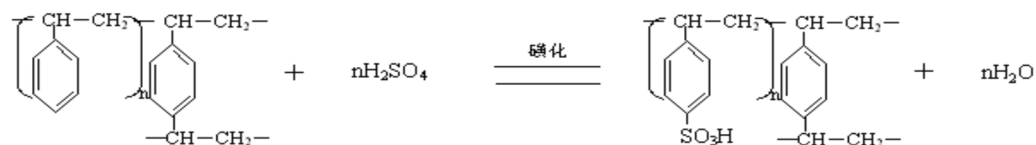


图 2-2 阳离子交换树脂生产工艺流程图

表 2-8 阳离子交换树脂生产工艺流程说明

编号	操作步骤	反应过程说明
磺化过程		
1	进料	先加 94%的硫酸(由 98%浓硫酸和 87%的废酸混合配成 94%的硫酸)3800L, 再加入白球 1200kg, 搅拌, 再加入二氯乙烷(作为膨胀剂)430kg。升温至 50℃, 膨胀时间 1 小时。
2	慢升温	缓慢升温至 70-90℃, 时间为 3 小时。此过程中二氯乙烷蒸出进入反应釜下部的接受槽,回收量 425kg。
3	磺化反应	反应温度为 95-100℃, 时间为 4-6 小时。
4	抽真空	在 95-100℃, 将反应釜中的二氯乙烷进行真空抽吸, 时间为 1 小时。
5	降温	反应釜温度降至 50℃左右。
6	转料	将磺化釜内的物料转至稀释釜。
稀释过程		
1	进料	磺化料进稀释釜。
2	滤母液	母液(浓硫酸)放出进入硫酸接受槽 1(87%)。
3	稀释 1	滴加 65%的硫酸 2000L, 滴完滤干后, 硫酸进入硫酸接受槽 1(与母液混合后配成 87%硫酸)。
4	稀释 2	滴加 40%的硫酸 3000L, 滴完滤干后, 硫酸进入 65%的套缸。
5	稀释 3	滴加 20%的硫酸 3500L, 滴完滤干后, 硫酸进入 40%的套缸。
6	稀释 4	滴加 10%的硫酸 3500L, 滴完滤干后, 硫酸进入 20%的套缸。
7	稀释 5	滴加 5%的硫酸 3500L, 滴完滤干后, 硫酸进入 10%的套缸。
8	洗涤	滴加水 4000L, 洗至 pH=5 左右, 滴完滤干后, 酸水(废水 1)进入污水池。
9	水洗	在水洗槽内加水 2200L, 滤干后去碱洗(废水 2)。
10	碱洗	先加自来水 1100L, 再加入氯化钠 150kg。然后滴加 30%液碱 1100kg, pH=12 左右。
11	稳定	加碱完毕后, 树脂在稀释釜内稳定 2 小时。
12	转料	将稀释釜内的物料转至中间槽。
水洗和包装过程		
1	进料	将稀释料放入中间槽内, 蒸汽直接加热升温至 100℃, 保温 1 小时后, 放水(废水 3)。
2	加水煮	加水 1100L, 蒸汽直接加热升温至 100℃, 保温 1 小时, 放水(废水 4)。重复四次冷却后下料, 转至水洗槽。
3	纯水洗涤	用纯水洗涤二次, 每次洗涤用水 1100L, 滤干(废水 5)。
4	包装入库	滤干后的树脂打入包装槽, 经包装后入库。

2.2.3 物料衡算

阳离子交换树脂的工艺物料衡算见表 2-9。

表 2-9 阳离子交换树脂物料平衡

单位: kg/批

投入		产出			
物料名称	投入量	物料名称		产出量	备注
94%硫酸	6958	阳离子交换树脂		1960	产出
白球	1200	废水 W1		4000	污水处理系统
二氯乙烷	430	废水 W2		2000	
65%硫酸	3000	废水 W3		2350	
40%硫酸	3900	废水 W4		4400	
20%硫酸	3990	废水 W5		2200	
10%硫酸	3745	废气 G1	硫酸	1.5	
5%硫酸	3675		二氯乙烷	5.0	
水	13900	废气 G2	硫酸	1.0	
氯化钠	150	废气 G3	硫酸	1.0	
30%液碱	1100	废气 G4	硫酸	0.5	
		二氯甲烷		425	回收
		87%硫酸		6394	回用
		65%硫酸		3000	回用
		40%硫酸		3900	回用
		20%硫酸		3990	回用
		10%硫酸		3745	回用
		5%硫酸		3675	回用
Σ合计	42048	Σ合计		42048	

2.2.4 废气排放源强估算

阳离子交换树脂产生废气排放源强估算见表 2-10。

表 2-10 阳离子交换树脂废气源强估算

产污工段	污染物	排放源强(kg/批)	耗时(h)	生产批次	排放源强(kg/h)
磺化反应	硫酸	1.0	8	2	0.25
	二氯乙烷	5.0			1.25
稀释	硫酸	1.0	3	2	0.67
水洗	硫酸	0.5	2	2	0.50

2.3 阴离子交换树脂

2.3.1 原辅料及生产设备

阴离子交换树脂的生产设备清单见表 2-11，其原辅料消耗情况见表 2-12。

表 2-11 阴离子交换树脂生产设备情况

编号	设备名称	规格	数量(台/套)
1	胺化水洗槽	Φ2000×1800×10	2
2	二甲基乙醇胺计量槽	Φ1000×1600×6	2
3	甲缩醛计量槽	5m ³	2
4	氯甲醚计量槽	2000L	2
5	液碱计量槽	Φ1000×1600×6	1
6	盐酸计量槽	1500L	1
7	胺化釜	K5000L	3
8	氯化釜	K3000L	2
9	氯甲醚贮槽	K10000L	2
10	包装槽	Φ1600×2000×10	2
11	氯甲醚下层槽	1m ³	1
12	冷凝器	10m ³	2
13	列管式冷凝器	15m ³	3
14	氯甲醚泵	50FSB-30B	1
15	树脂泵	MFK40-12-120	2
16	胺化釜减速机	BLD75-4-35	2
17	胺化釜减速机	BLD75-4-23	2
18	水喷真空泵	RPP-54-180	4
19	隔膜泵		4

表 2-12 阴离子交换树脂原辅材料消耗情况

编号	原料名称	规格	全年消耗量(t/a)
1	白球	粒径 0.3~0.8mm	304.5
2	氯甲醚	97.5%	487
3	氯化锌	工业一级品	91.35
4	甲缩醛	80%	870
5	二甲基乙醇胺	工业一级品	182.7
6	盐酸	30%	87

胺化反应:

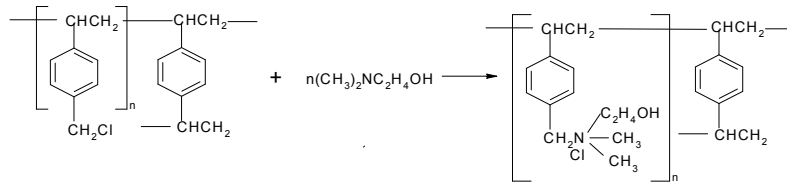


表 2-13 阴离子交换树脂氯化过程工艺流程说明

编号	操作步骤	反应过程说明
1	进料	将氯甲醚(1400kg/批)、白球(700kg/批)投入氯化反应釜中。
2	膨胀	上述混合物及上步产出的母液在氯化反应釜中膨胀 2 小时, 温度为 25℃;
3	催化反应	在膨胀后的物料中投入 ZnCl ₂ , 反应温度为 45℃, 时间为 10 小时。
4	过滤	将反应釜中的母液进行套用, 套用一次后废弃。
5	洗涤	将甲缩醛(1000kg/批)投入氯化反应釜中, 搅拌 1 小时, 将甲缩醛泵入甲缩醛中间槽内, 经蒸馏回收后回收液套用, 残液外运处置。
6	出料	将新鲜甲缩醛(1000kg/批)投入氯化反应釜中, 搅拌 1 小时, 形成氯化料。

表 2-14 阴离子交换树脂胺化反应过程工艺说明

编号	操作步骤	反应过程说明
1	进料	将氯化料(树脂 700kg/批, 甲缩醛 1000kg/批)投入胺化反应釜中
2	膨胀	上述混合物在胺化反应釜中膨胀 2 小时, 温度为 25℃;
3	胺化反应	在膨胀后的物料中滴加稀释好的二甲基乙醇胺(540kg)(含水 560kg), 反应温度为常温, 滴加时间为 10 小时, 先慢后快, 总滴加量为 1100kg。
4	保温	胺化后在常温下保温 4 小时。
5	取样分析	对树脂进行取样分析
6	酸化	若合格, 在胺化反应釜中加入 30%的盐酸, 加入量为 100kg。
7	蒸甲缩醛	将胺化反应釜内物料升温至 64℃, 蒸出的甲缩醛经冷凝后进入回收槽, 可用于氯化反应釜的洗涤用, 回收出 1100kg 甲缩醛。再升温到 85℃, 蒸出物接入废水管网, 180kg 废水。降温至 40℃。蒸馏过程中加入 880kg 自来水搅拌。
8	过滤	将胺化反应釜内的母液进行过滤, 产出的废水进入污水站处理。
9	水洗	放入自来水 1200kg, 搅拌 15min 后, 洗涤水送污水站处理。洗涤 2 次, 共用水 2400kg。
10	调酸	加入自来水 1000kg, 滴加 30% 盐酸 100kg, 将 pH 调至 2 左右, 稳定 2h。
11	过滤	将反应釜内酸水滤出进入污水系统。
12	洗涤	加入 65℃ 自来水 2400kg, 洗涤两次后出料。
13	放料	将胺化反应釜内物料放入水洗槽, 用纯水 4000kg 洗涤三次, 废水排入污水站。

2.3.3 物料衡算

阴离子交换树脂的工艺物料衡算见表 2-15。

表 2-15 阴离子交换树脂生产物料衡算表

投入		产出			
氯化工段					
物料名称	投入量	物料名称		产出量	备注
白球	700.0	混合液		2129.7	产品
氯甲醚	1120.0	废液 S1		540.5	外送处置
氯化锌	210.0	残液 S2		727.8	
甲缩醛	2000.0	废气 G1	氯甲醚	12.0	废气处理系统
		废气 G2	氯甲醚	22.0	
			甲醇	3.0	
		废气 G3	氯甲醚	6.0	
			甲醇	4.0	
			甲缩醛	10	
		废气 G4	甲缩醛	10	
			甲醇	4.0	
		废气 G5	甲缩醛	35.0	
			甲醇	15.0	
		回收甲缩醛		511.0	回收
Σ合计	4303.0	Σ合计		42048.0	
胺化工段					
物料名称	投入量	物料名称		产出量	备注
混合液	2129.7	阴离子交换树脂		2300	产品
二甲基乙醇胺	420	废水 W1		180	污水处理系统
自来水	3780	废水 W2		1050	
30%盐酸	200	废水 W3		1205.2	
纯水	4000	废水 W4		4600.0	
		废气 G6	甲缩醛	15.0	废气处理系统
			甲醇	4.0	
		废气 G7	甲缩醛	30.0	
			甲醇	10.0	
			二甲基乙醇胺	4.0	
		废气 G8	甲缩醛	4.0	
			甲醇	1.0	
			HCl	2.0	

投入		产出			
		废气 G9	甲缩醛	17.4	
			甲醇	3.0	
			HCl	1.1	
		废气 G10	HCl	2.0	
		回收甲缩醛		1100.0	回收
Σ合计	10529.7	Σ合计		10529.7	

2.3.4 废气排放源强估算

阴离子交换树脂氯化工段、胺化工段产生废气排放源强估算分别见表 2-16，表 2-17。

表 2-16 阴离子交换树脂氯化工段废气源强估算

产污工段	污染物	排放源强(kg/批)	耗时(h)	生产批次	排放源强(kg/h)
膨胀	氯甲醚	12.0	2	1	6.0
催化反应	氯甲醚	22.0	10	1	2.2
	甲醇	3.0			3.0
洗涤	氯甲醚	6.0	1	1	6.0
	甲醇	4.0			4.0
	甲缩醛	10			10.0
搅拌混合	甲缩醛	10	1	1	10.0
	甲醇	4.0			4.0
蒸馏回收	甲缩醛	35.0	6	1	5.8
	甲醇	15.0			2.5

表 2-17 阴离子交换树脂胺化工段废气源强估算

产污工段	污染物	排放源强(kg/批)	耗时(h)	生产批次	排放源强(kg/h)
膨胀	甲缩醛	15.0	2	1	7.50
	甲醇	4.0			2.00
胺化反应	甲缩醛	30.0	10	1	3.00
	甲醇	10.0			1.00
	二甲基乙醇胺	4.0			0.40
酸化	甲缩醛	4.0	1	1	4.00
	甲醇	1.0			1.00
	HCl	2.0			2.00
蒸馏	甲缩醛	17.4	6	1	2.90
	甲醇	3.0			0.50
	HCl	1.1			0.18
调酸	HCl	2.0	1	1	2.00

2.4 储罐区

罐区的设备情况见表 2-18。

表 2-18 罐区生产设备情况

编号	设备名称	规格	数量(台/套)
1	苯乙烯储罐	50m ³	2
2	甲缩醛储罐	50m ³	2
3	二甲基乙醇胺储罐	50m ³	1
4	氯甲醚储罐	50m ³	1
5	硫酸储罐	50m ³	4
6	液碱储罐	50m ³	1
7	盐酸储罐	50m ³	1

其中二甲基乙醇胺储罐、氯甲醚储罐配有冷凝系统，溶剂废气接至冷凝器（冷冻盐水），冷凝下来溶剂回收于铁桶回用于生产中，少量不冷凝气排放接入尾气处理系统。

3 现有废气治理现状

3.1 配套白球生产线

白球车间反应釜废气处理工艺见图 3-1，干燥器废气处理工艺见图 3-2。

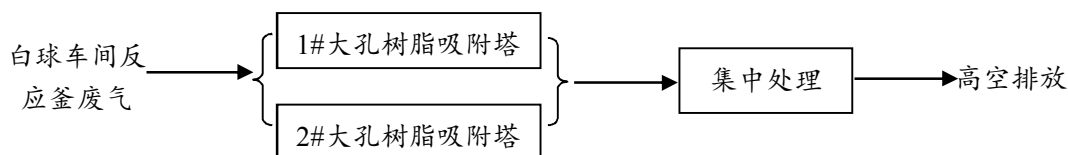


图 3-1 白球车间反应釜废气处理工艺流程图

【废气处理设施】:

（1）树脂吸附塔：塔径 850mm，塔高 1000mm，床层总厚度 0.50m。吸附塔采用两塔并联，树脂采用稀酸（约 70%硫酸）再生，每天再生一次，再生的酸液继续打回酸液储槽进行循环利用，采用 PC200 大孔吸附树脂。

（2）F4-72-3 型风机：风量 859~1589m³/h，风压 1300~792Pa。

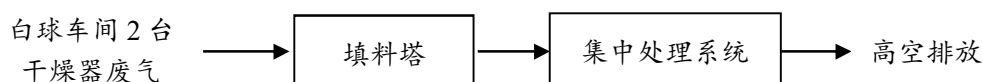


图 3-2 白球车间干燥器废气处理工艺流程图

【废气处理设施】:

- (1) 填料塔：塔径 800mm，塔高 8000mm，填料层总厚度 4.0m。
- (2) 风机：11kw。
- (3) IHF50-32-125 型水泵：功率 2.2KW，流量 12.5 m³/h，扬程 20m。

3.2 阳离子交换树脂

阳离子交换树脂车间废气处理工艺流程见图 3-3。



图 3-3 阳离子车间现状废气处理工艺流程图

【现有废气处理设施】:

- (1) 树脂吸附塔：塔径 1200mm，塔高 2000mm，床层总厚度 0.60m。单塔吸附，树脂采用稀酸（约 70%硫酸）再生，每天再生一次，再生的酸液继续打回酸液储槽进行循环利用，采用 PC200 大孔吸附树脂。
- (2) 一级碱洗塔：塔径 800mm，高 6000mm，填料层厚度 3m。
- (3) IHF50-32-125 型水泵：功率为 2.2kW，流量 12.5m³/h，扬程 20m。
- (4) 风机：风量 3977~7358m³/h，风压 810~560Pa。

3.3 阴离子交换树脂

3.3.1 氯化工段

阴离子交换树脂车间酸性废气处理工艺流程见图 3-4。

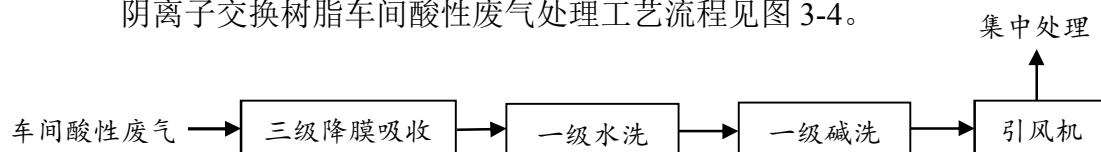


图 3-4 阴离子车间酸洗废气处理工艺流程图

【现有废气处理设施】:

- (1) 三级降膜吸收塔：塔径 350mm，高 3500mm，降膜面积 20m²。
- (2) 一级水洗吸收塔：塔径 1000mm，高 6000mm，填料层高度 3m。
- (3) 一级碱洗吸收塔：塔径 1000mm，高 6000mm，填料层高度 3m。
- (4) IHF50-32-125 型水泵：2.2KW，流量 12.5m³/h，扬程 20m，2 台。

3.3.2 胺化工段

胺化工段废气处理工艺流程见图 3-5。

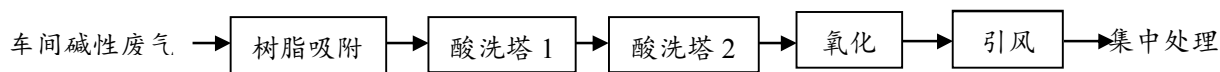


图 3-5 阴离子车间胺化工段废气处理工艺流程图

【现有废气处理设施】:

- (1) 树脂吸附塔：塔径 1000mm，高 2500mm，床层总厚度 0.60m，采用阳离子交换吸附树脂。
- (2) 酸洗塔 1：塔径 1000mm，高 6000mm，填料层高度 3m。
- (3) 酸洗塔 2：塔径 600mm，高 6000mm，填料层高度 3m。
- (4) 氧化塔：塔径 600mm，高 4000mm，填料层高度 2m。
- (5) IHF50-32-125 型水泵：2.2KW，流量 12.5 m³/h，扬程 20m，2 个。

3.4 集中处理系统

集中处理系统的处理工艺流程见图 3-6。

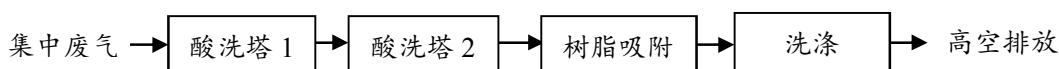


图 3-6 集中处理系统废气处理工艺流程图

【现有废气处理设施】:

- (1) 树脂吸附塔：塔径 1500mm，高 2500mm，床层总厚度 0.60m。
- (2) 酸洗塔 1：塔径 1000mm，高 4000mm，填料层高度 2m。
- (3) 酸洗塔 2：塔径 1200mm，高 5000mm，填料层高度 3m。
- (4) 洗涤塔：塔径 1200mm，高 8000mm，填料层高度 4m。
- (5) IHF50-32-125 型水泵：2.2KW，流量 12.5 m³/h，扬程 20m，2 个。
- (6) GYF-6C 风机：风量 2000m³/h，风压 5000Pa，11KW。

3.5 污水站废气

污水站废气分为两部分：(1) 调节池和污泥压滤房废气；(2) 生化池等其余处理构筑物废气。企业现有污水站废气处理工艺为调节池、污泥压滤房废气先经过树脂吸附塔处理后再汇同生化池废气进入后续处理，具体工艺流程见图 3-7。

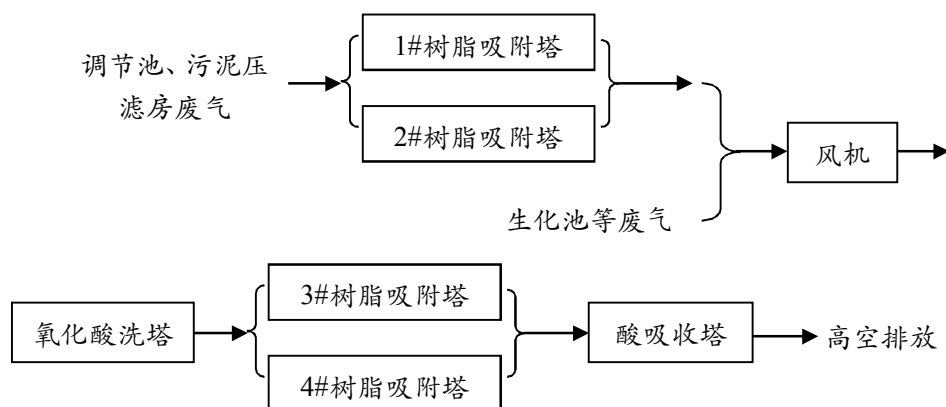


图 3-7 污水站废气处理工艺流程图

【现有废气处理设施】:

- (1) 树脂吸附塔 1、2: 塔径 1500mm, 高 2500mm。
- (2) 树脂吸附塔 3、4: 塔径 1000mm, 高 3000mm。
- (3) 氧化酸洗塔: 塔径 1800mm, 高 10000mm, 填料层高度 4m。
- (4) 酸洗塔: 塔径 1800mm, 高 10000mm, 填料层高度 4m。
- (5) IHF50-32-125 型水泵: 2.2KW, 流量 12.5m³/h, 扬程 20m。

3.6 储罐区废气

3.6.1 氯甲醚储罐废气

氯甲醚储罐呼吸废气处理系工艺见图 3-8。

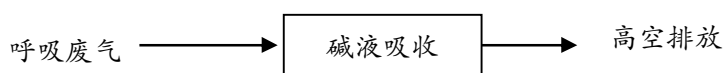


图 3-8 氯甲醚储罐废气处理工艺流程图

【现有废气处理设施】:

- (1) 碱洗塔: 塔径 500mm, 塔高 5000mm, 填料层高 2.0m。
- (2) 循环泵 40FPE-10: 流量按 10m³/h 计。

3.6.2 二甲基乙醇胺储罐废气

二甲基乙醇胺储罐呼吸废气处理系工艺见图 3-9。

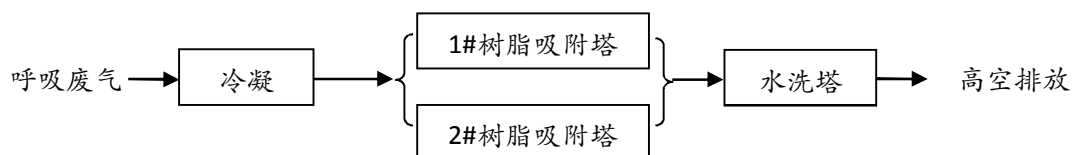


图 3-9 二甲基乙醇胺储罐废气处理工艺流程

【现有废气处理设施】:

(1) 树脂吸附塔：塔径 800mm，塔高 2000mm，床层总厚度 0.50m。吸附塔采用两塔并联，树脂采用稀酸(约 70%硫酸)再生，每天再生一次，再生的酸液继续打回酸液储槽进行循环利用。

(2) 水洗塔：塔径 500mm，塔高 5000mm，填料层高 2.0m。

(2) 循环泵：功率为 1.5kW，流量按 5m³/h 计。

4 存在问题及持续整改措施

4.1 存在问题

通过现场勘查，在废气收集治理方面，我们发现企业除专家提出的存在问题之外，亦存在着一些不足，建议今后逐步改善。希望企业在优先解决专家提出的问题的基础上，在今后发展的过程中能逐步改进提升，减少其对环境的影响。具体的有待提升改造的问题如下。

4.1.1 专家提出的问题

根据 2015 年 5 月 14 日由园区环保分局牵头邀请专家对公司的生产现场进行了摸底检查，通过检查找出了存在的主要问题，并对存在问题作了初步的整改提升指导，签署出具了整改建议，具体详见表 4-1《杭州湾上虞经济技术开发区化工企业持续整治提升行动检查情况反馈表》。

表 4-1 杭州湾上虞经济技术开发区化工企业持续整治提升行动检查情况反馈表

企业名称	上虞普尔树脂有限公司
检查时间	2015.5.14
存在问题	1、厂区存在恶臭物料泄漏，特别是阴树脂车间顶部有明显恶臭； 2、污水处理站厌氧系统因厌氧菌更换有恶臭废气散发； 3、废气处理设施有些点位阀门未关闭，导致废气泄漏； 4、阴树脂车间母液采用大量中转桶，有无组织废气散发。
整改建议	1、查找厂区恶臭物料泄漏点，尽快修复泄漏点； 2、查找厌氧菌更换频次多的原因，查明后对抑制厌氧菌活性的废水单独预处理，降低厌氧菌更换频次或直至消除； 3、增加废气治理设施的检修频次，严格操作规程检查，关闭所有阀门，确保设施正常运行； 4、建议母液采用槽罐中转，淘汰灌桶操作，槽罐呼吸废气接入废气处理系统。

4.1.2 勘查过程中发现的其余问题

我们现场勘查，发现企业废气收集治理方面存在以下不足，建议企业今后逐步改善，具体问题如下。

4.1.2.1 白球车间存在问题

(1)反应釜检修孔密闭不完全，不间断的有釜内水溶液滴落到车间地面上，存在着“跑、冒、滴、漏”现象；



(2) 反应釜人孔未密闭，废气从釜内孔溢出，影响车间环境；



(3) 车间外废水集水池未有效加盖密闭，其废水中含有少量的苯乙烯及二乙烯苯等污染物，容易成为无组织废气排放点；



(4)油相制备釜及聚合釜内主要为苯乙烯及二乙烯苯等有机物，其易挥发，

其废气管路上未配备冷凝设备，无法有效的从源头控制废气中有机污染物的排放量；

（5）水洗槽采用热水冲洗，其产生废气主要为水蒸气，温度相对较高，其废气进入树脂吸附塔容易影响吸附效果。

（6）企业现有的直线式振动筛上料口中有少量白球物料撒落在附近，影响车间地面整洁。



4.1.2.2 阳离子交换树脂车间存在问题

（1）过滤产生的废水未有效收集，部分滴落在车间地面上，影响车间环境；



（2）进行二氯甲烷真空抽吸的真空泵废气排放口未安装冷凝器，其无法从源头确保废气中二氯甲烷浓度的有效控制。

4.1.2.3 阴离子交换树脂车间存在问题

（1）阴离子交换树脂氯化工段中蒸馏回收甲缩醛工序中产生的残液，其冷却过程中会凝固，因此目前采用料桶存储，其装桶过程中未进行废气收集，有无组织废气产生；

(2) 水冲泵抽真空时有大量甲缩醛被抽入，且水冲泵中水溶液中甲缩醛浓度增高后，亦容易随废气外排，目前真空泵出口未安装冷凝器，无法有效从源头缩减甲缩醛的排放量。

(3) 甲缩醛、氯甲醚等物料沸点较低分别为 42℃ 和 59.5℃，建议针对甲缩醛和氯甲醚计量槽及氯甲醚下层槽和储槽产生的废气进行源头控制，减少后续处理负荷。

4.1.2.4 储罐区存在问题

(1) 氯甲醚、二甲基乙酞醇胺、甲缩醛及苯乙烯储罐未安装呼吸阀，增加了储罐废气小呼吸排放量；

(2) 现场未发现甲缩醛及苯乙烯储罐呼吸废气的收集处理装置；

4.1.2.5 车间废气处理系统

(1) 目前车间废气经过车间预处理后进入车间集中处理系统统一处理，但目前车间集中处理系统排放口依然有很重的恶臭感，主要为醛类和醇类的味道。

4.1.2.6 污水站废气收集处理系统存在问题

(1) 污水站原水池只进行了加盖密闭，未进行废气收集，其进废水的过程中，盖板四周有大量恶臭白雾冒出，严重影响污水站周边环境。



4.2 建议整改措施

4.2.1 针对专家提出的问题的整改措施

依据专家提出问题的编号顺序，依次提出整改建议如下：

（1）阴离子车间顶部恶臭问题

阴离子车间顶部恶臭是由于车间存在着无组织废气产生位点，其未有效收集造成的。目前车间产生无组织废气主要来自两部分：一、母液转移采用大量中转桶转移，其装桶及开盖抽料过程中产生无组织废气未有效收集；二、车间蒸馏残液通过桶装收集，其装料过程中的无组织废气未有效收集。

针对上述两个原因建议整改如下：

①针对母液转移问题：要求企业设置储槽进行存储，并通过泵转移母液，同时在储罐设置排气口，其废气收集进入废气处理系统，从而确保整个转移过程的密闭性。

②针对蒸馏残液，同样采用储罐储存，如其容易结固，无法采用储罐，则要求固定点位装料，并在装料口采用套管式集气罩进行废气收集，集气罩采用固定点位式，料筒进料口置于集气罩下方，进料管可通过套管进入料筒进料口。

（2）污水站厌氧菌更换恶臭问题

污水站厌氧菌更换问题，主要是由于阴离子交换树脂车间废水中含有较高浓度的甲缩醛，对微生物具有抑制作用，废水中浓度过高，致使厌氧菌大量坏死，需更换，厌氧处理效果不稳定。因此要解决厌氧菌更换恶臭问题，需减少废水中甲缩醛的浓度，确保厌氧处理效果的稳定，正常运行情况下，无需开盖更换厌氧菌。

阴离子交换树脂车间含甲缩醛废水主要来自于蒸馏、蒸馏工序后过滤及真空泵废水，针对该些废水要求再次蒸馏回收甲缩醛，冷凝收集后的甲缩醛回用于生产，蒸馏后的废水中调碱，避免剩余的甲缩醛分解成甲醛。蒸馏回收装置可利用车间旧反应釜改造而成，无需新增设备。

（3）废气处理设施阀门为关闭问题

要求企业增加废气治理设施的检修频次，严格操作规程检查，关闭所有阀门，确保设施正常运行。

（4）母液中转桶问题

对于该问题的整改建议已经在第一条中提到，不再累赘叙述。

4.2.2 针对现场勘查中发现的问题的建议整改措施

针对我们现场勘查发现的问题，建议的整改措施如下，建议企业今后逐步改

善。

4.2.2.1 白球车间整改建议

(1) “跑、冒、滴、漏”问题

建议企业加强检修，并定期巡检，确保反应釜密闭性，杜绝“跑、冒、滴、漏”。

(2) 反应釜人孔未密闭问题

建议企业加强管理和操作人员的培训，要求开盖后及时关闭，同时提高盖板的密闭性。

(3) 车间外集水池加盖问题

建议企业对车间外集水池进行加盖密闭，如集水池与污水站非自流连通，则需采用集气接入集中处理系统。

(4) 油相制备釜及聚合釜配备冷凝器问题

建议在油相制备釜和聚合釜废气管路上安装冷凝器，苯乙烯的沸点 146℃、二乙烯苯的沸点 196℃，设计采用 5℃冰水冷凝即可，如采用冷冻盐水当然效果更佳。

(5) 水洗槽废气问题

建议在水洗槽废气收集管路上配备冷凝器，采用常温循环水即可，能有效降低废气的温度，确保废气汇总后温度不至于过高，影响树脂吸附效果。

(6) 振动筛接料问题

建议企业将在干燥器下料到振动筛的下料口上安装布套，并将其伸到振动筛表面，减少卸料过程中冲击造成的物料撒落。

4.2.2.2 阳离子交换树脂车间整改建议

(1) 过滤废水滴漏问题

目前过滤废水采用料桶收集，且下水口与料桶的距离较远，容易滴漏在桶外，建议直接接管采用储水槽收集，避免滴漏，提升车间环境。

(2) 真空泵废气问题

真空泵进行二氯甲烷抽气时，真空泵废气出口处二氯甲烷的浓度较高，建议采用冷凝器冷凝，建议冷凝温度为 5℃，尽可能的从源头控制二氯甲烷的产生量。

4.2.2.3 阴离子交换树脂车间整改建议

(1) 蒸馏残液收集时废气问题

关于蒸馏残液收集时产生的无组织废气问题的整改建议已经在 4.2.1 小节提出，此处不再重复累赘。

(2) 真空泵废气问题

建议真空泵废气排放口出安装冷凝器，建议冷凝温度为 5℃，，尽可能的从源头控制甲缩醛的产生量。

(3) 甲缩醛及氯甲醚计量槽及储槽废气问题

建议在工艺上避免采用甲缩醛和氯甲醚计量槽，是否可采用计量泵直接从罐区打过来，如工艺上不可行，建议计量槽与槽罐区安装平衡管或是在放空口上安装冷冻盐水冷凝器；建议氯甲醚储槽和下层槽排气管路上安装冷凝器，采用冷凝盐水冷凝，减少其挥发。

4.2.2.4 储罐区整改建议

(1) 有机溶剂储罐未安装呼吸阀问题

建议企业针对有机溶剂储罐安装呼吸阀，减少呼吸废气的产生。

(2) 苯乙烯、甲缩醛储罐废气未有效收集处置问题

建议将甲缩醛、苯乙烯呼吸废气经过冷冻盐水冷凝后接入车间废气集中处理系统进行处理。

4.2.2.5 车间废气集中处理系统整改建议

(1) 排气筒恶臭问题

针对各车间所需的集气量进行重新核实，核算相关治理设备是否适用，同时依据废气特点调整现有的治理工艺，特别是阴离子树脂车间。具体核算及工艺调整见方案后续。

4.2.2.6 污水站废气收集处理系统整改建议

(1) 原水池废气未收集问题

建议将原水池废气收集进入污水站废气处理系统，由于原水池密闭性较好，其气量最多不会超过 100m³/h，其接入后对现有污水站废气处理系统的影响很小，不会对其造成冲击。

5 车间废气治理系统可行性分析

5.1 废气集气量核算及污染物排放浓度估算

5.1.1 配套白球生产线集气量及污染物浓度估算

配套白球生产线废气集气量见表 5-1，污染物浓度估算见表 5-2。

表 5-1 白球车间废气排放气量一览表

序号	设备名称	规格	产生废气设备数量	风量 m ³ /h ^[注]
1	苯乙烯计量槽	Φ1200×1800×6	2	5×2=10
2	二乙烯苯计量槽	Φ600×2000×4	2	5×2=10
3	混和釜	KR2000L	3	1×3=3
4	聚合釜	KR5000L	5	1×5=5
5	二乙烯苯混合釜	KR5000L	2	1×2=2
6	水洗槽	Φ1800×2000×10	7	50×7=350
7	合计			380

注：干燥器自带除尘器，同时再经过一级水洗塔后单独排放，不再计入。

表 5-2 白球车间废气排放浓度估算表

编号	产污工段	污染物	排放源强(kg/h)	风量(m ³ /h)	排放浓度(mg/m ³)
1	油相制备	苯乙烯	0.140	3	4.7×10 ⁴
2		二乙烯苯	0.007		2.3×10 ³
3	聚合反应	苯乙烯	0.240	5	4.7×10 ⁴
4		二乙烯苯	0.010		2.3×10 ³
5	水洗槽	苯乙烯	0.400	350	1.1×10 ³
6		二乙烯苯	0.200		5.7×10 ²

注：油相制备及聚合反应釜中有机物浓度按照 5℃时饱和浓度计，排放源强据此反算。

5.1.2 阳离子交换树脂车间集气量及污染物浓度估算

阳离子交换树脂车间废气集气量见表 5-3，污染物浓度估算见表 5-4。

表 5-3 阳离子交换树脂车间废气排放气量一览表

序号	设备名称	规格	产生废气设备数量	风量 m ³ /h
1	配酸釜	KF10000	1	5×1=5
2	硫酸计量槽	Φ1600×1600×10	1	5×1=5
3	二氯乙烷计量槽	1000L	1	5×1=5
4	磺化反应釜	KR8000L	4	1×4=4
5	65%的稀酸槽	3m ³	4	25×4=100
6	稀释釜	Φ2000×2300×10	4	5×4=20

序号	设备名称	规格	产生废气设备数量	风量 m ³ /h
7	套缸槽	Φ1600×2000	13	25×13=325
8	水洗槽	Φ2000×2200×10	3	10×3=30
9	二氯乙烷回收槽	1000L	3	5×3=15
10	机械真空泵		1	50×1=50
11	合计			559

表 5-4 阳离子交换树脂废气排放浓度估算表

编号	产污工段	污染物	排放源强(kg/h)	风量(m ³ /h)	排放浓度(mg/m ³)
1	磺化反应	硫酸	0.25	4	3.1×10 ⁴
2		二氯乙烷	1.0		2.5×10 ⁵
3	稀释	硫酸	0.67	20	3.4×10 ⁴
4	水洗	硫酸	0.50	150	3.3×10 ³

注：二氯乙烷浓度按照-5℃时饱和浓度计，排放源强据此反算。

5.1.3 阴离子交换树脂车间集气量及污染物浓度估算

阴离子交换树脂车间废气集气量见表 5-5，污染物浓度估算见表 5-6。

表 5-5.1 氯化工段废气排放气量一览表

序号	设备名称	规格	产生废气设备数量	风量 m ³ /h
1	甲缩醛计量槽	5m ³	2	5×2=10
2	氯甲醚计量槽	2000L	2	5×2=10
3	氯化釜	K3000L	2	1×2=2
4	氯甲醚贮槽	K10000L	2	5×2=10
5	氯甲醚下层槽	1m ³	1	5×1=5
6	蒸馏残液装桶集气		1	500
7	真空泵		1	100×1=100
8	合计			637

注：真空泵用于取样检测时开启。

表 5-5.2 胺化工段废气排放气量一览表

序号	设备名称	规格	产生废气设备数量	风量 m ³ /h
1	胺化水洗槽	Φ2000×1800×10	2	25×2=50
2	二甲基乙醇胺计量槽	Φ1000×1600×6	2	5×2=10
3	盐酸计量槽	1500L	1	5×1=5
4	胺化釜	K5000L	3	1×3=3
5	真空泵		1	100×1=100
6	合计			168

注：盐酸计量槽的废气接入氯化工段废气处理系统，真空泵用于取样检测时开启。

表 5-6.1 阴离子交换树脂氯化工段废气排放浓度估算表

编号	产污工段	污染物	排放源强(kg/h)	风量(m ³ /h)	排放浓度(mg/m ³)
1	膨胀	氯甲醚	0.516	2	2.58×10 ⁵
2	催化反应	氯甲醚	0.516	2	2.58×10 ⁵
3		甲醇	0.083		4.16×10 ⁴
4	洗涤	氯甲醚	0.516	2	2.58×10 ⁵
5		甲醇	0.083		4.16×10 ⁴
6		甲缩醛	0.704		3.52×10 ⁵
7	搅拌混合	甲缩醛	0.704	2	3.52×10 ⁵
8		甲醇	0.083		4.16×10 ⁴
9	蒸馏回收	甲缩醛	0.704	2	3.52×10 ⁵
10		甲醇	0.083		4.16×10 ⁴

注：氯甲醚、甲醇及甲缩醛浓度按照-5℃时饱和浓度计，排放源强据此反算。

表 5-6.2 阴离子交换树脂胺化工段废气排放浓度估算表

编号	产污工段	污染物	排放源强(kg/h)	风量(m ³ /h)	排放浓度(mg/m ³)
1	膨胀	甲缩醛	1.056	3	3.52×10 ⁵
2		甲醇	0.125		4.16×10 ⁴
3	胺化反应	甲缩醛	1.056	3	3.52×10 ⁵
4		甲醇	0.125		4.16×10 ⁴
5		二甲基乙醇胺	0.046		1.54×10 ⁴
6	酸化	甲缩醛	1.056	3	3.52×10 ⁵
7		甲醇	0.125		4.16×10 ⁴
8		HCl	2.00		6.7×10 ⁵
9	蒸馏	甲缩醛	1.056	3	3.52×10 ⁵
10		甲醇	0.125		4.16×10 ⁴
11		HCl	0.18		6.0×10 ⁴
12	调酸	HCl	2.00	3	6.7×10 ⁵

注：甲缩醛、甲醇及二甲基乙醇胺浓度按照-5℃时饱和浓度计，排放源强据此反算。

5.1.4 罐区集气量估算

罐区废气集气量见表 5-7。

表 5-7 罐区废气集气量估算表

序号	设备名称	规格	产生废气设备数量	风量 m ³ /h
1	苯乙烯储罐	50m ³	2	50
2	甲缩醛储罐	50m ³	2	
3	二甲基乙醇胺储罐	50m ³	1	

序号	设备名称	规格	产生废气设备数量	风量 m ³ /h
4	氯甲醚储罐	50m ³	1	
5	硫酸储罐	50m ³	4	
6	液碱储罐	50m ³	1	
7	盐酸储罐	50m ³	1	

5.2 现有车间废气治理系统设备可行性分析

5.2.1 白球车间废气预处理系统

白球车间的废气气量为 380m³/h 对现有废气治理装置核算如下：

树脂颗粒直径 d 约为 1.0mm，孔隙率 $\varepsilon=0.4$ ，假设气体比重和空气相同，则 $\rho=1.18\text{kg/m}^3(25^\circ\text{C})$ ，粘度为 $\mu=1.84\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

气量为 380m³/h，吸附塔塔直径为 850mm，吸附床层高 D=0.50m，树脂量约为 184kg。则气体的表观质量通量 $G=380\times 1.18/(0.785\times 0.85^2\times 3600)=0.22\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 。于是有：

$$\begin{aligned}\Delta p &= \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{dG} + 1.75 \right] \times \frac{D(1-\varepsilon)G^2}{\varepsilon^3 d \rho} \\ &= \left[\frac{150 \times 0.6 \times 1.84 \times 10^{-5}}{0.001 \times 0.22} + 1.75 \right] \times \frac{0.5 \times 0.6 \times 0.22^2}{0.4^3 \times 0.001 \times 1.18} \\ &= 1783\text{Pa}\end{aligned}$$

白球车间苯乙烯和二乙烯苯总的排放量约为 1kg/h，吸附效果按照 80%计，其树脂吸附量按照 10%计，则需更替吸附树脂所需的时间为：184kg $\times$ 0.1/1kg/h/0.8=23h。则至少需确保白球车间树脂吸附塔一天更替一次。

5.2.2 阳离子交换树脂车间废气预处理系统

阳离子车间的废气气量为 559m³/h，对现有废气治理装置核算如下：

(1) D800mm 填料塔

吸收塔塔径为 800mm，气量为 559m³/h，空塔气速为 0.30m/s，填料塔的空塔气速偏小，处理效果较差，基本处于漏液状态，建议减小吸收塔尺寸。

(2) 树脂吸附塔压降计算

树脂颗粒直径 d 约为 1.0mm，孔隙率 $\varepsilon=0.4$ ，假设气体比重和空气相同，则 $\rho=1.18\text{kg/m}^3(25^\circ\text{C})$ ，粘度为 $\mu=1.84\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

气量为 559m³/h，吸附塔塔直径为 1200mm，吸附床层高 D=0.60m，树脂量

为 440kg。则气体的表观质量通量 $G=559 \times 1.18 / (0.785 \times 1.2^2 \times 3600) = 0.162 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

于是有：

$$\begin{aligned} \Delta p &= \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{dG} + 1.75 \right] \times \frac{D(1-\varepsilon)G^2}{\varepsilon^3 d\rho} \\ &= \left[\frac{150 \times 0.6 \times 1.84 \times 10^{-5}}{0.001 \times 0.162} + 1.75 \right] \times \frac{0.5 \times 0.6 \times 0.162^2}{0.4^3 \times 0.001 \times 1.18} \\ &= 1248 \text{ Pa} \end{aligned}$$

阳离子树脂车间树脂吸附主要用于吸附二氯甲烷，其排放量约为 1kg/h，吸附效果按照 80%计，其树脂吸附量按照 10%计，则需更替吸附树脂所需的时间为：440kg × 0.1/1kg/h/0.8=55h。则至少需确保树脂吸附塔两天更替一次。

5.2.3 阴离子车间氯化废气预处理系统

阴离子车间的氯化工段废气气量为 137m³/h，目前蒸馏残液放料时废气未计入，对现有废气治理装置核算如下：

(1) D1000mm 填料塔

吸收塔塔径为 1000mm，气量为 137m³/h，空塔气速为 0.05m/s，填料塔的空塔气速偏小，基本预处理漏液情况，建议替换。

(2) 三级降膜吸收器

浆膜吸收器高为 3.5m，一级降膜吸收器的接触面积为 20m²，降液管径按 20mm 计，则一级降膜吸收器内降液管数量约为 90 根，则管内气速约为 1.35m/s，其在降膜吸收器控制气速范围内，其有较大的余量。

5.2.4 阴离子车间胺化废气预处理系统

阴离子车间胺化工段废气气量约为 168m³/h，设计车间预处理采用现有车间处理设备，则对其核算如下：

(1) D600mm 填料塔

吸收塔塔径为 600mm，气量为 168m³/h，空塔气速为 0.17m/s，填料塔的空塔气速偏小，基本预处理漏液情况，建议替换。

(2) D1000mm 填料塔

吸收塔塔径为 1000mm，气量为 168m³/h，空塔气速为 0.04m/s，填料塔的空塔气速偏小，填料塔的空塔气速偏小，基本预处理漏液情况，建议替换。

(3) 树脂吸附塔压降计算

树脂颗粒直径 d 约为 1.0mm, 孔隙率 $\varepsilon=0.4$, 假设气体比重和空气相同, 则 $\rho=1.18\text{kg/m}^3(25^\circ\text{C})$, 粘度为 $\mu=1.84\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

气量为 $168\text{m}^3/\text{h}$, 吸附塔塔直径为 1000mm, 吸附床层高 $D=0.50\text{m}$, 树脂量约为 255kg。则气体的表观质量通量 $G=168\times 1.18/(0.785\times 1.0^2\times 3600)=0.07\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 。于是有:

$$\begin{aligned}\Delta p &= \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{dG} + 1.75 \right] \times \frac{D(1-\varepsilon)G^2}{\varepsilon^3 d\rho} \\ &= \left[\frac{150 \times 0.6 \times 1.84 \times 10^{-5}}{0.001 \times 0.07} + 1.75 \right] \times \frac{0.5 \times 0.6 \times 0.07^2}{0.4^3 \times 0.001 \times 1.18} \\ &= 494\text{Pa}\end{aligned}$$

该树脂吸附塔主要用于吸附二甲基乙醇胺, 其产生量约为 $0.046\text{kg}/\text{h}$, 吸附树脂采用阳离子交换树脂, 吸附效果按照 95%计, 其树脂吸附量按照 1%计, 则需更替吸附树脂所需的时间为: $225\text{kg} \times 0.01 / 0.046\text{kg}/\text{h} / 0.95 = 51\text{h}$ 。则至少需确保两天更替一次。

5.2.5 车间废气集中处理系统

车间集中废气气量为 $1722\text{m}^3/\text{h}$ (含阴离子交换树脂车间蒸馏卸料时废气收集), 现有废气治理设备核算如下。

(1) D1000mm 填料塔

吸收塔塔径为 1000mm, 气量为 $1722\text{m}^3/\text{h}$, 空塔气速为 $0.6\text{m}/\text{s}$, 循环泵为 IHF50-32-125, 流量为 $12.5\text{m}^3/\text{h}$ 计。

假设气体比重和空气相同, 则 $\rho_v=1.18\text{kg}/\text{m}^3(25^\circ\text{C})$, 吸收液比重按照 1.05 计算, $(\rho_v/\rho_l)=1.18/1050=1.12\times 10^{-3}$, $G_l/G_v=12.5\times 1050/1722\times 1.18=6.4$, $G_l/G_v(\rho_v/\rho_l)^{0.5}=6.2\times (1.12\times 10^{-3})^{0.5}=0.2$ 。

25°C 水的粘度为 $1.0\text{mPa}\cdot\text{s}$, $\psi=\mu_l/\mu_w=1.0$, 填料选择 $\phi 50\text{mm}$ 的多面空心球, Φ 取 120m^{-1} , 则: $G_v=1744\times 1.18/(0.785\times 1.0^2\times 3600)=0.73\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 。于是有:

$$\frac{G_v^2 \psi \Phi}{g \rho_l \rho_v} \mu_l^{0.2} = \frac{0.73^2 \times 1.0 \times 120}{9.81 \times 1050 \times 1.18} \times 1.0^{0.2} = 5.3 \times 10^{-3}$$

查图可得： $\Delta P=50\text{Pa}/(\text{m 填料})$ ，其可以使用。

(2) D1200mm 填料塔

吸收塔塔径为 1200mm，气量为 $1722\text{m}^3/\text{h}$ ，空塔气速为 0.42m/s ，循环泵为 IHF50-32-125，流量为 $12.5\text{m}^3/\text{h}$ 计。

假设气体比重和空气相同，则 $\rho_v=1.18\text{kg}/\text{m}^3(25^\circ\text{C})$ ，吸收液比重按照 1.05 计算， $(\rho_v/\rho_l)=1.18/1050=1.12\times 10^{-3}$ ， $G_l/G_v=12.5\times 1050/1722\times 1.18=6.4$ ， $G_l/G_v(\rho_v/\rho_l)^{0.5}=6.2\times (1.12\times 10^{-3})^{0.5}=0.2$ 。

25°C 水的粘度为 $1.0\text{mPa}\cdot\text{s}$ ， $\psi=\mu_l/\mu_w=1.0$ ，填料选择 $\phi 50\text{mm}$ 的多面空心球， Φ 取 120m^{-1} ，则： $G_v=1744\times 1.18/(0.785\times 1.2^2\times 3600)=0.5\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 。于是有：

$$\frac{G_v^2\psi\Phi}{g\rho_l\rho_v}\mu_l^{0.2}=\frac{0.5^2\times 1.0\times 120}{9.81\times 1050\times 1.18}\times 1.0^{0.2}=2.5\times 10^{-3}$$

其已处于漏液状态，不适用。

(3) 树脂吸附塔压降计算

树脂颗粒直径 d 约为 1.0mm ，孔隙率 $\varepsilon=0.4$ ，假设气体比重和空气相同，则 $\rho=1.18\text{kg}/\text{m}^3(25^\circ\text{C})$ ，粘度为 $\mu=1.84\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

气量为 $2619\text{m}^3/\text{h}$ ，设计吸附塔塔直径为 1500mm ，吸附床层高 $D=0.50\text{m}$ 。则气体的表观质量通量 $G=1744\times 1.18/(0.785\times 1.5^2\times 3600)=0.32\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 。于是有：

$$\begin{aligned}\Delta p &= \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{dG} + 1.75 \right] \times \frac{D(1-\varepsilon)G^2}{\varepsilon^3 d \rho} \\ &= \left[\frac{150\times 0.6\times 1.84\times 10^{-5}}{0.001\times 0.32} + 1.75 \right] \times \frac{0.5\times 0.6\times 0.32^2}{0.4^3\times 0.001\times 1.18} = 2816\end{aligned}$$

考虑到集处理吸附塔控制稳定达标，要求其每天一换。

5.3 车间废气治理工艺合理性分析及调整建议

5.3.1 白球车间废气预处理工艺分析

对于白球车间，废气中的污染物主要为苯乙烯、二乙烯苯等，其可以通过大孔吸附树脂吸附去除，处理后进入车间集中处理系统，其预处理工艺可行。

5.3.2 阳离子交换树脂车间废气预处理工艺分析

对于阳离子交换树脂车间，废气中的有机污染物主要为二氯乙烷、硫酸等，

设计采用碱洗+大孔树脂吸附进行去处理，其中废气通过碱洗塔后，洗涤去除废气中硫酸等酸性物质，随后废气在进入大孔树脂吸附塔吸附去除废气中的二氯乙烷等有机物，废气经过预处理后进入集中处理系统，其预处理工艺可行。

5.3.3 阴离子交换树脂车间废气预处理工艺分析

目前阴离子车间分为氯化工段和胺化工段，废气预处理系统亦分成两部分处理，由于车间的气量较小，吸收塔设备都明显偏大，且两股废气中除二甲基乙醇胺外，其余成分相一致，因此建议车间采用集中预处理。但考虑到二甲基乙醇胺为碱性，氯甲醚及氯化氢等为酸性，为避免白雾的产生，则保留现有的胺化工段阳离子交换树脂吸附塔用于吸收二甲基乙醇胺。

吸附后的胺化废气与氯化废气（除蒸馏残液收集废气外）汇合后进入三级降膜吸收器，随后通过一级氧化（酸氧化还是碱氧化视调试确定）+碱洗后进入集中处理系统，而蒸馏残液收集废气在氧化吸收塔前与车间废气汇总。同时考虑到胺化取样时开启水冲泵，较大量的二甲基乙醇胺被抽出，建议水冲泵溶液采用稀酸，用于强化吸收二甲基乙醇胺。

调整后的废气治理工艺流程见图 5-1。

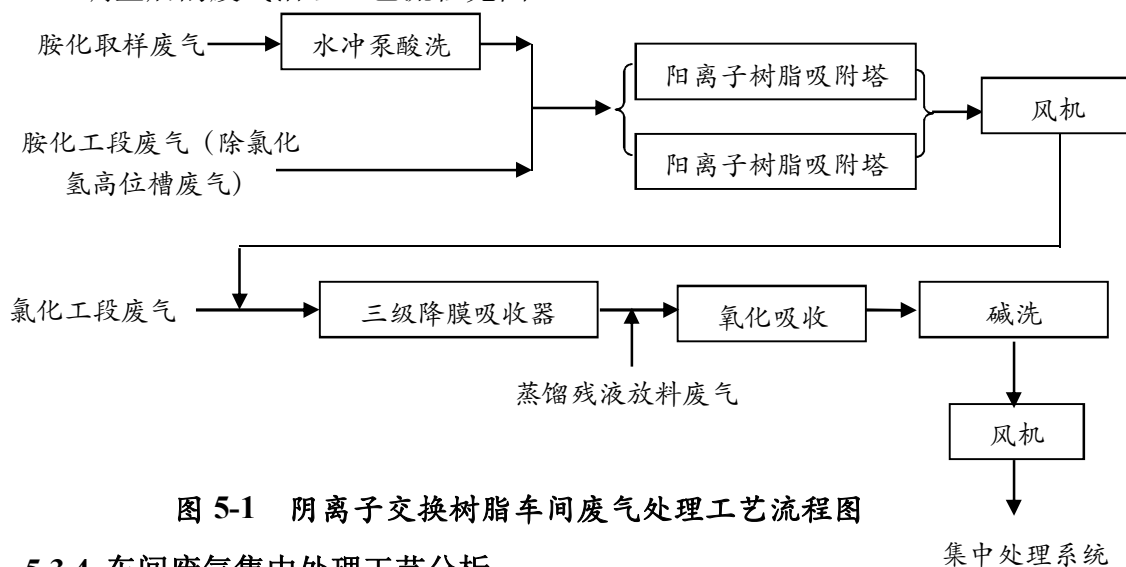


图 5-1 阴离子交换树脂车间废气处理工艺流程图

5.3.4 车间废气集中处理工艺分析

目前车间集中处理系统采用两级酸洗+大孔树脂吸附+水洗塔，考虑到目前排气筒恶臭较重，恶臭感主要为醛类和醇类，建议调整工艺，采用氧化，同时将大孔吸附树脂后置，考虑到醛类、醇类都有水溶性，第一级考虑采用水洗，二级采用氧化（酸氧化还是碱氧化视调试情况确定），三级采用碱吸收，最后再通过一级大孔树脂吸附。调整后的废气治理工艺流程见图 5-2。

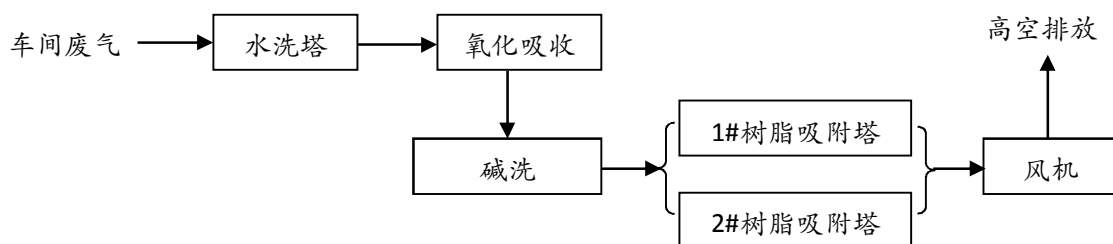


图 5-2 车间集中处理废气处理工艺流程图

5.3.5 车间废气处理系统处理效率估算

各车间预处理系统处理效率估算见表 5-8，车间废气集中处理系统处理效率估算见表 5-9。

表 5-8 各车间预处理效果估算

编号	污 染 物	风量,m³/h	源强,kg/h	净化效率,%	排放量,kg/h	排放浓度(mg/m³)
配套白球生产车间						
1	苯乙烯	308	0.78	80	0.156	506
2	二乙烯苯		0.22	80	0.044	142
阳离子交换树脂生产车间						
1	二氯乙烷	559	1.00	80	0.200	357
2	硫酸		1.42	90	0.142	254
阴离子交换树脂生产车间						
1	氯甲醚	705	0.52	60	0.208	295
2	甲缩醛		1.76	80	0.352	499
3	甲醇		0.21	80	0.168	238
4	二甲基乙醇胺		0.05	80	0.010	14
5	HCl		2.00	80	0.400	567

注：氯化、胺化工段真空泵不同时开启。

表 5-9 集中处理效果估算

编号	污染物	集气量 (m ³ /h)	处理前排放量 (kg/h)	净化效率,%	处理后排放量 (kg/h)	排放浓度 (mg/m ³)
1	苯乙烯	1622	0.156	85	0.023	14.43
2	二乙烯苯		0.044	85	0.007	4.07
3	二氯乙烷		0.200	85	0.030	18.50
4	硫酸		0.142	90	0.014	8.75
5	氯甲醚		0.208	85	0.031	19.24
6	甲缩醛		0.352	90	0.035	21.70
7	甲醇		0.168	90	0.017	10.36
8	二甲基乙醇胺		0.010	90	0.001	0.62
9	HCl		0.400	90	0.040	24.66

5.4 车间废气治理系统治理设备调整建议

通过上述分析，阳离子交换树脂车间废气预处理吸收塔，阴离子交换树脂车间预处理吸收塔及车间集中处理吸收塔需调整或重新设计，具体如下。

5.4.1 阳离子树脂车间废气预处理系统设备调整建议

阳离子交换树脂车间的碱洗塔偏大，建议更换采用新塔，设计采用填料塔，废气量为 $559\text{m}^3/\text{h}$ ，设计空塔气速为 1m/s ，则塔径为 400mm ，实际空塔气速为 1.24m/s ，设计填料层高度为 2.5m ，填料塔高为 5.5m 。设计液气比为 $5\text{L}/\text{m}^3$ ，则所需的喷淋量约为 $3\text{m}^3/\text{h}$ 。吸收塔核算如下：

假设气体比重和空气相同，则 $\rho_v=1.18\text{kg}/\text{m}^3(25^\circ\text{C})$ ，吸收液比重按照 1.05 计算， $(\rho_v/\rho_l)=1.18/1050=1.12\times 10^{-3}$ ， $G_l/G_v=3\times 1050/559\times 1.18=4.8$ ， $G_l/G_v(\rho_v/\rho_l)^{0.5}=4.8\times (1.12\times 10^{-3})^{0.5}=0.16$ 。

25°C 水的粘度为 $1.0\text{mPa}\cdot\text{s}$ ， $\psi=\mu_l/\mu_{\text{水}}=1.0$ ，填料选择 $\phi 50\text{mm}$ 的多面空心球， Φ 取 120m^{-1} ，则： $G_v=559\times 1.18/(0.785\times 0.4^2\times 3600)=1.46\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 。于是有：

$$\frac{G_v^2\psi\Phi}{g\rho_l\rho_v}\mu_l^{0.2}=\frac{1.46^2\times 1.0\times 120}{9.81\times 1050\times 1.18}\times 1.0^{0.2}=2.1\times 10^{-2}$$

查图可得： $\Delta P=160\text{Pa}/(\text{m 填料})$ ，则填料层压降为 400Pa ，填料塔压降约为 500Pa 。

则阳离子交换树脂车间建议设备调整建议情况见表 5-10。

表 5-10 阳离子交换树脂车间建议废气治理设备调整建议一览表

序号	设备名称	参数	数量	备注
1	碱洗塔	塔径 400mm , 填料层高 2.5m , 塔高 5.5m	1	新增
2	循环泵	流量 $3\text{m}^3/\text{h}$, 扬程 12m	1	新增
3	碱自动加药系统		1	不调整
4	大孔树脂吸附塔	/	2	不调整
5	风机	/	1	不调整

5.4.2 阴离子树脂车间废气预处理系统设备调整建议

阴离子交换树脂车间废气汇总后气量较小为 $705\text{m}^3/\text{h}$ ，采用较小的吸收塔即可，从节省投资的角度而言，可以考虑采用原有阴离子交换树脂胺化工段的两座塔径为 600mm 的填料塔做为氧化塔和碱洗塔。循环泵利用原有的，其流量为

12.5m³/h。

假设气体比重和空气相同，则 $\rho_v=1.18\text{kg/m}^3(25^\circ\text{C})$ ，吸收液比重按照 1.05 计算， $(\rho_v/\rho_l)=1.18/1050=1.12\times 10^{-3}$ ， $G_l/G_v=12.5\times 1050/705\times 1.18=15.8$ ， $G_l/G_v(\rho_v/\rho_l)^{0.5}=15.8\times (1.12\times 10^{-3})^{0.5}=0.53$ 。

25℃水的粘度为 1.0mPa·s， $\psi=\mu_l/\mu_{\text{水}}=1.0$ ，填料选择 $\phi 50\text{mm}$ 的多面空心球， Φ 取 120m⁻¹，则： $G_v=705\times 1.18/(0.785\times 0.6^2\times 3600)=0.82\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 。于是有：

$$\frac{G_v^2\psi\Phi}{g\rho_l\rho_v}\mu_l^{0.2}=\frac{0.82^2\times 1.0\times 120}{9.81\times 1050\times 1.18}\times 1.0^{0.2}=6.6\times 10^{-3}$$

查图可得： $\Delta P=100\text{Pa}/(\text{m 填料})$ ，则填料层压降分别为 300Pa 和 200Pa，填料塔压降约分别为 400Pa 和 300Pa。

则阴离子交换树脂车间设备调整建议情况见表 5-11。

表 5-11 阴离子交换树脂车间建议废气治理设备调整建议一览表

序号	设备名称	参数	数量	备注
1	氧化塔	塔径 600mm,填料层高 3m,塔高 6m	1	胺化旧设备
2	碱洗塔	塔径 600mm,填料层高 2m,塔高 4m	1	胺化旧设备
3	酸/碱自动加药系统	含加药泵、pH 计、加药罐	1	新增
4	氧化剂自动加药系统	加药泵、加药罐	1	新增
5	碱自动加药系统	/	1	氯化旧设备
6	循环泵	流量 12.5m ³ /h, 扬程 20m	2	氯化旧设备
7	三级降膜吸收器	/	1	氯化旧设备
8	阳离子交换树脂吸附塔	/	2	胺化旧设备
9	风机	/	1	氯化旧设备

5.4.3 车间废集中处理系统设备调整建议

集中处理系统的气量为 $1622\text{m}^3/\text{h}$ ，经过前面设备核算，现有的两座塔径为 1200mm 吸收塔不适用，塔径为 1000mm 的吸收塔勉强适用，因此考虑采用阴离子交换树脂车间换下的两座塔径为 1000mm 的吸收塔进行替换原有的两座塔径为 1200mm 的吸收塔，同时增设一套氧化剂自动加药系统。

则集中处理系统建议设备调整情况见表 5-12。

表 5-12 车间废气集中处理系统建议设备调整一览表

序号	设备名称	参数	数量	备注
1	水洗塔	塔径 1000mm , 填料层高 3m , 塔高 6m	1	不调整
2	氧化塔	塔径 1000mm , 填料层高 3m , 塔高 6m	1	氯化旧设备
	氧化塔	塔径 1000mm , 填料层高 3m , 塔高 6m	1	氯化旧设备
3	酸/碱自动加药系统	含加药泵、pH 计、加药罐	2	不调整
4	氧化剂自动加药系统	加药泵、加药罐	1	新增
6	循环泵	流量 $12.5\text{m}^3/\text{h}$, 扬程 20m	3	不调整
8	大孔吸附树脂吸附塔	/	2	不调整
9	风机	/	1	不调整

6 持续整治提升工作计划

针对专家提出问题，持续整治提升工作计划见表 6-1。针对我们现场勘查提出的问题，建议企业逐步完善，相关整改建议汇总见表 6-2。

表 6-1 浙江普尔化工有限公司废气持续整治提升工作计划

编号	专家核查存在问题	整改方案	计划完成时间
1	厂区存在恶臭物料泄漏，特别是阴树脂车间顶部有明显恶臭	对恶臭物料泄露处进行全面排查和堵漏，阴树脂车间母液采用储罐转移，蒸馏残液装桶时废气收集	8 月底完成
2	污水处理站厌氧系统因厌氧菌更换有恶臭废气散发	改进现有的废水治理工艺，回收废水中甲缩醛	7 月底完成安装
3	废气处理设施有些点位阀门未关闭，导致废气泄漏	进行排查及检修	7 月中旬完成
4	阴树脂车间母液采用大量中转桶，有无组织废气散发	阴树脂车间母液采用储罐转移	8 月底完成

表 6-2 建议企业今后逐步改善的整改内容（除专家提出问题外）

编号	我们现场勘查存在问题	建议整改方案
白球车间		
1	“跑、冒、滴、漏”问题	建议企业加强检修，并定期巡检，确保反应釜密闭性，杜绝“跑、冒、滴、漏”。
2	反应釜人孔未密闭问题	建议企业加强管理和操作人员的培训，要求开盖后及时关闭，同时提高盖板的密闭性。
3	车间外集水池加盖问题	建议企业对车间外集水池进行加盖密闭，如集水池与污水站非自流连通，则需采用集气接入集中处理系统。
4	油相制备釜及聚合釜配备冷凝器问题	建议在油相制备釜和聚合釜废气管路上安装冷凝器，苯乙烯的沸点 146℃、二乙烯苯的沸点 196℃，设计采用 5℃冰水冷凝即可，如采用冷冻盐水当然效果更佳。

5	水洗槽废气问题	建议在水洗槽废气收集管路上配备冷凝器，采用常温循环水即可，能有效降低废气的温度，确保废气汇总后温度不至于过高，影响树脂吸附效果。
6	振动筛接料问题	建议企业将在干燥器下料到振动筛的下料口上安装布套，并将其伸到振动筛表面，减少卸料过程中冲击造成的物料撒落。
阳树脂车间		
1	过滤废水滴漏问题	目前过滤废水采用料桶收集，且下水口与料桶的距离较远，容易滴漏在桶外，建议直接接管采用储水槽收集，避免滴漏，提升车间环境。
2	真空泵废气问题	真空泵进行二氯甲烷抽气时，真空泵废气出口处二氯甲烷的浓度较高，建议采用冷凝器冷凝，建议冷凝温度为 5℃，尽可能的从源头控制二氯甲烷的产生量。
3	碱洗塔偏大问题	建议重新制作新的吸收塔。
阴树脂车间		
1	真空泵废气问题	建议真空泵废气排放口出安装冷凝器，建议冷凝温度为 5℃，，尽可能的从源头控制甲缩醛的产生量。
2	甲缩醛及氯甲醚计量槽及储槽废气问题	建议在工艺上避免采用甲缩醛和氯甲醚计量槽，是否可采用计量泵直接从罐区打过来，如工艺上不可行，建议计量槽与槽罐区安装平衡管或是在放空口上安装冷冻盐水冷凝器； 建议氯甲醚储槽和下层槽排气管路上安装冷凝器，采用冷凝盐水冷凝，减少其挥发。
3	废气治理系统问题	建议依据方案调整工艺和设备，其中设备为利旧，其并非为最佳，建议今天有条件，进行重新设备设计及加工。
车间集中处理系统		
1	处理系统工艺及设备问题	建议依据方案调整工艺和设备，其中设备为利旧，其并非为最佳，建议今天有条件，进行重新设备设计及加工。

储罐区		
1	有机溶剂储罐未安装呼吸阀问题	建议企业针对有机溶剂储罐安装呼吸阀，减少呼吸废气的产生。
2	苯乙烯、甲缩醛储罐废气未有效收集处置问题	建议将甲缩醛、苯乙烯呼吸废气经过冷冻盐水冷凝后接入车间废气集中处理系统进行处理。
污水站		
1	原水池废气未收集问题	建议将原水池废气收集进入污水站废气处理系统，由于原水池密闭性较好，其气量最多不会超过100m ³ /h，其接入后对现有污水站废气处理系统的影响很小，不会对其造成冲击。