

安徽顺恒信新材料有限公司
污染物排放总量重新核定报告

建设单位：安徽顺恒信新材料有限公司

咨询单位：安徽环境科技研究院股份有限公司

二〇三五年十二月



安徽顺恒信新材料有限公司污染物排放总量重新核定报告 技术评审意见

2025年12月12日，安徽顺恒信新材料有限公司在合肥市组织召开了《安徽顺恒信新材料有限公司污染物排放总量重新核定报告》（以下简称《核定报告》）技术评审会。参加会议的有安徽顺恒信新材料有限公司、安徽环境科技研究院股份有限公司（编制单位）等单位的代表共8名，会议邀请3名专家组成技术评审组（名单附后）。与会专家听取了编制单位对《核定报告》主要内容的汇报后，经研究讨论，形成意见如下：

一、《核定报告》编制基本规范，核定方法和技术路线基本符合相关导则要求，核定结果总体可信，与会专家同意《核定报告》通过评审。

专家组：

孙斌 吴清 高林

2025年12月12日

安徽顺恒信新材料有限公司污染物排放总量重新核定报告技术评审会

专家签到表

姓名	单位	职务	联系方式
杨立武	安徽省合肥市生态环境局 环境监测中心	主任	13965747781
高志林	安徽中昌工程技术服务有限公司	高工	18949886722
吴清	安徽伊恩环境科技有限公司	高工	15056038001

目 录

1、项目由来	2
2、总则	3
2.1 编制依据	3
2.2 污染物排放标准	5
3、项目工程评价	8
3.1 基本情况	8
3.2 原辅料使用情况	12
3.3 主要设备使用情况	12
3.4 工艺流程及产污分析	17
3.5 物料平衡	27
4、污染物排放总量重新核定	31
4.1 原环评总量核算情况	31
4.2 企业污染物排放总量重新核定	41
4.3 生物质锅炉烟气治理设施分析	42
4.4 排放量变化原因分析	45
4.5 总量控制指标	45
4.6 总量控制指标来源建议	46

附件 运维单位关于在线监测数据总量升高的情况说明

1、项目由来

安徽顺恒信新材料有限公司（以下简称“安徽顺恒信公司”）成立于2009年，位于郎溪县梅渚镇梅渚工业园（见图1.1-1），主要从事苯并三氮唑、甲基苯并三氮唑产品生产及销售。

2010年1月，《安徽顺恒信公司年产2500吨苯并三氮唑、2000吨甲基苯并三氮唑项目环境影响报告书》取得原宣城市环保局批复（宣环综〔2010〕3号），2012年2月该项目建成后经原宣城市环保局（宣环验〔2012〕3号）同意通过竣工环保验收。2017年12月经原宣城市环保局同意，安徽顺恒信公司对年产2500吨苯并三氮唑、2000吨甲基苯并三氮唑项目开展环境影响后评价工作，该项目后评价报告书经专家评审后，于2020年10月在宣城市郎溪县生态环境分局备案（郎环函〔2020〕247号，见附件7）。2023年12月，《安徽顺恒信新材料有限公司年产2500吨苯并三氮唑、2000吨甲基苯并三氮唑技改项目环境影响报告书》取得宣城市生态环境局批复（宣环评〔2023〕75号），2024年9月，该项目建成后通过项目竣工环境保护自主验收。

2025年6月，安徽顺恒信公司重新申请了排污许可证。2025年11月，宣城市排污许可交叉复核反馈企业排污许可系统的主要排放口许可排放总量填报错误问题（主要排放口（生物质锅炉排气筒）填报了环评中全厂烟粉尘、SO₂、NO_x排放总量，应从严填报环评中生物质锅炉排气筒核算的烟粉尘、SO₂、NO_x排放总量）。在重新填报过程中，企业发现生物质锅炉排气筒的烟粉尘、NO_x实际排放量超出了原环评核算量，与企业实际运行情况不符。为此，安徽顺恒信公司委托安徽环境科技股份有限公司开展污染物排放总量重新核定工作，以满足总量管控和企业环境管理要求。接受委托后，安徽环境研究院公司对项目区进行了现场踏勘，结合项目原环评报告的内容及建设单位提供的相关资料，编制完成了《安徽顺恒信新材料有限公司污染物排放总量重新核定报告》。

2、总则

2.1 编制依据

2.1.1 国家级法律法规及政策

- (1) 《中华人民共和国环境保护法》（2015年1月1日施行）；
- (2) 《中华人民共和国大气污染防治法》（2018年10月26日施行）；
- (3) 《中华人民共和国水污染防治法》（2018年1月1日施行）；
- (4) 《中华人民共和国噪声污染防治法》（2022年6月5日起施行）；
- (5) 《中华人民共和国固体废物污染环境防治法》（2020年9月1日施行）；
- (6) 《中华人民共和国土壤污染防治法》（2019年1月1日起施行）；
- (7) 《中华人民共和国环境影响评价法》（2018年12月29日施行）；
- (8) 《中华人民共和国清洁生产促进法》（2012年7月1日施行）；
- (9) 《建设项目环境保护管理条例》（2017年10月1日施行）；
- (10) 《建设项目环境保护分类管理名录（2021年版）》；
- (11) 《国务院关于印发水污染防治行动计划的通知》（国发〔2015〕17号，2015年4月2日）；

- (12) 《国务院关于印发土壤污染防治行动计划的通知》（国发〔2016〕31号，2016年5月28日）；
- (13) 《排污许可管理条例》（中华人民共和国国务院令第736号）；
- (14) 《环境监管重点单位名录管理办法》（2023年1月1日起施行）；

2.1.2 地方性法规、部门规章及规范性文件

- (1) 《安徽省环境保护条例》（安徽省人民代表大会常务委员会公告第六十六号，2018年1月1日起施行）；
- (2) 《安徽省大气污染防治条例》（2018年9月修订，2018年11月1日起实施）；
- (3) 《安徽省政府关于印发安徽省大气污染防治行动计划实施方案的通知》，（安徽省政府，皖政〔2013〕89号，2013年12月30日）；
- (4) 《安徽省政府关于印发安徽省水污染防治工作方案的通知》，（安徽省政府，皖政〔2015〕131号，2015年12月29日）；

(5) 《安徽省人民政府关于印发安徽省土壤污染防治工作方案的通知》，(安徽省人民政府，皖政〔2016〕116号，2016年12月29日)；

(6) 《安徽省实施〈中华人民共和国土壤污染防治法〉办法》(2022年11月18日安徽省第十三届人民代表大会常务委员会，自2023年1月1日起施行)；

(7) 《安徽省实施<中华人民共和国固体废物污染环境防治法>办法》(安徽省生态环境厅，2021年7月19日修订)；

(8) 《关于加强化工行业建设项目环境管理的通知》(皖环发〔2020〕73号，2020年12月2日)；

(9) 《关于进一步规范化工项目建设管理的通知》(皖经信原材料〔2022〕73号，2022年6月15日)；

(10) 《安徽省大气办关于深入开展挥发性有机物污染治理工作的通知》(皖大气办〔2021〕4号)；

(11) 《安徽省环保厅关于进一步加强建设项目新增大气主要污染物总量指标管理工作的通知》(皖环函〔2017〕19号，2017年3月28日)；

(12) 《宣城市水污染防治工作方案》(宣政秘〔2015〕344号，宣城市人民政府，2015年12月)；

(13) 《宣城市2021年度挥发性有机物综合治理工作方案》；

(14) 《宣城市2021年应对气候变化和大气污染防治重点工作任务》；

(15) 《宣城市建设项目主要污染物新增排放容量管理办法》(2012年2月17日)；

2.1.3 技术导则及技术规范

(1) 《建设项目环境影响评价技术导则 总纲》(HJ2.1-2016)；

(2) 《环境影响评价技术导则 大气环境》(HJ2.2-2018)；

(3) 《环境影响评价技术导则 地表水环境》(HJ2.3-2018)；

(4) 《环境影响评价技术导则 地下水环境》(HJ610-2016)；

(5) 《环境影响评价技术导则 声环境》(HJ2.4-2021)；

(6) 《环境影响评价技术导则 生态影响》(HJ19-2022)；

(7) 《环境影响评价技术导则 土壤环境(试行)》(HJ964-2018)；

- (8) 《建设项目环境风险评价技术导则》(HJ169-2018)；
- (9) 《大气污染治理工程技术导则》(HJ2000-2010)；
- (10) 《排污单位自行监测技术指南 总则》(HJ819-2017)；
- (11) 《排污许可证申请与核发技术规范 水处理通用工序》(HJ1120-2020)；
- (12) 《排污许可证申请与核发技术规范 专用化学产品制造工业》(HJ1103-2020)；
- (13) 《排污许可证申请与核发技术规范 锅炉》(HJ953-2018)；
- (14) 《工业锅炉污染防治可行技术指南》(HJ 1178-2021)；
- (15) 《化工建设项目环境保护工程设计标准》(GB/T50483-2019)；
- (16) 《烟气循环流化床法烟气脱硫工程通用技术规范》(HJ178-2018)；

2.1.3 其他资料

- (1) 《安徽顺恒信新材料有限公司年产 2500 吨苯并三氮唑、2000 吨甲基苯并三氮唑技改项目环境影响报告书》；
- (2) 《关于安徽顺恒信新材料有限公司年产 2500 吨苯并三氮唑、2000 吨甲基苯并三氮唑技改项目环境影响报告书的批复》(宣城市生态环境局文件，宣环评(2023) 75 号)；
- (3) 《安徽顺恒信新材料有限公司年产 2500 吨苯并三氮唑、2000 吨甲基苯并三氮唑技改项目竣工环境保护验收监测报告》；
- (4) 企业 2024 年至今的例行监测报告、锅炉在线监测系统数据、比对监测报告。
- (5) 生物质燃料信息及使用量统计。

2.2 污染物排放标准

2.2.1 废气排放标准

生物质锅炉烟气参照执行《锅炉大气污染物排放标准》(GB 13271-2014)表 3 中燃煤锅炉大气污染物特别排放限值要求。工艺废气中苯胺类、非甲烷总烃有组织排放执行《固定源挥发性有机物综合排放标准 第 3 部分：有机化学品制造工业》(DB34_4812.3-2024)表 1 及表 2 排放限值；厂区内非甲烷总烃无组织排放执行《固定源挥发性有机物综合排放标准 第 3 部分：有机化学品制造工业》(DB34_4812.3-

2024) 表 3 无组织排放限值; 厂界甲烷总烃无组织排放执行《大气污染物综合排放标准》(GB16297-1996) 表 2 无组织监控浓度限值。合成、产品成型及精制等工序废气中颗粒物、NOx、硫酸雾等排放执行《大气污染物综合排放标准》(GB16297-1996) 表 2 二级标准及无组织监控浓度限值。氨气、硫化氢执行《恶臭污染物排放标准》(GB14554-93) 表 2 标准及表 1 二级厂界标准限值。具体限值见下表 2.2-1、表 2.2-2。

表 2.2-1 有组织废气排放标准

排气筒 编号	执行标准及级别	污染物	最高允许排放 浓度 mg/m ³	最高允许排放速率	
				排气筒 m	速率 kg/h
DA001	《锅炉大气污染物排放标准》 (GB 13271-2014) 表 3 燃煤锅炉	颗粒物	30	7~< 14MW, ≥40m	/
		SO ₂	200		
		NOx	200		
DA002	《大气污染物综合排放标准》 (GB 16297-1996) 表 2	NOx	240	23	2.2
		硫酸雾	45	23	4.5
	《固定源挥发性有机物综合排放标准 第 3 部分：有机化学品制造业》(DB34_4812.3-2024)	苯胺类	20	23	/
		非甲烷总烃	70	23	3.0
DA003、 DA004、 DA005	《大气污染物综合排放标准》 (GB 16297-1996) 表 2	颗粒物	120	15	3.5
DA006	《恶臭污染物排放标准》 (GB14554-93) 表 2	氨	/	15	4.9
		硫化氢	/	15	0.33

注：DA002 排气筒各污染物排放速率限值根据《大气污染物综合排放标准》(GB 16297-1996) 相关规定，采用内插法计算得到

表 2.2-2 无组织废气排放标准

/	执行标准	污染物	厂界监控点浓度限值 (mg/m ³)
厂界 无组织	《恶臭污染物排放标准》 (GB14554-93) 表 1 二级	氨	1.5
		硫化氢	0.06
	《大气污染物综合排放标准》 (GB16297-1996) 表 2	硫酸雾	1.2
		NOx	0.12
		颗粒物	1.0
	《固定源挥发性有机物综合排放标准 第 3 部分：有机化学品制造业》(DB34_4812.3-2024)	非甲烷总烃	4.0
厂区外	《固定源挥发性有机物综合排放标准 第	苯胺类	0.1
	非甲烷总烃	6 (1h 平均浓度值)	

无组织	3部分：有机化学品制造工业 (DB34_4812.3-2024)		20(任意一次浓度值)
-----	-------------------------------------	--	-------------

2.2.2 废水排放标准

项目区域污水管网已建成，生活污水接管梅渚镇污水处理厂处理，尾水排至梅溧河。厂区生活污水排口执行梅渚污水处理厂接管标准及《污水综合排放标准》(GB8978-1996)中三级标准，污水处理厂尾水排放执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002)表1一级A标准，具体限值详见下表2.2-3。

表 2.2-3 污水排放标准

排放口/监控点位	执行标准、取值表号及级别	污染物指标	单位	标准限值
厂区总排口	污水处理厂接管标准、《污水综合排放标准》(GB8978-1996)中三级标准	COD	/	320
		BOD ₅	mg/L	150
		SS		200
		氨氮		20
污水处理厂排口	《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB18918-2002)表1一级A	COD	mg/L	50
		BOD ₅		10
		SS		10
		氨氮		5(8)

3、项目工程评价

3.1 基本情况

企业名称：安徽顺恒信新材料有限公司

行业类别：C2662 专项化学用品制造

建设地点及占地面积：现有项目位于郎溪县梅渚镇梅渚工业园，总占地 48601.8m²

职工人数及工作制度：职工 98 人，年工作 300 天，24 小时/天

3.1.1 项目建设内容及产品方案

企业产品方案见下表 3.1-1。

表 3.1-1 项目产品方案一览表

产线	产品			生产规模 (t/a)
	类别	名称	规格	
苯并三氮唑产线	产品	苯并三氮唑（BTA）	≥99.5%，针状、粒状/片状	2500
甲基苯并三氮唑产线	产品	甲基苯并三氮唑 (TTA)	≥99.5%，粒状/片状	2000
/	副产品	硫酸钠*	≥92%	2771

注：各产线年运行 300 天，24 小时/天

BTA、TTA 产品属于水处理化学品，项目产品广泛应用于石油化工、工业水处理、汽车化学品、电子化学品、金属表面防腐等行业。

3.1.2 项目工程建设内容

表 3.1-2 建设项目工程组成一览表

工程类别	工程名称	工程建设内容
主体工程	合成车间	建筑面积 4111.95m ² , 一层, 高度 11m; 主要布置 BTA、TTA 的配料、合成、脱水、蒸发（釜式）、间歇精馏、连续精馏，以及配套切片、造粒、破碎筛分等产品成型工序设备
	MVR 车间	建筑面积 600.3m ² , 一层, 高度 10m; 现状为仓库 3, 用于硫酸钠副品贮存 1×5t/h 的 MVR 蒸发浓缩结晶离心一体装置
	精制车间	建筑面积 5693.8m ² , 一层, 高度 10m; 主要布置 BTA 脱色、重结晶、离心、干燥、破碎筛分等产品成型工序
	精制车间 2	建筑面积 702.7m ² , 一层, 高度 10m; 主要布置冷却结晶设备
储运工程	仓库 1	建筑面积 1209.5m ² , 一层, 高度 10m; 主要用于邻苯二胺、亚硝酸钠等原料、氨水、氢氧化钠等辅料储存
	仓库 2	建筑面积 4165.8m ² , 一层, 高度 10m 包括成品储存区和五金仓库区, 主要存储 BTA、TTA 及机械设备配套五金件及机修工具
	仓库 4	隔断为一般工业固废间（612m ² ）、危废暂存间（816m ² ），主要用于厂区一般工业固废、危废暂存
	丁类杂物库棚	450.0m ² , 用于废旧物资暂存
	生物质燃料堆场	100m ² , 加盖半封闭, 用于袋装生物质燃料存放
	硫酸罐	Φ2.7mx7m, 卧式碳钢储罐, 设 围堰
公用工程	导热油炉锅炉房	设一台 700 万大卡的燃生物质导热油炉、余热锅炉
	供电	厂区采用双电源供电, 一路引自梅津 114 路, 一路引自东日 114 路, 直供 10KV 电源, 经该厂 3 台 500KVA 变压器和 1 台 630KVA 变压器变压至 380V/220V, 供全厂生产和生活用电。同时厂区配有 1 台 250KW 和 1 台 150KW 的柴油发电机、UPS 不间断电源 2 台作为应急电源
	给排水	生产废水处理后全部回用, 不外排;

		生活污水接管至梅渚镇污水处理厂集中处理
辅助工程	办公楼	人员办公、中控室
	员工倒班宿舍	建筑面积 744.0m ² , 二层, 高度 8m; 员工倒班休息
	食堂及其辅房	餐饮
	辅助用房	污水站药剂存放室
	辅房 1	生产记录存放室
环保工程	回用水处理	生产废水污水处理工艺 “水解酸化+水解沉淀池+A2O 反应池+二沉池+高级氧化反应塔+三沉池+反渗透系统”，处理规模 60m ³ /d，生产废水处理后全部回用，不外排； 生活污水接管至梅渚镇污水处理厂集中处理
	废气处理	燃生物质烟气经采用 SNCR 炉内脱硝+多管除尘+旋风除尘+脉冲布袋除尘+碱液喷淋处理后通过 40m 高 DA001 排气筒排放
		合成车间酸化釜废气、各真空泵尾气、酸化废气等工艺废气经管道连接收集至 1 套 12000m ³ /h 的“6 级碱喷淋+氧化塔+还原塔+高效除雾器+UV 光催化氧化+活性炭吸附装置”处理后经 23m 高 DA002 排气筒排放
		收集至 1 套 15000m ³ /h “袋式除尘器+旋流板喷淋塔”净化处理后经 15m 高 DA003 排气筒排放
		收集至 1 套 15000m ³ /h “袋式除尘器+旋流板喷淋塔”净化处理后经 15m 高 DA004 排气筒排放
		收集至 1 套 15000m ³ /h “袋式除尘器+旋流板喷淋塔”净化处理后经 15m 高 DA005 排气筒排放
	回用水处理站恶臭	密闭收集后采用 1 套 6000m ³ /h “碱洗塔+水洗塔+UV 光催化氧化装置”处理后由 15m 高排气筒排放
	固废	危废 设 816m ² 危废暂存间用于各危废暂存，定期委托有资质单位处置
		一般固废 设 612m ² 一般固废暂存场所，用于灰渣、纯水制备废物暂存，定期外售综合利用
		生活垃圾 交由环卫部门处置
	噪声	设备减震，厂房隔声

	土壤和地下水	分区防渗
	环境风险	各罐区设围堰，厂区设置一座 750m ³ 事故应急池、1×2000m ³ 应急储存罐（备用），依托雨污水管网收集，雨水排口设截止阀

3.2 原辅料使用情况

主要原辅料使用情况详见下表 3.2-1。

表 3.2-1 项目原辅料使用情况一览表

序号	名称	规格	年用量(t/a)	一次最大储存量(t)	储存周期(d)	储存方式	储存位置	运输方式	备注
1	邻苯二胺	99.9%	2392.1	300	15	吨袋装	仓库 1	汽运	原料
2	邻甲苯二胺	99.0%	2065.5	100	15	200kg/桶装	仓库 1	汽运	原料
3	亚硝酸钠	98.5%	2781.1	150	15	50kg/袋装	仓库 1	汽运	原料
4	浓硫酸	98.0%	1994.9	60	7	Φ2.7m×7m 储罐装	硫酸储罐	汽运	原料
5	NaOH	99.0%	52.1	10	60	25kg/袋装	仓库 3	汽运	尾气处理
7	氨水	20%	100	9.4	30	吨桶装	仓库 1	汽运	尾气处理
8	活性炭	/	110	10	30	袋装	仓库 3	汽运	尾气处理

3.3 主要设备使用情况

主要设备使用情况详见下表。

表 3.3-1 主要设备料使用情况一览表

类别	工序	设备名称	规格	材质	数量
BTA 生产	BTA 配料	配料釜	4000L, 配套 2m ³ 水计量罐	碳钢	1 台
			20000L, 配套 10m ³ 水计量罐	碳钢	1 台
	BTA 重氮化	反应釜	4000L	不锈钢	1 台
			FCH-25000L	不锈钢	1 台
		泄压罐	30m ³	/	1 台
	BTA 酸化	酸化釜	4000L	不锈钢	2 台
			20000L	不锈钢	2 台
		硫酸计量罐	3m ³	不锈钢	2 台
	BTA 脱水	成套脱水装置	4000L	不锈钢	1 套
		脱水釜	4000L	不锈钢	1 台
		冷凝器	20m ²	不锈钢	1 台
		水环泵	2SK-3A, 含泵体、真空缓冲罐、补水系统等成套系统	不锈钢	1 台
		成套脱水装置	20000L	不锈钢	1 套
		脱水釜	20000L	不锈钢	1 台
		冷凝器	20m ²	不锈钢	1 台

BTA 精馏		真空机组	JSJW-1200, 含泵体、真空缓冲罐等成套系统	碳钢	1 台
		成套精馏釜装置	20000L	碳钢	1 台
	主要包括	精馏釜	20000L	碳钢	1 台
		精馏塔	15m	碳钢	1 台
		冷凝器	480m ²	不锈钢	1 台
		真空机组	JSJW-1200, 含泵体、真空缓冲罐等成套系统	碳钢	1 台
		连续精馏装置	128kW	组合件	1 套
	主要包括	搅拌釜	6000L	不锈钢	1 台
		进料泵	Q=3m ³ /h, H=25m	组合件	2 台
		釜残接收罐	4000L	碳钢	4 台
		刮板蒸发器	Φ 1100	碳钢	2 台
		接收釜	4000L	不锈钢	1 台
		脱轻塔	Φ 1200-1500, H=14500	不锈钢	1 台
		脱轻塔再沸器	Φ 1100, H=2500	不锈钢	1 台
		脱轻塔循环泵	30m ³ /h	不锈钢	2 台
		脱轻塔塔顶冷凝器	Φ 1200, H=3000	不锈钢	1 台
		脱轻塔尾气冷凝器	Φ 600, H=2500	不锈钢	1 台
		废水接收槽	2m ³	不锈钢	1 台
		轻组分接收槽	20m ³	不锈钢	1 台
		轻组分泵	5m ³ /h	不锈钢	1 台
		脱轻塔出料泵	3m ³ /h	不锈钢	2 台
		精馏塔	Φ 2000, H=25000	不锈钢	1 台
		精馏塔再沸器	Φ 1300 H=2500	不锈钢	1 台
		精馏塔循环泵	60m ³ /h	不锈钢	2 台
		釜残泵	3m ³ /h	不锈钢	1 台
		废水接槽	20m ³	不锈钢	1 台
		废水泵	5m ³ /h	不锈钢	1 台
		精馏塔塔顶冷凝器	Φ 2000, H=3000	不锈钢	1 台
		冷凝塔尾气冷凝器	Φ 600, H=2500	不锈钢	1 台
		废水收集槽	2m ³	不锈钢	1 台
		成品罐	3m ³	不锈钢	4 台
		真空机组	含泵体、真空缓冲罐等成套系统	碳钢	2 台

	脱色	BTA 脱色釜	10000L	不锈钢	4 台
		吸滤缸	3000L	组合件	5 台
		接收釜	10000L	不锈钢	2 台
	结晶	BTA 结晶釜	20000L	不锈钢	8 台
			50000L	不锈钢	8 台
			68000L	不锈钢	10 台
		卧式离心泵	ISW80-160	碳钢	8 台
		卧式离心泵	ISW50-160	碳钢	6 台
	离心	BTA 离心机	ss-1200	不锈钢	10 台
		母液池	80m ³	/	1 个
	烘干	耙式干燥机	500L		2 台
		干燥机	DW-2-2X20	不锈钢	3 台
		烘房	/		5 间
		干燥间	/		1 间
	压片	BTA 干式压片机	GK-100	不锈钢	2 台
	切片	BTA 切片机	/	不锈钢	4 台
	造粒	BTA 造粒机	双螺杆挤出机	不锈钢	3 台
	破碎、筛分	BTA 破碎、筛分系统	/	不锈钢	2 套
TTA 生产	TTA 配料	配料釜	4000L, 配套 2m ³ 水计量罐	碳钢	2 台
			20000L, 配套 10m ³ 水计量罐	碳钢	1 台
	TTA 重氮化	反应釜 (中压釜)	4000L	不锈钢	2 台
			FCH-25000L	不锈钢	1 台
		泄压罐	30m ³	/	2 台
	TTA 脱色	TTA 脱色釜	10000L	不锈钢	1 台
		抽滤槽	3000L	组合件	1 台
	TTA 酸化	酸化釜	4000L	不锈钢	4 台
			20000	不锈钢	2 台
		硫酸计量罐	3m ³	不锈钢	2 台
TTA 脱水	成套脱水装置		4000L	不锈钢	1 套
	主要包括	脱水釜	4000L	不锈钢	1 台
		冷凝器	20m ²	不锈钢	1 台
		真空缓冲罐	3m ²	不锈钢	1 台
		水环泵	2SK-3A	不锈钢	1 台

	公用设施	主要 包括	成套脱水装置	20000L	不锈钢	1 套
			脱水釜	20000L	不锈钢	1 台
			冷凝器	20m ²	不锈钢	1 台
			真空缓冲罐	3m ²	不锈钢	1 台
			水环泵	2SK-3A	不锈钢	1 台
		TTA 精馏	成套精馏釜装置	20000L	碳钢	2 套
			精馏釜	20000L	碳钢	2 台
			精馏塔	15m	碳钢	2 台
			冷凝器	480m ²	不锈钢	2 台
			真空机组	JSJW-1200, 含泵体、真空缓 冲罐等成套系统	碳钢	1 台
			真空机组	JZJW1200-221, 含泵体、真空 缓冲罐等成套系统 (一备一 用)	碳钢	2 台
		压片	TTA 干式压片机	GK-250	不锈钢	1 台
				GK-100	不锈钢	1 台
		造粒	TTA 造粒机	SET-180 (C)	不锈钢	2 台
		破碎、筛分	TTA 破碎机、振动筛	WCSJ-100	组合件	2 台
		BTA/TTA 蒸发 (两种产品共 用)	成套釜式蒸发装置	/	/	5 套
			蒸发釜	4000L	碳钢	5 台
			冷凝器	20m ²	不锈钢	5 套
			水环泵	2SK-3A	不锈钢	5 台
			水接收槽	3m ³	不锈钢	4 个
			水接收罐	/	不锈钢	2 台
			成套 MVR 装置	5m ³ /h, 成套设备	/	1 套
			蒸汽压缩机	LC045, 罗茨式, 蒸汽流量 5000kg/h, 温升 11℃, 14150m ³ /h	316L	1 台
			压缩机电机	0.4kv, 0.50hz, 200kw	/	1 台
			加热器	管壳式, 换热面积 250m ²	316L、304	2 台
		主要包括	结晶器	FC 中央进料, Φ 2000mm	316L	1 台
			循环泵	流量 1800m ³ /h, 扬程 4m, 55kW	316L	1 台
			原料计量罐	立式椭圆封头 (配套搅拌), 3m ³	玻璃钢	1 台
			进料泵	流量 6.3m ³ /h, 扬程 32m, 3kW	316L	1 台
			喷淋泵	流量 2.4m ³ /h, 扬程 60m 3kW	304	1 台

		出料泵	流量 6.3m ³ /h, 扬程 50m, 5.5kW	316L	1 台
		真空机组	水环真空, 配套循环水罐, 抽 气量 110m ³ /h, 5.5kW	304	1 台
		冷凝水预热器	10m ²	316L	1 台
		汽水分离器	立式椭圆封头, 配套搅拌, 0.03m ³	304	1 台
		冷凝液罐	立式椭圆封头, 3m ³	304	1 台
		冷凝水泵	6.3m ³ /h, 扬程 32m, 3kW	304	1 台
		晶浆罐	立式椭圆封头, 2m ³	搪瓷	1 台
		母液泵	6.3m ³ /h, 扬程 32m, 3kW	316L	1 台
		母液罐	立式椭圆封头, 2m ³	玻璃钢	1 台
		旋液分离器	旋液分离 DN40, 0~5.5m ³ /h		1 台
		离心机	双极推料, P40		1 台
		缓存罐	20m ³	不锈钢	3 台
		缓存罐	25m ³	不锈钢	1 台
		缓存反应釜	20m ³	不锈钢	2 台
锅炉		有机载体炉 F-301	YLL-8000MA, 8MW	组合件	1 台
		导热油循环系统	管路、循环泵等	组合件	1 台
		导热油储罐	10m ³	碳钢	2 台
		余热锅炉 F-302	Q15/340-1.26-0.8	碳钢	1 台
		蒸汽发生器	3T/h	组合件	1 台
		锅炉软水罐	75m ³	不锈钢	2 台
配电房		发电机组 X-301	250KW	组合件	1 台
		发电机组 X-302	150KW	组合件	1 台
热水系统		热水罐	3000L, 蒸汽隔套系统	不锈钢	5 台
		热水罐	31600L, 蒸汽隔套系统	不锈钢	1 台
冷水系统		冷水机组	TWSD-790.1	碳钢	1 台
		冷冻盐水罐	50m ³	碳钢	1 台
		冷冻水泵	60m ³ /h	组合件	2 台
合成车间冷却 循环水系统		冷却塔	/	/	3 台
		合成车间循环水池	960m ³	/	1 座
		循环水泵	/	组合件	2 台
酸化后		酸化后水接收槽	20m ³	不锈钢	1 座

	水相接收		30m ³	不锈钢	1 座
			2.5m ³	不锈钢	4 座
	脱水水相接收	脱水釜冷凝水接收槽	12m ³	不锈钢	2 座
	成品接收槽	成品接收槽	2m ³	不锈钢	4 台
	精制车间冷却循环水系统	冷却塔	/	/	2 台
		精制车间循环水池	591m ³	/	1 座
		循环水泵	/	组合件	2 台
	硫酸供应	硫酸储罐	50m ³	碳钢	1
环保设施	锅炉废气治理	SNCR 炉内脱硝+多管除尘+旋风除尘+脉冲布袋除尘+碱液喷淋塔（脱硫）处理装置	/	组合件	1
	合成车间 BTA 切片、压片破碎筛分	布袋除尘器+旋流板喷淋塔	/	不锈钢	1
	合成车间造粒	旋流板喷淋塔	/	不锈钢	1
	合成车间 TTA 造粒、压片破碎筛分粉尘	布袋除尘器+旋流板喷淋塔	YMD-1		1
	精制车间 BTA 干燥、破碎筛分粉尘	布袋除尘器+旋流板喷淋塔	YMD-1	不锈钢	1
	工艺废气治理	6 级碱吸收+氧化塔+还原塔+高效除雾器+UV 光催化+活性炭吸附装置	/	不锈钢	1
	回用水处理站 废气治理	碱洗塔+水洗塔+UV 光催化系统	/	不锈钢	1
	回用水治理	回用水处理站 (处理生产废水)	60m ³ /d 成套装置，水解酸化+水解沉淀池+A2O 反应池+二沉池+高级氧化反应塔+三沉池+RO 系统	组合件	1 套

3.4 工艺流程及产污分析

3.4.1 BTA 产品工艺流程及产污分析

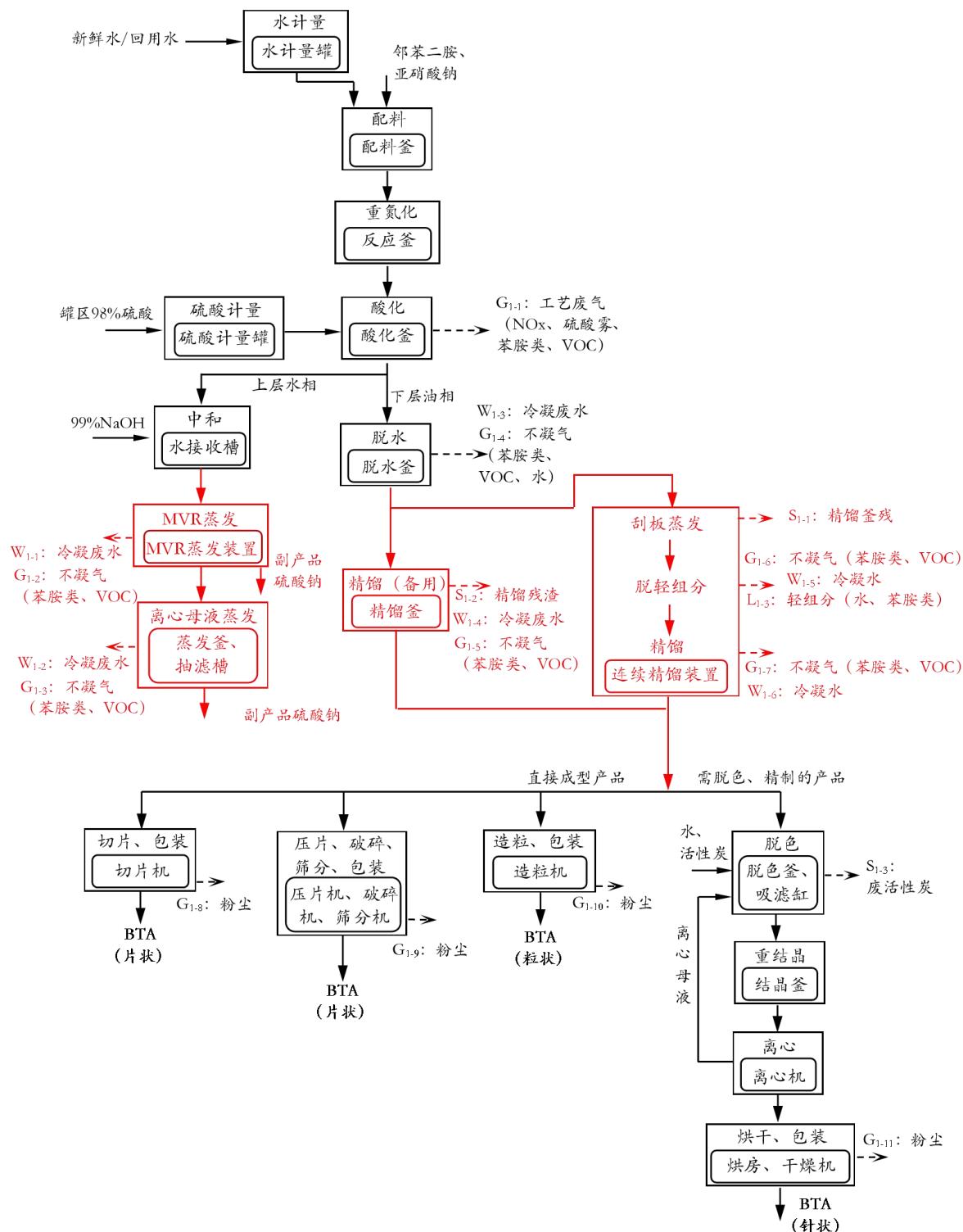


图 3.4-1 BTA 产品工艺流程及产污节点示意图（红色为技改项目变动工艺）

(1) 配料

将水计量罐内计量好的新鲜水（或回用水）利用高位差放入对应配料釜，开启配料釜搅拌系统，DCS 联锁根据温度设定值自动调节导热油调节阀，使釜内温度稳定在 90~105℃。然后在二层平台通过电动葫芦将计量好的袋装 99.9% 邻苯二胺、98.5% 亚硝

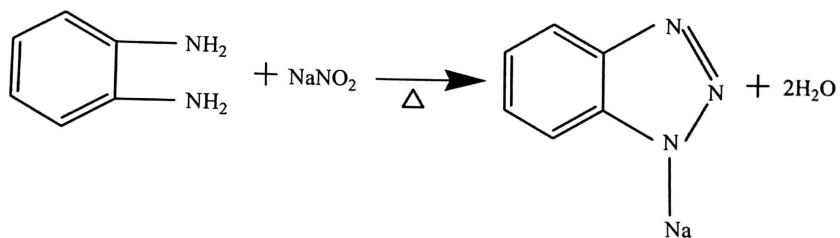
酸钠，投料至配料釜加料口，搅拌物料至充分溶解。

(2) 重氮化合成

将配料釜充分溶解混匀后的物料利用空压压入重氮化反应釜进行重氮化闭环反应。开启磁力搅拌及夹套导热油进油阀，将釜内温度升至 203℃、压力 1.0MPa 时，DCS 联锁根据温度、压力设定值关闭导热油进油阀，使物料在釜内反应，当温度 228℃、压力 1.7MPa 时，DCS 联锁根据温度、压力设定值打开循环冷却水阀进行第一次点压，直至温度、压力停止上升，自动关闭循环冷却水阀，此时物料继续在釜内反应，当温度 236℃、压力 2.2MPa 时，DCS 联锁打开循环冷却水阀进行第二次点压，直至温度、压力停止上升，自动关闭循环冷却水阀，此时物料仍继续在釜内反应，当温度 249℃、压力 2.8MPa 时，DCS 联锁根据温度、压力设定值打开循环冷却水阀进行第三次点压，直至温度、压力停止上升，自动关闭循环冷却水阀，釜内尚未完全反应完的物料继续在釜内反应，此时温度、压力均上升缓慢，待温度、压力继续上升到 275℃、压力 4.3MPa 时，DCS 联锁根据温度、压力设定值打开循环冷却水阀进行第四次点压，直至温度、压力停止上升，DCS 联锁自动关闭循环冷却水阀，最终维持温度、压力保持在 270-290℃、4.2-6.0MPa。物料在此工况下充分反应生成苯并三氮唑钠盐和水，保温结束后开启反应釜内部盘管循环冷却水阀，利用循环水与釜内物料对流换热，将釜内温度降低至 100℃ 以下，待压入酸化釜。上述整个反应过程大釜需 20h/批、小釜需 7.5h/批。

反应釜配套安全泄压阀、泄压罐及 SIS 联锁装置，当温度达到 295℃、压力达到 6.1MPa 时系统输出声光报警，当釜内温度达到 300℃ 或压力达到 6.2MPa，SIS 联锁将打开泄压阀，关闭导热油上油阀，打开循环冷却水上水阀，降低系统温度及压力。

该过程为过量的亚硝酸钠与邻苯二胺反应得到苯并三氮唑钠盐和水，转化率约 98.5%（以邻苯二胺计），重氮化反应方程式如下：

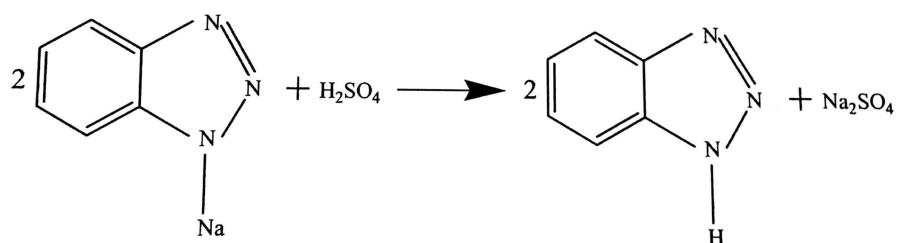


(3) 酸化

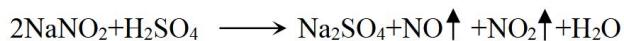
将重氮化工段反应生成的苯并三氮唑钠盐溶液利用空压压入酸化釜，通过循环水

进水阀调节，使釜内温度保持 60~80℃。打开搅拌电机开始搅拌物料，同时将硫酸计量罐中计量好的 98%浓硫酸匀速滴入釜内、常压反应。当釜内温度达到 80℃报警、pH 值低于设定值时或搅拌系统发生故障时 DCS 连锁关闭硫酸进料切断阀。滴酸后静置半小时油相和水相分层。

该反应充分搅拌使物料中的苯并三氮唑钠盐和硫酸充分反应，生成苯并三氮唑和硫酸钠，酸化反应硫酸过量，转化率约 98%（以苯并三氮唑钠计），酸化反应方程式如下：



同时，硫酸与重氮化过程过量的亚硝酸钠反应生成硫酸钠、氮氧化物废气和水，反应方程式如下：



产污分析：酸化过程主要为氮氧化物、硫酸雾及少量苯胺类有机废气 G₁₋₁。

(4) 中和、蒸发

酸化釜中的苯并三氮唑有机相与水相静置分层完全后，下层水相经酸化釜底部排至酸化后水接收槽，投入计量好的 99% 氢氧化钠，开启电机搅拌，中和酸化过程中过剩的硫酸。技改后改为 MVR 高效蒸发浓缩后，少量浓液再经蒸发釜蒸发。酸化后水接收槽内中和后的水相，泵至 MVR 车间 MVR 装置原料计量罐。技改项目采用 FC 型 MVR 结晶器，主要由进料预热系统、强制循环加热蒸发系统、二次蒸汽压缩升温利用系统、离心分离系统等组成。开启进料泵，首先进入冷凝水板式换热器、不凝气板式换热器升温预热至 85℃左右，热源来自加热器运行过程产生的蒸馏冷凝水和不凝气。经预热后的料液经加热器底部进料后，在底部循环泵作用下，加热器设计加热温度 105℃，料液经加热器 A 管程自下而上与壳程的蒸汽进行充分换热，进一步吸收蒸汽热量进入结晶釜后，进入加热器 B 管程自上而下与壳程的蒸汽进行充分换热后循环泵作用下又进入加热器 A、结晶釜，如此往复循环，料液不断吸收壳程蒸汽热量，实现连续结晶。水分在结晶釜内不断蒸发形成高温水蒸气，经顶部蒸汽管道排至压缩机进行压缩，形成高温高压二次蒸汽，再次利用到加热器 A、B，系统热量得到循环利用，不

需要鲜蒸汽，可实现节能增效。

加热器壳程内蒸汽与料液换热后部分形成冷凝水，排入冷凝水罐，经冷凝水泵泵入冷凝水换热器对料液进行预热后排出；壳程内的不凝气进入不凝气换热器内对物料进一步预热排出，充分利用系统余热。经上述循环，料液不断释放水汽而浓缩，逐渐形成达到设定固液晶浆后经加热器 B 底部排至旋液分离器及晶浆罐待冷却结晶，再经离心机分离即得到大量硫酸钠副产品，为保证 MVR 装置高效运行，少量离心母液收集后送至蒸发釜进一步蒸发浓缩处理。

MVR 系统循环利用系统自身产生的二次蒸汽热能，基本不需要外部鲜蒸汽。通过 PLC、工业计算机（FA）、组态等形式来控制系统温度、压力、马达转速，保持系统蒸发平衡。理论上使用 MVR 蒸发器比传统蒸发器节省 60%-80%以上的能源，节省 95%以上的冷却水。

离心母液定期抽入蒸发釜蒸发处理，DCS 联锁根据温度、压力设定值自动调节导热油调节阀，维持物料 90~95℃，开启真空系统进行减压蒸发析盐（-0.06Mpa）。水汽通过蒸发冷凝器管程与壳程的循环冷却水换热后冷凝液化后，排至冷凝水接收槽。蒸发釜内物料抽滤后得到硫酸钠副产品。

产污分析：主要为蒸发过程不凝气（真空尾气）G₁₋₂、G₁₋₃，主要成分为少量水汽及苯胺类有机废气；蒸发冷凝废水 W₁₋₁、W₁₋₂。

（5）脱水

上层有机相通过酸化釜底部真空抽入脱水釜内脱水处理，DCS 联锁根据温度、压力设定值自动调节导热油调节阀，维持 90-120℃、-0.06Mpa 减压脱水，有机相残留水分汽化后通过冷凝器管程，与壳程的循环冷却水换热后冷凝液化后（冷凝面积 20m²），排至脱水釜冷凝水接收槽，定期泵至水计量罐回用于配料。

产污分析：主要为蒸发过程不凝气（真空尾气）G₁₋₄，主要成分为少量水及苯胺类有机废气；冷凝水 W₁₋₃。

（6）精馏

技改后 BTA 产线精馏改为连续精馏为主，现有 25000L 釜式精馏成套装置（间歇精馏）作为备用。

①连续精馏

脱水釜物料真空抽入搅拌釜（进口管道上设流量远传显示，实现 DCS 远程监

控），经底部苯并三氮唑进料泵送至刮板蒸发器，控制刮板蒸发器内温度 200-205℃，高沸物（精馏釜残）从刮板蒸发器底部排入釜残接收罐，BTA 及轻组分汽化后进入脱轻塔。脱轻塔冷凝器垂直置于塔顶，采用内回流操作。塔底、冷凝器设有 DCS 温度控制及连锁，塔底、塔中、塔顶设有压力远传指示，系统根据温度设定值自动调节导热油调节阀。脱轻塔塔底设再沸器（降膜式再沸器，换热面积 80m²，壳程为导热油），控制塔底温度 202-206℃、压力 1.3kPa，塔顶冷凝器（换热面积 220m²，壳程为热水）控制塔顶段温度 136-185℃、压力 0.5kPa，塔顶气相排出后再经捕集器（或冷凝器，换热面积 32m²，壳程为冷水）作用控制温度 40~136℃、压力 0.5kPa，形成冷凝液接收至废水接收罐。脱轻塔塔顶侧线采出少量低沸点的邻苯二胺及 BTA 等轻组分至轻组分接收槽，通过轻组分泵直接输送至配料工段。脱轻塔底部物料经脱轻塔出料泵送至精馏塔。

精馏塔冷凝器垂直置于塔顶，采用内回流。塔底、冷凝器设有 DCS 温度控制及连锁，塔底、塔中、塔顶设有压力远传指示，系统根据温度设定值自动调节导热油调节阀。塔底设再沸器（降膜式再沸器，换热面积 150m²，壳程为导热油）控制塔底温度 202-206℃、压力 1.3kPa，塔顶冷凝器（换热面积 700m²，壳程为热水）控制塔顶温度 145-185℃、压力 0.5kPa，塔顶气相排出后再经捕集器（或冷凝器，换热面积 32m²，壳程为冷水）作用控制温度 50~145℃、压力 0.5kPa，形成冷凝液接收至废水接收罐。精馏塔塔顶侧线得到产品进入产品罐，根据客户要求部分产品需接收至精制车间精制，其余成品接收至产品接收槽送至造粒。精馏塔釜残排入残液罐后，返回刮板蒸发器处理。

产污分析：脱轻塔不凝气 G₁₋₆、精馏釜不凝气 G₁₋₇；脱轻塔轻组分 L₁₋₃；刮板蒸发器精馏釜残 S₁₋₁、冷凝水 W₁₋₅、W₁₋₆。

②间歇精馏（20000L 大釜）

技改后，20000L 釜式精馏成套装置（间歇精馏）改为备用。具体工艺如下：

将脱水釜内脱水后的有机相真空抽入精馏釜。精馏釜冷凝器由顶部冷水冷凝器、中部热水冷凝器构成，冷水设计进水 20℃、热水设计进水 100℃。DCS 联锁根据温度、压力设定值自动调节导热油调节阀、冷却循环水上水和回水阀，维持釜内物料至 170℃，打开真空系统，釜内物料中的苯并三氮唑组分在减压状态下（400Pa）汽化，经精馏冷凝器（小釜、大釜冷凝器冷凝面积分别为 60m²、480m²，壳程为热水）管程

与循环水换热冷凝后在釜内回流，当温度上升至 185~190℃时打开塔中部热水冷凝器中部收料阀收取苯并三氮唑产品，根据客户要求部分产品需接收至精制车间精制，其余成品接收至产品接收槽送至成型处理。随着釜内物料的减少，温度将持续上升到 190-200℃，放渣的最后阶段釜内温度在 200-210℃，釜内苯并三氮唑组分精馏完全，打开釜底放渣阀排出釜残。精馏过程为间歇蒸馏。

产污分析：主要为精馏塔冷凝不凝气（苯胺类有机废气）G₁₋₅、冷凝水 W₁₋₄、精馏釜残 S₁₋₂。

（7）产品成型处理（片状、粒状产品）

产品接收槽的产品经切片后包装即为片状成品。或经压片机压片成型后，进入粉碎筛分系统处理，该系统主要利用高速旋转的锤片击碎结块产品，再通过振动筛筛选得到片状成品。或进入造粒机造粒，在造粒机两只反向旋转螺杆的剪切、压缩与搅拌作用下，通过模孔挤出后剪切为粒状产品。各类产品经包装后即为成品。

产污分析：主要为切片、压片破碎筛分、造粒及包装粉尘 G₁₋₅、G₁₋₆、G₁₋₇。

（8）产品精制成型处理（针状产品）

客户对产品色度要求高的精馏产品需精制处理去除杂质。人工投料至脱色釜中，加入适量水及离心母液，通过导热油加热控制 60-80℃，使物料充分溶解。然后加入计量好的活性炭，继续搅拌保温半小时，物料经活性炭吸附脱色后，打开脱色釜底阀，料液放入吸滤槽过滤分离出废活性炭，滤液泵至结晶釜冷却重结晶。

开启结晶釜搅拌系统，打开循环冷却水，使物料温度降至 25-30℃，使 BTA 产品充分重结晶分离。结晶后物料送入离心机离心分离，离心母液排至母液池泵至转至脱色釜循环使用，离心后的物料送至链条式干燥机、烘房干燥处理，干燥采用蒸汽盘管加热，烘干温度控制在 65-75℃，进一步去除产品残余的水分，包装即为针状成品。

产污分析：主要是烘干及包装粉尘 G₁₋₈、废活性炭 S₁₋₂。

生产过程中产生的冷凝水主要含少量原料及产品，可直接作为原料配料用水。

4.4.2 TTA 产品工艺流程及产污分析

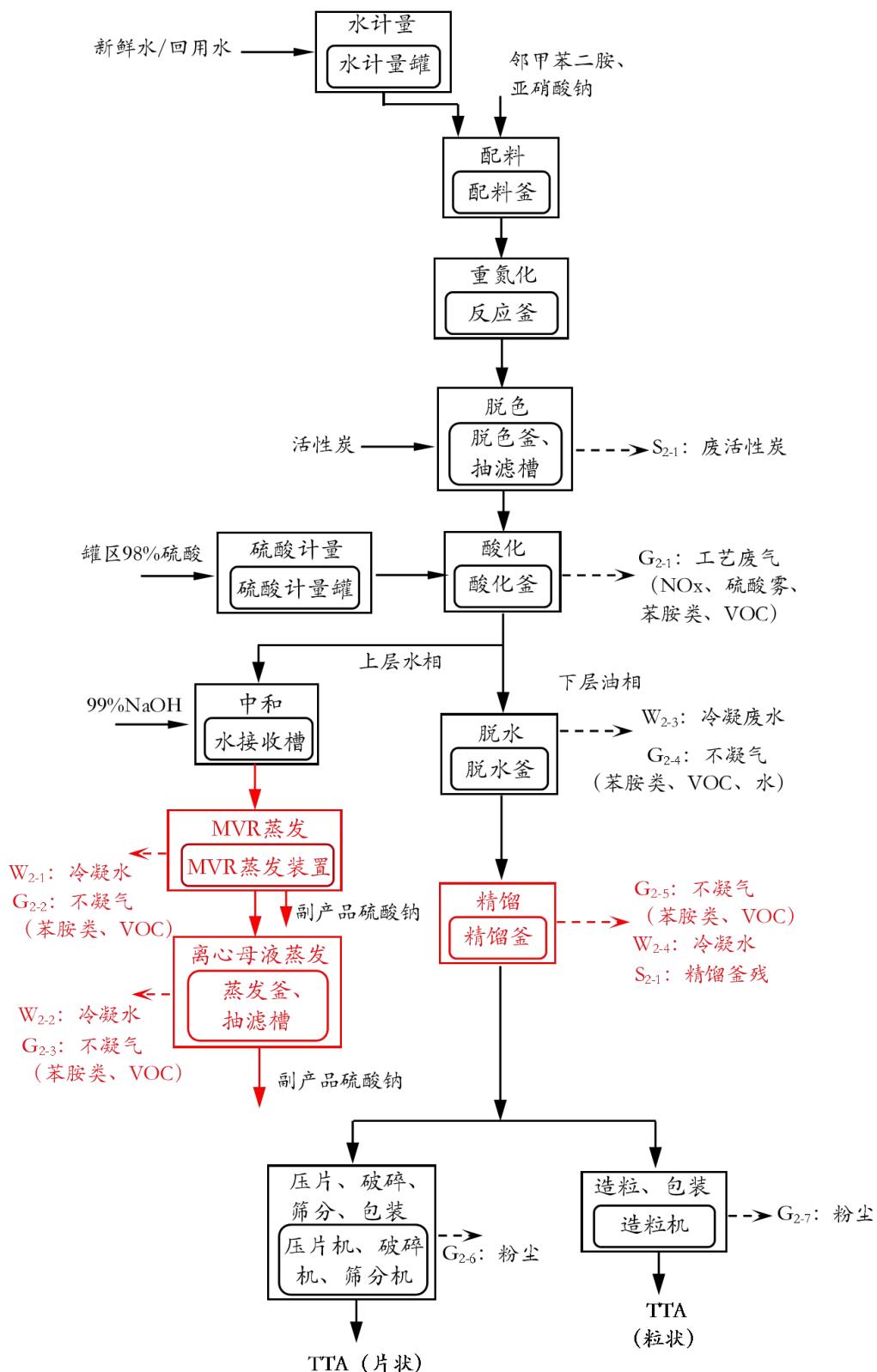


图 3.4-2 TTA 产品工艺流程及产污节点示意图（红色为技改项目变动工艺）

(1) 配料

将水计量罐内计量好的新鲜水（或回用冷凝水）利用高位差放入对应配料釜，开启配料釜搅拌系统，DCS 联锁根据温度设定值自动调节导热油调节阀，使釜内温度稳

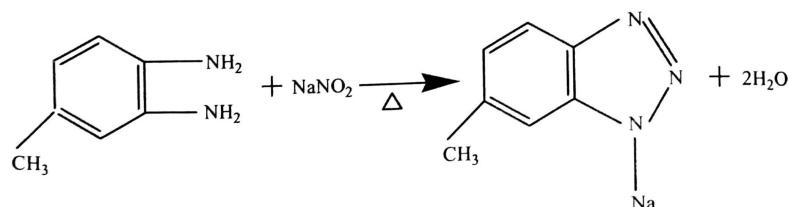
定在 90~95℃。然后在二层平台通过电动葫芦将计量好的 99% 邻甲苯二胺、98.5% 亚硝酸钠，投料至配料釜加料口，搅拌物料至充分溶解。

(2) 重氮化

将配料釜充分溶解后的物料利用空压压入重氮化反应釜进行重氮化闭环反应。开启磁力搅拌及导热油进油阀，将釜内温度升至 203℃、压力 1.0MPa 时，DCS 联锁根据温度、压力设定值关闭导热油进油阀，使物料在釜内反应，当温度 228℃、压力 1.7MPa 时，DCS 联锁根据温度、压力设定值打开循环冷却水阀进行第一次点压，直至温度、压力停止上升，自动关闭循环冷却水阀，此时物料继续在釜内反应，当温度 236℃、压力 2.2MPa 时，DCS 联锁打开循环冷却水阀进行第二次点压，直至温度、压力停止上升，自动关闭循环冷却水阀，此时物料仍继续在釜内反应，当温度 249℃、压力 2.8MPa 时，DCS 联锁根据温度、压力设定值打开循环冷却水阀进行第三次点压，直至温度、压力停止上升，自动关闭循环冷却水阀，釜内尚未完全反应完的物料继续在釜内反应，此时温度、压力均上升缓慢，待温度、压力继续上升到 275℃、压力 4.3MPa 时，DCS 联锁根据温度、压力设定值打开循环冷却水阀进行第四次点压，直至温度、压力停止上升，自动关闭循环冷却水阀，最终维持温度、压力保持在 270-290℃、4.2-6.0MPa，使物料在高温高压的工况下充分反应。保温 2 小时，生成甲基苯并三氮唑钠盐，保温结束后开启反应釜内部盘管循环冷却水阀，利用循环水与釜内物料对流换热，将釜内温度降低至 90℃，等待压入脱色釜。上述整个反应过程大釜需 26.5h/批、小釜需 16h/批。

反应釜配套安全泄压阀、泄压罐及 SIS 联锁装置，当温度达到 295℃、压力达到 6.1MPa 时系统输出声光报警，当釜内温度达到 300℃ 或压力达到 6.2MPa，SIS 联锁将打开泄压阀，关闭导热油上油阀，打开循环冷却水上水阀，降低系统温度及压力。

该反应为过量的亚硝酸钠与邻甲苯二胺生产甲基苯并三氮唑钠盐和水，转化率约 95.8%（以邻甲苯二胺计），重氮化反应方程式如下：



(3) 脱色

重氮化反应结束后，经重氮化釜内冷却水盘管冷却水使釜内物料冷却至 90℃，转

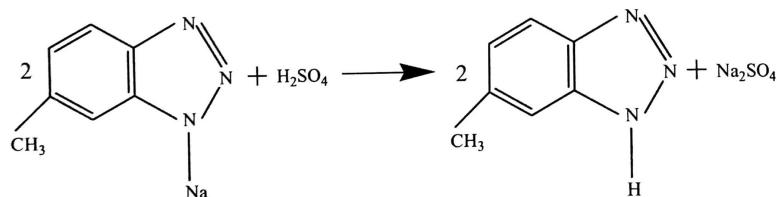
移至脱色釜脱色处理。脱色釜通过 DCS 控制脱色温度在 80~95℃，加入活性炭进行脱色，脱色完成后经抽滤槽过滤，物料转至酸化釜，废活性炭外委处理。

产污分析：该工序主要产生 S₂₋₁ 废活性炭。

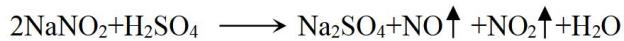
(4) 酸化

将重氮化工段反应生成的甲基苯并三氮唑钠盐溶液利用空压压入酸化釜，通过循环水进水阀调节，使釜内温度保持 60~80℃。打开搅拌电机开始搅拌物料，同时将硫酸计量罐中计量好的 98% 浓硫酸匀速滴入釜内、常压反应。当釜内温度达到 80℃ 报警、pH 值低于设定值时或搅拌系统发生故障时 DCS 连锁关闭硫酸进料切断阀。滴酸后静止半小时油相和水相分层。

该反应充分搅拌使物料中的甲基苯并三氮唑钠盐和硫酸充分反应，生成甲基苯并三氮唑和硫酸钠，酸化反应硫酸过量，转化率约 95 %（以甲基苯并三氮唑钠计），酸化反应方程式如下：



同时，硫酸与重氮化过量亚硝酸钠反应生成硫酸钠、氮氧化物废气和水，反应方程式如下：



产污分析：酸化过程主要为氮氧化物、硫酸雾及少量苯胺类有机废气 G₂₋₁。

(5) 中和、蒸发

酸化釜中的甲基苯并三氮唑有机相与水相静置分层完全后，下层水相酸化釜底部排至酸化后水接收槽，投入计量好的 99% 氢氧化钠，开启电机搅拌，中和酸化过程中过剩的硫酸。技改后改为 MVR 高效蒸发浓缩后，少量浓液再经蒸发釜蒸发，具体工艺同上述 BTA 产品，不做赘述。

产污分析：主要为蒸发过程不凝气（真空尾气）G₂₋₂、G₂₋₃，主要成分为少量水汽及苯胺类有机废气；蒸发冷凝废水 W₂₋₁、W₂₋₂。

(5) 脱水

上层有机相通过酸化釜底部真空抽入脱水釜内脱水处理，DCS 联锁根据温度、压力设定值自动调节导热油调节阀，维持 90-120℃、-0.06Mpa 减压脱水，有机相残留水

分汽化后通过蒸发冷凝器管程，与壳程的循环冷却水换热后冷凝液化后（冷凝面积20m²），排至脱水釜冷凝水接收槽，定期泵至水计量罐回用于配料。

产污分析：主要为蒸发过程不凝气（真空尾气）G₂₋₄，主要成分为少量水及苯胺类有机废气；冷凝废水W₂₋₃。

（6）精馏

将脱水釜内脱水后的有机相真空抽入精馏釜。精馏釜冷凝器由顶部冷水冷凝器、中部热水冷凝器构成，冷水设计进水20℃、热水设计进水100℃。DCS联锁根据温度、压力设定值自动调节导热油调节阀、冷却循环水上水和回水阀，加热釜内物料至170℃，打开真空系统，釜内物料中的甲基苯并三氮唑组分在减压状态下（400Pa）汽化，经精馏冷凝器（小釜、大釜冷凝器冷凝面积分别为60m²、480m²，壳程为热水）管程与循环水换热冷凝后在釜内回流，当温度上升至185~190℃时打开热水冷凝器下部收料阀收取甲基苯并三氮唑产品，接收至产品接收槽待加工。随着釜内物料的减少，温度将持续上升到190-200℃，放渣的最后阶段釜内温度在200~210℃，釜内甲基苯并三氮唑组分精馏完全，开始打开釜底放渣阀排出釜残。精馏过程为间歇蒸馏。

产污分析：精馏塔冷凝不凝气（真空泵尾气），主要为苯胺类有机废气G₂₋₅，冷凝水W₂₋₄，精馏釜残S₂₋₁。

（7）成型处理

产品接收槽的产品经压片机压片成型后，进入粉碎筛分系统处理，该系统主要利用高速旋转的锤片击碎结块产品，再通过振动筛筛选得到片状成品。或进入造粒机造粒，在造粒机两只反向旋转螺杆的剪切、压缩与搅拌作用下，通过末端模具被压缩成型为粒状产品。各类产品经包装后即为成品。

产污分析：主要为破碎筛分、造粒及包装粉尘G₂₋₆、G₂₋₇。

3.5 物料平衡

结合企业生产运行统计、监测数据及设计资料，苯并三氮唑生产线物料平衡见表3.5-1、图3.5-1，甲基苯并三氮唑物料平衡见表3.5-2、图3.5-2。

表 3.5-1 苯并三氮唑生产线物料平衡表

入方			出方		
名称	成分	数量(t/a)	名称	数量(t/a)	
99.9% 邻苯二胺	99.9%OPD、0.1%高沸有机杂质	2392.11	废气 VOCs	0.08121 (含苯胺类 0.05591)	

98.5%亚硝酸钠	98.5%亚硝酸钠、1.5%无机盐杂质	1601.60		NOx	40.6
98%浓硫酸	98%H ₂ SO ₄ 、2%无机盐杂质	1162.42		硫酸雾	0.107
活性炭	/	55.00		粉尘	14.7957
水		3679.24		水蒸气	828.88920
99%氢氧化钠	99%NaOH、1%无机盐杂质	31.50		蒸发冷凝水	3121.7116
/	/	/		脱水冷凝水	288.9115
/	/	/		精馏冷凝水	99.9308
/	/	/		脱轻塔轻组分	24.505
/	/	/		离心母液	47.8916
/	/	/		精馏釜残	252.8949
/	/	/		废活性炭	86.9297
/	/	/		副产品	硫酸钠
/	/	/			1614.62179
/	/	/			针状 BTA
/	/	/			粒状/片状 BTA
合计		8921.87		合计	8921.87

表 3.5-2 甲基苯并三氮唑生产线物料平衡表

入方			出方	
名称	成分	数量 (t/a)	名称	数量 (t/a)
99%邻甲苯二胺	99%OTP、1%高沸有机杂质	2065.50	废气	VOCs 0.10732 (含苯胺类 0.09222)
98.5%亚硝酸钠	98.5%亚硝酸钠、1.5%无机盐杂质	1179.50		NOx 29.6671
98%浓硫酸	98%H ₂ SO ₄ 、2%无机盐杂质	832.48		硫酸雾 0.0628
水	/	2549.67		粉尘 11.0452
99%氢氧化钠	99%NaOH、1%无机盐杂质	15.90		水蒸气 587.8245
活性炭	/	50.00	废水	蒸发冷凝水 2221.10998
/	/	/		脱水冷凝水 207.2603
/	/	/		精馏冷凝水 128.8076
/	/	/	固废	精馏釜残 267.8927
/	/	/		废活性炭 82.9324
/	/	/	副产	硫酸钠 1156.3401
/	/	/	产品	粒状/片状 TTA 2000.00
合计	/	6693.05		6693.05

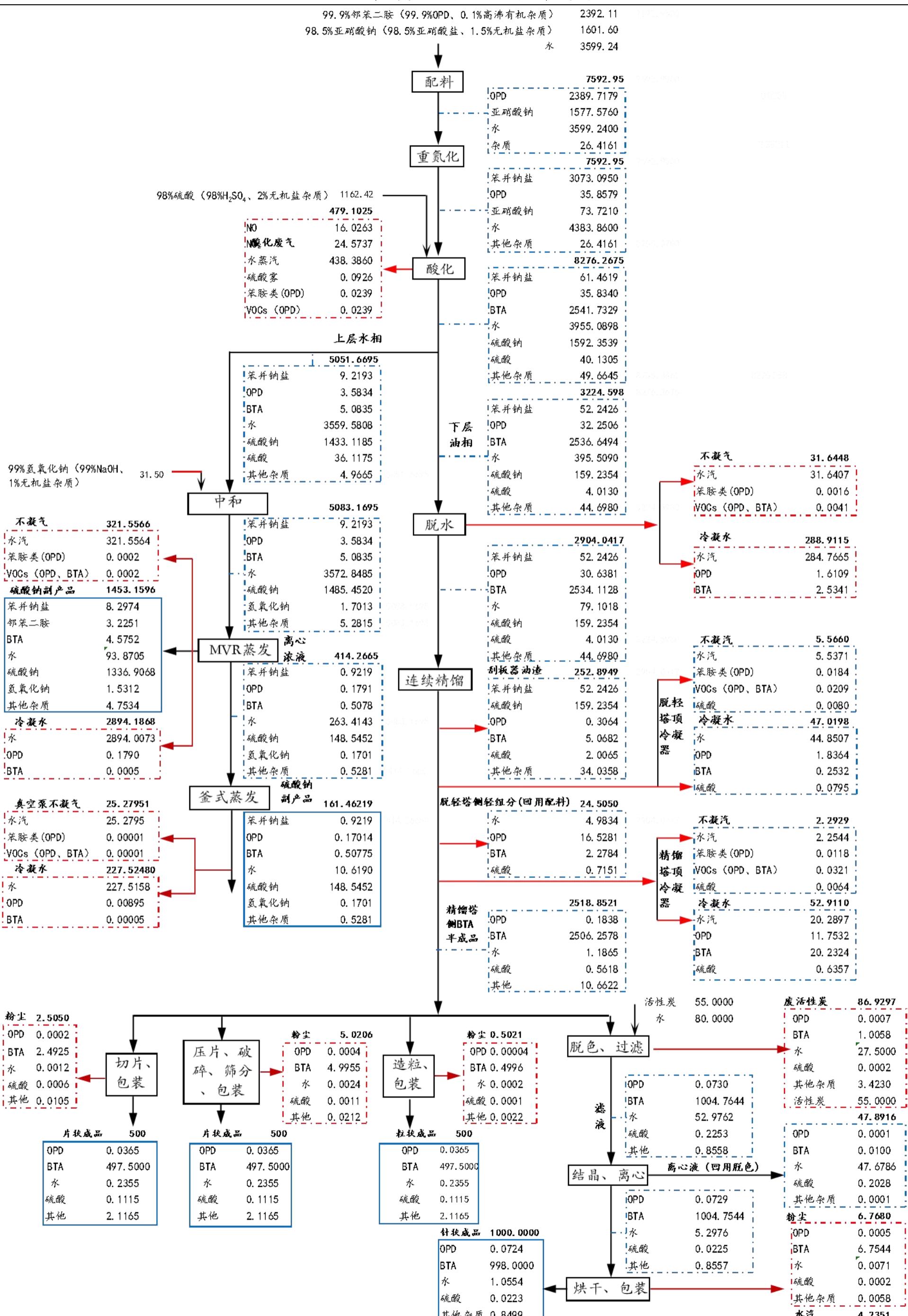


图 3.5-1 技改后 BTA 产品生产过程物料平衡图 (t/a)

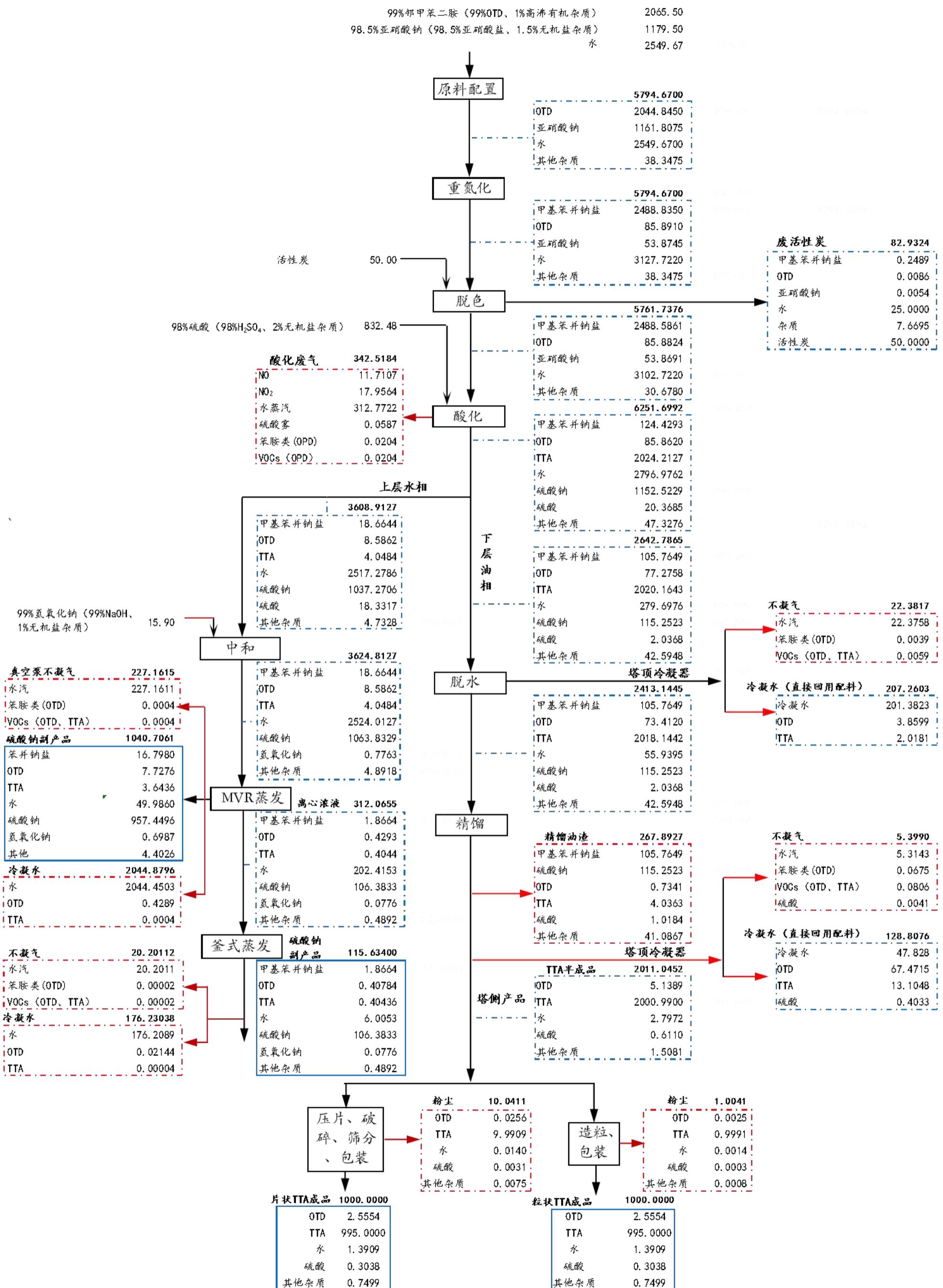


图 3.5-2 TTA 产品生产过程物料平衡图 (t/a)

4、污染物排放总量重新核定

4.1 原环评总量核算情况

4.1.1 废气

4.1.1.1 废气产生、收集处理情况

(1) 锅炉废气

采用产污系数法核算技改后锅炉废气源强，系数来源为生态环境部《排放源统计调查产排污核算方法和系数手册》，详见下表 4.1-1；技改后锅炉烟气废气源强核算结果详见下表 4.1-2。

表 4.1-1 燃生物质工业锅炉废气产、排污系数表

产品	燃料名称	工艺名称	污染物指标	单位	产污系数
蒸汽/热水/ 其他	生物质燃料	层燃炉	工业废气量	标立方米 /吨-原料	6240
			颗粒物	千克/吨-原料	0.5
			二氧化硫	千克/吨-原料	17S
			氮氧化物	千克/吨-原料	1.02

表 4.1-2 技改后生物质锅炉废气产生源强核算结果表

生物质燃料使用量 (t/a)		9500 (含硫量 0.02%)
污染物核算结果	工业废气量 (Nm ³ /h)	8233
	颗粒物 (t/a)	4.750
	二氧化硫 (t/a)	3.230
	氮氧化物 (t/a)	9.690

生物质锅炉烟气经 SNCR 炉内脱硝+多管除尘+旋风除尘+脉冲布袋除尘+碱液喷淋处理设施处理、40m 高排气筒排放，结合锅炉烟气排放在线监测数据，反推除尘效率 95%、脱硫效率 50%、脱硝效率 60%。

(2) 工艺废气

主要为蒸发、脱水、精馏系统真空系统尾气（不凝气）、酸化废气，采用物料平衡法核算工艺废气源强。根据物料平衡，主要产生苯胺类 0.14813t/a、VOCs 0.18853t/a、NOx 70.2671t/a、硫酸雾 0.1698t/a，经管道密闭收集后采用 1 套 12000m³/h 的“6 级碱喷淋+氧化塔+还原塔+高效除雾器+UV 光催化+活性炭吸附装置”处理后经 23m 排气筒排放，设计收集效率 99.5%，苯胺类、VOCs 及硫酸雾去除效率 90%、NOx 去除效率 85%。

(3) 粉尘

主要为 BTA 产品切片、造粒成型及包装、精制烘干及包装过程以及 TTA 产品切片、造粒成型及包装过程产生的粉尘。采用物料平衡法核算技改前后粉尘源强。

根据物料平衡，技改后产污情况不变，具体如下：

合成车间 BTA 切片、压片破碎筛分粉尘产生量为 5.0206t/a，收集至 1 套 15000m³/h “袋式除尘器+旋流板喷淋塔”净化处理，粉尘去除效率 99.9%；合成车间 BTA 造粒粉尘产生量为 0.5021t/a（相对较少），单独设 1 套 15000m³/h 的“旋流板喷淋塔”净化处理，粉尘去除效率 90%，最终合并为 1 根 15m 高 DA003 排气筒排放；

合成车间 TTA 造粒、压片破碎筛分粉尘产生量为 11.0452t/a，收集至 1 套 15000m³/h “袋式除尘器+旋流板喷淋塔”净化处理后经 1 根 15m 高 DA004 排气筒排放，粉尘设计去除效率 99.9%；

精制车间 BTA 干燥、破碎筛分粉尘产生量为 9.2783t/a，收集至 1 套 15000m³/h “袋式除尘器+旋流板喷淋塔”净化处理后通过 1 根 15m 高 DA005 排气筒排放，粉尘设计去除效率 99.9%；

各产尘工序四周均设围挡密闭、微负压收集，设计收集效率 99%。

(4) 储罐废气

生产用 98%浓硫酸配套 1×Φ2.7m×7m 卧式碳钢储罐贮存、4×3m³硫酸计量罐周转，锅炉 SNCR 炉内脱硝用氨水配套 1×Φ1.0m×1.3m 的立式碳钢储罐贮存。固定顶罐废气主要为呼吸排放和工作排放两种排放方式，具体如下：

a.静置排放（小呼吸）

固定顶罐呼吸气排放量根据《化工安全技术手册》中公式计算：

$$L_B = 0.191 \times M \times (P / (100910 - P))^{0.68} \times D^{1.73} \times H^{0.51} \times \Delta T^{0.45} \times F_P \times C \times K_C$$

式中： L_B—固定顶罐的呼吸排放量（kg/a）；

M—储罐内蒸气的分子量；

P—在大量液体状态下，真实的蒸气压力（Pa）；

D—罐的直径（m）；

H—平均蒸气空间高度（m）；

ΔT—日平均温度差（摄氏度）；

F_P—涂层因子（无量纲），根据油漆状况取值在 1~1.5 之间；

C—用于小直径罐的调节因子（无量纲）； 直径在 0~9m 之间的罐体， C=1-0.0123 (D-9)²； 罐径大于 9m 的 C=1；

K_c—产品因子（石油原油 K_c取 0.65， 其他液体取 1.0）。

b. 工作排放（大呼吸）

工作排放是由于人为的装料与卸料而产生的损失。因装料的结果，罐内压力超过释放压力时，蒸气从罐内压出；而卸料损失发生于液面排出，空气被抽入罐体内，因空气变成有机蒸气饱和的气体而膨胀，因而超过蒸气空间容纳的能力。

可由下式估算固定顶罐的工作排放：

$$L_w = 4.188 \times 10^{-7} \times M \times P \times K_N \times K_c$$

式中： L_w—固定顶罐的工作损失（kg/m³投入量）

K_N—周转因子（无量纲），取值按年周转次数（K）确定。

K≤36， K_N=1；

36<K≤220， K_N=11.467×K^{-0.7026}；

K>220， K_N=0.26； 其他的同上。

参考《环境统计手册》，98%硫酸蒸汽压为 0，根据上式计算，无呼吸排放和工作排放，不产生酸雾。

技改前、后氨水储罐参数不变，氨水用量及周转次数不变，取值情况详见下表 4.1-3。

表 4.1-3 氨水储罐损耗计算参数

M	P	D	H	ΔT	F _p	C	K _c	K	K _N
17	1590	1.0	0.1	10	1.2	0.21	1	110	0.42

根据上式计算氨水储罐排放量汇总见下表 4.1-4。

表 4.1-4 氨水储罐废气源强核算汇总表 (kg/a)

小呼吸	大呼吸	合计
0.043	0.523	0.566
0.043	0.518	0.561

氨水罐大小呼吸氨产生量小，结合现场踏勘情况，氨水罐区无异味，少量废气经呼吸阀直接无组织排放。

5. 回用水处理站恶臭

技改后改扩的回用水处理站处理生产废水（生活污水改为接管），恶臭主要来自A²O池、污泥罐等，污染因子主要为NH₃和H₂S，污染物产生量与处理单元的面积及时间有关，参考《城市污水处理厂恶臭污染源调查与研究》（文章编号：1673-9108（2008）03-0399-04）、《城市污水处理厂恶臭影响及对策分析》（文章编号：1674-263X（2011）03-0082-03）相关文献资料，结合企业污水处理方案，技改项目产污系数情况见下表 4.1-5。

表 4.1-5 回用水处理站各处理单元的排污系数

构筑物名称	面积	运行时间	NH ₃		H ₂ S	
			产污系数 (mg/s·m ²)	产生量 (t/a)	产污系数 (mg/s·m ²)	产生量 (t/a)
A ² O 池	100m ²	300d、24h/d	0.0049	0.0127	0.00026	0.000674
污泥储罐	1m ²	300d、24h/d	0.103	0.0027	0.00003	0.000001
合计	-	-	-	0.0154	-	0.00067

技改后对废气收集系统重新设计，回用水处理站产臭构筑物密闭，恶臭废气密闭收集后依托现有1套6000m³/h“碱洗塔+水洗塔+UV光催化氧化装置”处理后由15m高排气筒排放，废气收集效率99%、处理效率85%。

4.1.1.2 废气排放情况

技改后全厂废气排放情况详见下表。

表 4.1-6 技改后全厂污染物有组织排放情况一览表

排气筒 编号	污染源	排气量 Nm ³ /h	污染物 名称	产生状况			治理措施	去除 率%	排放状况			执行标准		排放源参数			
				浓度 mg/m ³	速率 kg/h	产生量 t/a			浓度 mg/m ³	速率 kg/h	排放量 t/a	浓度 mg/m ³	速率 kg/h	高度 m	直 径 m	温度 °C	烟气 流速 m/s
DA001	生物质锅炉	8233	烟尘	80.13	0.660	4.750	SNCR 炉内脱硝+多管除尘+旋风除尘+脉冲布袋除尘+碱液喷淋	95	4.02	0.033	0.238	30	-	40	0.9	40	4.12
			SO ₂	54.49	0.449	3.230		50	27.24	0.224	1.615	200	-				
			NOx	163.47	1.346	9.690		60	65.39	0.538	3.876	200	-				
DA002	合成各工序	12000	苯胺类	1.71	0.0205	0.14739	6 级碱喷淋+氧化塔+还原塔+高效除雾器+UV 光催化+活性炭吸附装置	90	0.17	0.0020	0.01474	20	-	23	0.5	25	18.53
			非甲烷总烃	2.17	0.0261	0.18759		90	0.22	0.0026	0.01876	70	3.0				
			NOx	809.21	9.7105	69.9158		85	121.38	1.4566	10.4874	240	2.2				
			硫酸雾	1.96	0.0235	0.1690		90	0.20	0.0023	0.0169	45	4.5				
DA003	合成车间 BTA 切片、压片破碎筛分	15000	颗粒物	414.2	6.213	4.9704	袋式除尘器+旋流板喷淋塔	99.9	2.28	0.068	0.0547	120	3.5	15	0.8	25	18.10
	合成车间 BTA 造粒	15000	颗粒物	41.43	0.621	0.4971	旋流板喷淋塔	90									
DA004	合成车间 TTA 造粒、压片破碎筛分	15000	颗粒物	303.74	4.556	10.9347	袋式除尘器+旋流板喷淋塔	99.9	0.30	0.005	0.0109	120	3.5	15	0.6	25	16.09
DA005	精制车间 BTA 干燥、破碎筛分	15000	颗粒物	510.31	7.655	9.1855	袋式除尘器+旋流板喷淋塔	99.9	0.51	0.008	0.0092	120	3.5	15	0.6	25	16.09
DA006	生产废水处理站（改扩）	6000	氨	0.352	0.0030	0.0152	碱洗塔+水洗塔+UV 光催化氧化装置	85	0.053	0.0003	0.00228	/	4.9	15	0.4	25	14.48
			硫化氢	0.015	0.00009	0.000668		85	0.002	0.00001	0.00010	/	0.33				

表 4.1-7 技改后全厂大气污染物无组织排放情况

排放单元	产生环节	产生状况		处理措施	排放量 t/a	面源长度 m	面源宽度 m	面源高度 m
		污染物名称	产生量 t/a					
合成车间	各合成工序、产品成型	苯胺类	0.00074	/	0.00074	91	45	11
		非甲烷总烃	0.00094	/	0.00094			
		NOx	0.3513	/	0.3513			
		硫酸雾	0.0008	/	0.0008			
		颗粒物	0.1657	/	0.1657			
精制车间	烘干、成型	颗粒物	0.0928	/	0.0928	91	62	8
氨水储罐	储罐大小呼吸	氨	0.000561	/	0.000561	1	1	1.8
回用水处理站 (改扩)	污水处理	氨	0.0002	/	0.0002	15	6	5
		硫化氢	0.000007	/	0.000007			

4.1.2 废水

4.1.2.1 废水产生、收集处理情况

项目生产废水主要为蒸发冷凝废水、真空系统废水、循环冷却系统废水、软水制备反冲洗水、废气处理喷淋水、分析化验废水、初期雨水等。本次技改对回用水处理站进行提升改造，污水处理工艺优化为“水解酸化+水解沉淀池+A²O 反应池+二沉池+高级氧化反应塔+三沉池+RO 系统”，处理能力由 30m³/d 提升为 60m³/d，处理站浓水回用于生产配料，淡水回用于冷却循环系统，生产废水经处理后全部回用生产，不外排。由于区域污水管网已建成，技改后生活污水改为接管至梅渚镇污水处理厂集中处理，不再回用生产。技改后回用水质明显提高，产品质量也有所改善。

各废水产生及排放情况具体如下：

(1) 蒸发冷凝废水：由于 BTA、TTA 产品生产过程除蒸发外，不存在生产线共用情况，各产品产线的脱水、精馏过程收集的轻组分及冷凝器冷凝液量小，且主要成分为水，含微量产品及原料，可直接回用于相应产品配料。蒸发工序冷凝水水量较大，且为两种产品共用设施，技改后改为处理后回用生产，根据物料平衡，废水量为 17.81m³/d（5343m³/a），主要污染物为 COD700mg/L、SS100mg/L、总氮 40mg/L、氨氮 30mg/L、苯胺类 110mg/L、色度 60 倍。

(2) 真空系统废水：主要为蒸发、脱水、精馏工序真空机组中水环泵循环水，技改后改为处理后回用生产。根据企业运行统计资料，补水量 4m³/d（1200 m³/a）、排水量 2.0m³/d（600m³/a），根据企业废水处理设计文件，主要污染物为 COD500mg/L、SS150mg/L、总氮 80mg/L、氨氮 50mg/L、苯胺类 150mg/L、溶解性总固体 1000mg/L、色度 50 倍。

(3) 工艺废气处理装置置换废水：根据企业实际运行统计资料，工艺废气等处理系统循环水量 48m³/h（1152m³/d），设计补水量 7.68m³/d（2304m³/a），系统置换废水量 1.92m³/d（576m³/a），根据企业废水处理设计文件，主要污染物为 pH8~10、COD400mg/L、SS250mg/L、总氮 150mg/L、氨氮 30mg/L、苯胺类 80mg/L、硫酸盐 200mg/L、溶解性总固体 2000mg/L。

(4) 锅炉废气处理装置置换废水：根据企业实际运行统计资料，锅炉脱硫塔系统循环水量 36m³/h（864m³/d），补水量 5.76m³/d（1728m³/a），系统置换废水量 1.44m³

/d (432m³ /a) , 根据企业废水处理设计文件, 主要污染物为 pH8~10、COD300mg/L、SS200mg/L、硫酸盐 500mg/L、溶解性总固体 2000mg/L。

(5) 成型精制粉尘处理装置置换废水: 根据企业实际运行统计资料, 产品成型旋流喷淋塔等处理系统循环水量 120m³/h (2880m³/d) , 补水量 19.20m³/d (5760m³/a) , 系统置换废水量 4.8m³ /d (1440m³ /a) , 根据企业废水处理设计文件, 主要污染物为 COD400mg/L、SS250mg/L、溶解性总固体 2000mg/L。

(6) 回用水处理站处理装置置换废水: 根据企业实际运行统计资料, 除臭系统循环水量 12m³/h (288m³/d) , 补水量 1.92m³/d (576m³/a) , 系统置换废水量 0.48m³ /d (144m³ /a) , 根据企业废水处理设计文件, 主要污染物为 pH8~10、COD300mg/L、SS200mg/L、氨氮 15mg/L、总氮 20mg/L、溶解性总固体 2000mg/L。

(7) 分析化验废水: 生产过程中原料、中间物料及产品分析化验产生的清洗废水, 根据企业实际运行统计资料, 用水量为 0.2m³/d (60m³/a) , 化验废水量 0.16m³/d (48m³/a) , 根据企业废水处理设计文件, 主要污染物为 COD400mg/L、SS200mg/L、总氮 100mg/L、氨氮 15mg/L、苯胺 50mg/L。

(8) 冷却系统置换废水

各车间冷却系统等配套冷却塔、循环水池使用, 冷却方式为间接开式冷却, 系统循环水量 150m³/h, 根据《工业循环冷却水处理设计规范》(GB/T50050-2017), 间冷开式冷却塔补水量、强制排水量按以下方法进行计算:

$$Qe = k \cdot \Delta t \cdot Qr;$$

$$Qm = Qe \cdot N / (N - 1) = Qe + Qb + Qw$$

式中: Δt ——循环冷却水进、出冷却塔温差 (°C) , 本项目取 10;

k——蒸发损失系数 (1/°C) , 本项目取 0.0016 ;

N——浓缩倍数, 本项目取 7;

Qr——循环冷却水量 (m³/h) , 本项目为 150m³/h;

Qw——风吹损失水量 (m³/h) , 本项目不考虑;

Qm——补充水量 (m³/h) ;

Qe——蒸发水量 (m³/h) ;

Qb——强制排污量 (m³/h) ;

经计算, 系统补水 Qm 为 2.80m³/h (67.2m³/d、20160m³/a) 、排水量 Qb 为

0.40m³/h (9.60m³/d、2880m³/a)。主要污染物为 COD200mg/L、SS60mg/L、溶解性总固体 3000mg/L。

(9) 余热锅炉软水制备反冲洗水: 项目余热锅炉蒸汽量 3t/h，则软化水用量为 72.00m³/d (21600m³/a)。系统蒸汽冷凝水按 90%回收计，则冷凝水回收量为 64.80m³/d (19440m³/a)，需补充软化水量为 7.20m³/d (2160m³/a)。根据企业运行统计资料，软化水采用钠离子交换法，根据安徽顺恒信公司日常运行统计资料，每日对树脂进行反冲洗，反冲洗水量 0.3m³/d (90m³/a)，主要污染物为 COD60mg/L、SS30mg/L、溶解性总固体 9200mg/L。

(10) 初期雨水

厂区已设置 486m³的初期雨水收集池，对厂区范围初期雨水进行收集。

①初期雨水源强

根据《化工建设项目环境保护设计标准》(GB 50483-2019)，初期雨水量一般取一次降雨初期 15min 雨量。鉴于初期雨水受自然规律左右，丰、平、枯水年有不同降水频率，且降雨量差异大，本次评价不对初期雨水量进行定量计算。根据类比调查主要污染物为 COD250mg/L、SS200mg/L。初期雨水按 3m³/次泵至回用水处理站处理后回用生产。

②初期雨水池有效容积核算：

根据《宣城市城市排水（雨水）防涝综合规划（2019—2030）》，采用下式计算暴雨强度：

$$q = \frac{2632.104 (1+0.671gP)}{(t+11.604)^{0.76}}$$

式中： q 为暴雨强度，L/(s · ha)；

t 为降雨历时，min；

P 为重现期，a；

参考《室外排水设计标准》(GB 50014-2021) 雨水管渠的降雨历时计算公式：

$t=t_1+t_2$ ， t_1 地面集水时间 (min)，应根据汇水距离、地形坡度和地面种类通过计算确定，宜采用 5min~15min， t_2 管渠内雨水流行时间 (min)，本次评价降雨历时取 30min；参考《室外排水设计标准》(GB 50014-2021)，非中心城区雨水管渠设计重现期 (年) 取值范围 2~3 年，本次评价取 2 年。根据以上暴雨强度公式计算得到场地

暴雨强度为 186L/(s•ha)。

根据《室外排水设计标准》(GB 50014-2021)，雨污水网汇流量可按下式计算。

$$Q_s = q \psi F$$

式中： Q_s 雨水设计流量 (L/s)；

q 设计暴雨强度 (L/(hm²• s))；

ψ 综合径流系数；

F 汇水面积 (hm²)；

厂区雨水汇流区包括厂区混凝土地面及屋面，约 2.0hm²；参考《室外排水设计标准》(GB 50014-2021)，各种屋面、混凝土路面径流系数取 0.85~0.95，本次评价 ψ 取 0.85；经计算 Q_s 为 316L/s。

本次评价初期雨水量取降雨初期 15min 雨量，即 284m³/次，因此企业现有的 486m³ 初期雨水收集池可以满足使用要求。厂区雨水排口设截流阀并处于常闭状态，雨天只需打开初期雨水池阀门，15min 后关闭雨水池阀门、开启雨水排口截流阀，收集厂区初期雨水，雨停后关闭雨水排口截流阀，具体阀门切换详见图 4.1-2。

(7) 生活污水：根据企业实际运行统计资料，同时参考《安徽省行业用水定额》(DB 34/T 679-2019)，企业生活用水量为 110L/(人·d)，企业现有职工 98 人，年生产运行 300d，则生活用水量为 10.78m³/d (3234m³/a)。参考生态环境部《排放源统计调查产排污核算方法和系数手册》及国内典型的生活污水水质资料，生活用水折污系数为 0.8，即生活污水量约 2587m³/a (8.62m³/d)，主要污染物为 COD300mg/L、BOD₅ 150mg/L、SS 200mg/L、氨氮 20mg/L，技改后接管梅渚镇污水处理厂集中处理。

4.1.2.2 废水回用及排放情况

表 4.1-8 技改后全厂回用水水质情况

废水类别	废水量		污染物浓度 (mg/L, pH 无量纲, 色度: 倍)								
	m ³ /d	m ³ /a	pH	COD	SS	TN	氨氮	苯胺类	硫酸盐	溶解性总固体	色度
蒸发冷凝废水	17.81	5343	-	700	100	40	30	110	-	-	60
真空系统废水	2.00	600	-	500	150	80	50	150	-	1000	50
工艺废气处理装置置换废水	1.92	576	8-10	400	250	200	30	80	300	2000	50
锅炉废气处理装置置换废水	1.44	432	8-10	300	200	-	-	-	500	2000	-
成型精制粉尘处理装置置换废水	4.8	1440	-	400	250	-	-	-	-	2000	-

回用水处理站处理装置置换废水	0.48	144	8-10	400	200	20	15	-	-	2000	-
分析化验废水	0.16	48	-	400	200	100	15	50	-	-	-
冷却系统置换废水	9.6	2880	-	200	60	-	-	-	-	3000	-
余热锅炉软水制备反冲洗水	0.3	90	-	60	30	-	-	-	-	9200	-
处理前混合废水	38.51	11553	8-10	487.69	123.66	33.29	18.22	62.86	33.65	1320.18	33
处理站淡水出水	22.45	6734	6.5-8.5	20	10	7	3	1.5	10	400	18
处理站浓水出水	9.62	2886	6.5-8.5	95.0	60.0	14.5	8.0	5.3	69.1	2700.5	28.0
循环冷却水回用水水质标准			6.5-8.5	60	-	-	10	-	250	1000	-
配料回用水水质标准			6.5-8.5	100	-	-	10	-	-	-	30

表 4.1-9 技改后全厂外排水污染物排放情况

废水类别	水量 (m ³ /a)	污染物浓度 (mg/L)			
		COD	BOD ₅	SS	氨氮
生活污水	2587	300	150	200	20
总排口废水浓度	2587	300	150	200	20
梅渚镇污水处理厂接管标准	—	300	150	200	30
GB18918-2002	—	50	10	10	5 (8)
总排口废水污染物接管量 (t/a)	2587	0.776	0.388	0.517	0.052
污水处理厂处理后污染物排入外环境排放量 (t/a)	2587	0.129	0.026	0.026	0.016

注：污染厂排入外环境量按照接管废水量和污水处理厂排放标准核算

4.2 企业污染物排放总量重新核定

经企业自查，主要排放口（生物质锅炉排气筒）烟粉尘、NO_x实际排放量超出了原环评核算量，本次主要对该部分废气污染物排放量重新核定，其余污染物排放量同原环评，本次不再重新核定。本次核定根据各污染处理设施实际处理效果，采用企业锅炉在线监测系统数据及其比对监测报告数据，重新核定企业主要排放口（生物质锅炉排气筒）污染物排放总量。

(1) 生物质锅炉废气（主要排放口）

根据企业 2024 年至今的生物质锅炉烟气在线监测系统统计数据，结合比对监测报告数据分析，企业生物质锅炉烟气中颗粒物月均排放量为 0.06678 吨/月、氮氧化物月均排放量为 0.55567 吨/月，据此核定生物质锅炉烟气中烟（粉）尘排放总量为 0.7163 吨/年、NO_x排放总量为 6.0392 吨/年，超出原环评核算量。相关统计数据及计算结果详

见下表。

表 4.2-1 在线监测系统烟（粉）尘、NOx 月度排放量统计表 (t)

年-月	烟（粉）尘	NOx
2024-1	0.02636	0.51134
2024-4	0.04387	0.38491
2024-7	0.0789	0.78749
2024-10	0.06005	0.61078
2025-2	0.07336	0.51199
2025-5	0.05158	0.43701
2025-8	0.07397	0.38839
2025-11	0.06942	0.39425
月均值	0.06678	0.55567
本次核定排放量 (t/a)	0.7163	6.0392
原环评核算排放量 (t/a)	0.238	3.876

4.3 生物质锅炉烟气治理设施分析

4.3.1 生物质锅炉烟气治理设施可行性分析

生物质锅炉烟气治理设施工艺为“SNCR 炉内脱硝+多管除尘+旋风除尘+脉冲布袋除尘+碱液喷淋”。

(1) 技术原理及处理参数

①炉内脱硝单元

本项目锅炉烟气采用 SNCR 脱硝技术，使用 20% 氨水，在高温炉膛喷入反应。SNCR 即选择性非催化还原技术，不使用催化剂，在锅炉炉膛适当位置喷入氨基还原剂，在烟道内停留时间长反应充分，从而将 NOx 还原为 N₂。

②除尘单元

本项目锅炉烟气除尘工艺采用“多管除尘+旋风除尘+脉冲布袋除尘”多级除尘。

多管除尘器是旋风除尘器的一种，由许多小型旋风除尘器（又称旋风子）组合在一个壳体内并联使用。利用离心分离的原理，当含尘气体经除尘器入口进入按等高排列的旋风子的切口入口，颗粒在旋风子内受离心力的作用被分离出来，经灰斗排出，被净化的气体经芯管排出，达到净化烟气的目的。旋风子的直径变化于 100~250mm，能够有效地捕集 5~10μm 的粉尘。

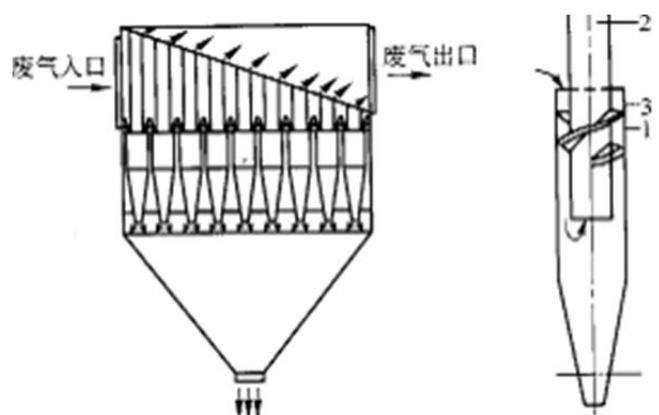


图 4.3-1 旋风除尘原理示意图

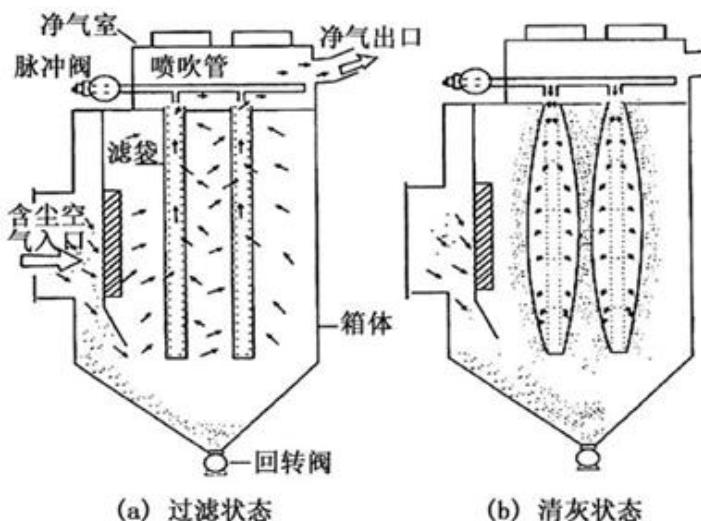


图 4.3-2 袋式除尘器处理示意图

含尘气体由进风口进入灰斗，由于气体体积的急速膨胀，一部分较粗的尘粒受惯性或自然沉降等原因落入灰斗，其余大部分尘粒随气流上升进入袋室，经滤袋过滤后，尘粒被滞留在滤袋的外侧，净化后的气体由滤袋内部进入上箱体，再由阀板孔、排风口排入大气，从而达到除尘的目的。随着过滤的不断进行，除尘器阻力也随之上升，当阻力达到一定值时，清灰控制器发出清灰命令，首先将提升阀板关闭，切断过滤气流；然后，清灰控制器向电磁阀发出信号，随着电磁阀把用作清灰的高压逆向气流送入袋内，滤袋迅速鼓胀，并产生强烈抖动，导致滤袋外侧的粉尘抖落，达到清灰的目的。由于设备分为若干个箱区，所以上述过程是逐箱进行的，一个箱区在清灰时，其余箱区仍在正常工作，保证了设备的连续正常运转，清灰时间短（喷吹一次只需 0.1~0.2s）。项目锅炉袋式除尘器主要参数如下：

表 4.3-1 袋式除尘器主要参数

序号	类别	设备参数
1	滤袋材质	耐高温滤袋
2	过滤面积 (m ²)	208
3	过滤风速 (m/min)	0.8
4	设备阻力 (Pa)	<800Pa
5	清灰方式	脉冲自动清灰

③脱硫单元

本项目采用碱洗脱硫。

喷淋脱硫塔是新一代脱硫装置，脱硫效率高、出口烟气不带水。脱硫塔材质为钢板卷制圆柱形塔，塔体内衬花岗岩，耐酸碱腐蚀、耐磨损、抗剥离强度高、使用寿命长。在喷淋塔内安装脱硫喷雾系统、除雾器、反冲洗装置及其他辅助设施。锅炉烟气经除尘后，由引风机正压吹入喷淋脱硫塔内（烟气进口设置在脱硫塔中部），在脱硫塔的入口处设置了预降温系统，经过降温后的烟气进入脱硫塔。在塔内设置三层雾化系统，在该区段空间充满着由雾化器喷出的粒径为 100~300μm 的雾化液滴，烟气中 SO₂ 与吸收碱液充分反应，脱除二氧化硫。脱硫后的液体落入脱硫塔底部，定时定期适当补充一定量的碱液后经循环泵再次送入喷雾和配液系统中循环使用。

（2）技术可行性及处理效果

本项目锅炉废气经 SNCR 炉内脱硝+多管除尘+旋风除尘+脉冲布袋除尘+碱液喷淋处理设施处理、40m 高排气筒排放，符合《工业锅炉污染防治可行技术指南（HJ 1178-2021）》中锅炉生物质燃烧烟气宜采用“机械除尘+袋式除尘”等技术除尘、宜采用石灰石/石灰-石膏湿法、镁法、钠碱法、烟气循环流化床法和炉内喷钙脱硫技术脱硫、宜采用“选择性催化还原法（SCR）、选择性非催化还原法（SNCR）和 SNCR-SCR 联合法脱硝技术”处理技术要求，均为可行技术。

4.3.2 燃料使用情况、环保设施运行工况情况分析

根据企业生物质燃料成分及用量等统计数据分析，企业生物质燃料成分及用量未发生变化。根据企业环保设施用电、氨水用量等统计数据分析，近年来企业环保设施稳定运行，运行工况未发生变化。根据企业 2024 年至今的锅炉烟气在线监测数据分析，可实现稳定达标排放。

4.4 排放量变化原因分析

4.4.1 生产工况、用热需求波动影响

近年来，受市场行情波动影响，企业生产工况、生产装置用热需求不稳定，造成炉膛温度控制有所波动。企业生物质锅炉炉膛温度正常运行温度为 900℃，在 SNCR 的适宜处理高温区间内（800 - 1100℃），根据企业近两年统计数据分析，企业生物质锅炉炉膛实际温度范围为 750℃~900℃，影响了 SNCR 处理效果，造成 NOx 实际排放量有所增加。同时炉温温度波动造成燃料燃烧效率有所变化，烟尘产生量较稳定运行时有所增加，从而烟尘排放量有所增加。

4.4.2 在线监测仪器精度影响

原环评采用系数法核算了锅炉烟气废气源强，并结合 2023 年锅炉烟气排放在线监测数据，反推确定锅炉烟气处理设施除尘效率 95%、脱硝效率 60%。根据企业在线监测设备运维记录，2024 年发现流速仪精度降低问题后进行了更换。结合锅炉烟气系统统计数据分析，2023 年平均流速 3.9m/s、2024 年平均流速 5.4m/s、2025 年平均流速 6.2m/s。因此原环评采用 2023 年锅炉烟气排放在线监测数据，因流量（流速）偏小，推算确定的锅炉烟气处理设施除尘效率、脱硝效率偏高。2024 年完成流速仪更换后，监测设备的采集精度显著提升，在线监测系统得以准确反映实际排放状况，实际处理效率达不到环评要求，颗粒物、氮氧化物实际排放量有所增加。

4.5 总量控制指标

综上，企业生物质锅炉烟气（主要排放口）采用的“SNCR 炉内脱硝+多管除尘+旋风除尘+脉冲布袋除尘+碱液喷淋”技术为可行技术；根据企业统计数据分析，近年来企业生物质燃料成分及用量未发生变化；环保设施稳定正常运行，运行工况未发生变化；根据企业 2024 年至今的锅炉烟气在线监测数据分析，目前企业锅炉烟气各污染物排放满足相应排放标准限值要求。受生产工况、用热需求波动和在线监测仪器精度等方面影响，企业生物质锅炉烟气中颗粒物、氮氧化物实际排放总量超过原环评核定总量。为满足总量管控和企业环境管理要求，本次锅炉烟气（主要排放口）排放总量重新核定为：烟（粉）尘 0.7163t/a、NOx6.0392t/a，与原环评核算相比，新增烟（粉）尘 0.4783t/a、NOx2.1632t/a。

4.6 总量控制指标来源建议

根据企业近两年例行监测数据分析，企业实际工艺废气治理设施处理效率较好，工艺废气中 NOx 排放量低于原环评核算量，经核算，工艺废气中 NOx 实际排放量为 1.7247 t/a，详见下表分析。

表 4.6-1 工艺废气 NOx 排放量核算表

监测报告	NOx
2024 年上半年度监测数据 (排放速率, kg/h)	0.252
	0.27
	0.233
2024 年下半年度监测数据 (排放速率, kg/h)	0.0152
	0.174
	0.189
2025 年上半年度监测数据 (排放速率, kg/h)	0.115
	0.0604
	0.0355
2025 年下半年度监测数据 (排放速率, kg/h)	0.456
	0.473
	0.415
	0.426
排放速率均值 (kg/h)	0.2395
本次核定排放量 (t/a)	1.7247
原环评核算排放量 (t/a)	10.4874
核定余量 (t/a)	8.7627

因此，企业主要排放口 NOx 新增排放总量 2.1632t/a，建议从一般排放口（工艺废气）原核定余量内平衡；主要排放口烟（粉）尘新增排放总量 0.4783t/a，建议根据《安徽省环保厅关于进一步加强建设项目建设项目新增大气主要污染物总量指标管理工作的通知》（皖环发〔2017〕19 号）相关要求补充申请，以完善总量手续。

全厂污染物本次重新核定后排放量情况详见下表。

表 4.6-2 全厂污染物重新核定后排放量情况汇总一览表 (t/a)

污染物	原环评核算排放量			本次重新核定排放量			变化量		
	主要 排放口	一般 排放口	小计	主要 排放口	一般 排放口	小计	主要 排放口	一般 排放口	小计
COD	0	0.776	0.776	0	0.776	0.776	0	0	0

《安徽顺恒信新材料有限公司污染物排放总量重新核定报告》

氨氮	0	0.052	0.052	0	0.052	0.052	0	0	0
烟(粉)尘	0.238	0.0748	0.3128	0.7163	0.0748	0.7911	+0.4783	0	+0.4783
SO ₂	1.615	0	1.615	1.615	0	1.615	0	0	0
NOx	3.876	10.4874	14.3634	6.0392	8.3242	14.3634	+2.1632	-2.1632	0
VOCs	0	0.01876	0.01876	0	0.01876	0.01876	0	0	0

关于在线监测数据总量升高的情况说明

致 安徽顺恒信新材料有限公司:

近期顺恒信在线监测系统显示污染物总量指标较历史数据出现升高，为明晰数据变化原因，开展了专项核实，结合 2024 年设备更新及工况改善实际情况，现将具体原因说明如下：

一、历史监测数据偏低的核心因素

2024 年流速仪更换前，现场烟气工况较差，氮氧化物监测探头频繁发生堵塞问题。探头堵塞不仅直接造成氮氧化物监测数值偏低，还可能引发流速监测数据下降，进而可能导致污染物浓度与总量的监测结果均呈现偏低状态；同时，彼时在线监测设备采集的风量数据与实际工况存在偏差，监测风量值低于实际风量，可能进一步加剧了历史总量监测数据的失真问题。

二、设备更新与工况改善还原真实监测数据

2024 年完成流速仪更换后，监测设备的采集精度显著提升，加之现场烟气工况同步得到改善，在线监测系统得以准确反映实际排放状况。此前因设备故障、工况不佳导致的监测数据失真问题得到解决，真实的污染物总量数据得以体现，因此呈现出总量指标较历史数据升高的现象。

特此说明。

[安徽省碧水电子技术有限公司]

[2025 年 12 月 24 日]