

环保措施落实情况报告

一、项目概况

(一) 项目名称和性质

- 1、项目名称：年产 1000 吨哌拉西林国际高端认证产业化项目
- 2、项目地址：沂源县经济开发区
- 3、建设单位名称及性质：瑞阳制药股份有限公司
- 4、建设项目性质：新建
- 5、建筑面积：建筑面积 26801m²。

(二) 环保文件审批

企业于 2019 年 12 月委托重庆九天环境影响评价有限公司对该项目进行环境影响评价工作，并编制报告书，2019 年 12 月 25 日该报告书通过淄博市生态环境局审批，审批文号为淄环审[2019]83 号。

(三) 施工期环保措施落实情况

建设项目于 2020 年 2 月份开工建设，位于沂源县化工产业园，华山路南侧，汶河路东侧的新建厂区内，由山东远东建设工程有限公司进行土建施工，施工期间建设简易沉淀池，对建设用水进行循环使用。施工期严格控制施工时间（晚 10:00 至晨 6:00 之间不准施工），采取有效隔音降噪措施，确保噪音达标。对土石挖方进行定期洒水，物料集中存放并遮盖，工地进出口设置洗车器，施工车辆严禁带土上路。

(四) 项目主要内容及变化情况

项目投资 13108 万元，建设生产车间、动力车间、溶剂回收车间、综合仓库等。厂区北面华山路设有 1 个物流出入口，西面汶河路设有 1 个人流出入口。

1、主要产品及产能

表1 项目一期主要产品及产能

编号	产品名称	年产量	生产工序	备注
1	阿洛西林	9.2t	酰化结晶	设备数量可供 4 批次同时生产，一个工序完成后即可立即开始下一批次生产
2	哌拉西林	1000t	FPCS-II 合成	
			FPCS-III 合成	
			FPCS-III 精制	
3	美洛西林钠	128.8t	美洛西林酸	
			美洛西林钠	

表 2 本项目副产品方案及产能

编号	副产品名称	年产量	产生环节
1	六甲基二硅氧烷	34.47t	溶剂回收
2	氯化钠	146.29t	溶剂回收

2、主要原辅材料消耗

表 3 项目一期主要原辅材料消耗

产品名称	年产量 (t/a)	原料名称	年用量 (t/a)	平均消耗 定量 (t/t)	属性	备注
阿洛西林	9.2	氨苄西林	8.4	0.91	原料	
		碳酸氢钠	3.84	0.42	辅料	
		咪唑酰氯	3.24	0.35	原料	
		丙酮	1.76	0.19	溶剂	利用回收丙酮 3.09t/a
		37%盐酸	2.67	0.29	辅料	
		二氯甲烷	0.39	0.04	溶剂	
		水	92.4	10.04	溶剂	
哌拉西林	1000	N-乙基-2,3-双 氧哌嗪 (SM-I)	439.73	0.44	原料	
		二氯甲烷	388.35	0.39	溶剂	利用回收二氯甲烷 3769.05t/a
		三甲基氯硅烷	436.53	0.44	原料	
		三乙胺	537.84	0.54	原料	利用回收三乙胺 101.62t/a
		三光气	294.09	0.29	原料	
		六甲基二硅氧 烷	—	—	溶剂	回收六甲基二硅氧烷

						2484.14t/a ，生产需要 2449.67t/a
		水	26244.88	26.24	溶剂	
		乙酸乙酯	877.83	0.88	溶剂	利用回收乙 酸乙酯 15747.69t/ a
		氨苄西林	916.58	0.92	原料	
		碳酸氢钠	436.18	0.44	辅料	
		37%盐酸	915.03	0.92	辅料	
		丙酮	172.8	0.17	溶剂	利用回收丙 酮 1584.93t/a
美洛 西林	128.8	水	2040.4	15.84	溶剂	
		氨苄西林	90	0.70	原料	
		氢氧化钠	17.98	0.14	辅料	
		氯甲酰物	50.4	0.39	原料	
		丙酮	131.03	17.78	溶剂	利用回收丙 酮 2159.37t/a
		37%盐酸	24.81	0.19	辅料	
		异辛酸钠	46.2	0.36	原料	
溶剂 回收	——	氢氧化钠	2698.25	——	辅料	
资（能）源 消耗		电	万 kwh/a	180		市政供电
		新鲜水	m ³ /a	82892.7		市政供水
		供氮	M3/h	500		厂内制氮机
		供热	t	14050		源能热电

3、主要生产设备

详见下表。

表 4 本项目主要生产装置设备一览表

序号	设备名称	型号	环评设计本项目数量 (台)	实际建设本项目数量 (台)	变化	备注
酰氯化工序						
1	反应釜	3000L	4	4	+0	
2	三乙胺处理釜	1000L	4	4	+0	
3	结晶釜	5000L	4	4	+0	
4	六甲氧烷降温釜	2000L	2	2	+0	
5	中和碱配制釜	5000L	1	1	+0	
6	三乙胺计量罐	2000L	2	2	+0	
7	盐酸盐离心机	L(P)GZ-1600	4	4	+0	
8	中间体离心机	L(P)GZ-1600	4	4	+0	
9	中间体干燥机	SZG-2.0	4	4	+0	
酰化工序						
1	三乙胺混合液配制釜	500L	2	2	+0	
2	中间体溶解釜	1000L	2	2	+0	
3	中间体溶解釜	2000L	2	2	+0	
4	配碱釜	2000L	2	2	+0	
5	酰化/脱色釜	5000L	1	1	+0	
6	酰化/脱色釜	10000L	2	2	+0	
7	三乙胺混合液泵	250CQ-20	2	2	+0	
8	中间体溶液泵	250CQ-20	4	4	+0	
9	碱液泵	50CQ-30	3	3	+0	
10	过滤泵	65CQ-30	1	1	+0	3 种产品共用
11	过滤泵	65CQ-30	3	3	+0	派拉西
12	碳纤维过滤器	30m ³ /h	4	4	+0	林专用
13	碳纤维过滤器	30m ³ /h	1	1	+0	阿洛西

						林专用
14	袋式过滤器	30m ³ /h	1	1	+0	美洛西林专用

结晶工序

1	结晶釜	5000L	2	2	+0	哌拉西林、美洛西林共用
2	结晶釜	5000L	3	3	+0	哌拉西林专用
3	中间体离心机	L(P)GZ-1600	4	4	+0	哌拉西林、美洛西林共用
4	中间体离心机	L(P)GZ-1600	4	4	+0	哌拉西林专用

精制工序

1	中间体溶解釜	5000L	2	2	+0	
2	成盐剂配制釜	2000L	2	2	+0	
3	精制釜	5000L	2	2	+0	哌拉西林、美洛西林共用
4	精制釜	5000L	2	2	+0	哌拉西林专用
5	预留精制釜	300L	1	1	+0	
6	预留精制釜	1000L	1	1	+0	
7	丙酮计量罐	2000L	2	2	+0	
8	中间体泵	65CQ-30	2	2	+0	
9	成盐剂泵	65CQ-30	2	2	+0	
10	丙酮泵	25CQ-20	2	2	+0	
11	精制离心机	L(P)GZ-1600	8	8	+0	
12	湿品粉碎机	----	8	8	+0	
13	干品粉碎机	----	4	4	+0	
14	分装机	----	4	4	+0	
15	精制干燥机	----	4	4	+0	
16	中间体预过滤器	----	2	2	+0	

17	乙酸乙酯过滤器	-----	1	1	+0	
18	丙酮过滤器	-----	1	1	+0	
19	盐酸过滤器	-----	3	3	+0	
20	二氯甲烷过滤器	-----	1	1	+0	
21	二氯甲烷冷却器	-----	1	1	+0	
22	成盐剂过滤器	-----	1	1	+0	

溶剂回收线

阿洛西林生产、美洛西林酸生产离心液丙酮回收设备

1	丙酮（美洛西林酸） 废液罐	50000L	4	4	+0	
2	丙酮（阿洛西林）废 液罐	50000L	2	2	+0	
3	丙酮（美洛西林酸） 蒸馏塔	φ 800H10000	1	1	+0	
4	丙酮（美洛西林酸） 冷凝器	φ 1200S160L4500	1	1	+0	
5	丙酮（美洛西林酸） 尾冷器	φ 500S60L3000	1	1	+0	
6	丙酮（美洛西林酸） 原料预热器 1	DN400H=3000	1	1	+0	
7	丙酮（美洛西林酸） 原料预热器 2	DN400H=3000	1	1	+0	
8	丙酮（美洛西林酸） 产品冷却器	DN400H=3000	1	1	+0	
9	丙酮（美洛西林酸） 回流罐	5000L	1	1	+0	
10	丙酮（美洛西林酸） 成品罐	40000L	2	2	+0	
11	丙酮（美洛西林酸） 废液泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
12	丙酮（美洛西林酸） 回流泵	BCQ50-32-250	2	2	+0	
13	丙酮（美洛西林酸） 成品泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	

14	丙酮（阿洛西林）成品罐	30000L	2	2	+0	
----	-------------	--------	---	---	----	--

FPCS-II 生产离心液六甲基二硅氧烷、二氯甲烷回收设备

1	六甲基二硅氧烷-二氯甲烷（哌拉西林酰氯化）废液罐	20000L	2	2	+0	
2	六甲基二硅氧烷-二氯甲烷（哌拉西林酰氯化）废液泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
3	六甲基二硅氧烷-二氯甲烷（哌拉西林酰氯化）脱水塔	φ 800H10000	1	1	+0	
4	六甲基二硅氧烷-二氯甲烷（哌拉西林酰氯化）脱水冷凝器	φ 800S100L4000	1	1	+0	
5	六甲基二硅氧烷-二氯甲烷（哌拉西林酰氯化）精馏塔	φ 800H20000	1	1	+0	
6	六甲基二硅氧烷-二氯甲烷（哌拉西林酰氯化）精制冷凝器	φ 1500S200L5000	1	1	+0	
7	六甲基二硅氧烷（哌拉西林酰氯化）成品罐	20000L	2	2	+0	
8	二氯甲烷（哌拉西林酰氯化）成品罐	20000L	2	2	+0	
9	六甲基二硅氧烷（哌拉西林酰氯化）成品泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
10	二氯甲烷（哌拉西林酰氯化）成品泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	

粗品 FPCS-III生产分层溶剂层乙酸乙酯回收设备

1	乙酸乙酯（哌拉西林酰氯化）废液罐	40000L	2	2	+0	
---	------------------	--------	---	---	----	--

2	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）废液泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
3	萃取分相罐	5000L	2	2	+0	
4	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）精馏塔	φ 1000H10000	1	1	+0	
5	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）精馏冷凝器	φ 800S100L4000	1	1	+0	
6	精馏塔塔釜液泵	BCQ32-20-200	2	2	+0	
7	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）产品泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
8	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）蒸馏塔	φ 500H10000	1	1	+0	
9	回流罐	1000L	1	1	+0	
10	蒸馏塔釜液泵	BCQ32-20-200	2	2	+0	
11	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）冷凝器	φ 1200S160L4500	1	1	+0	
12	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）成品罐	50000L	1	1	+0	
13	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）成品罐	30000L	1	1	+0	
14	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）成品泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	

粗品 FPCS-III生产离心液乙酸乙酯回收设备

1	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）废液罐	50000L	2	2	+0	
2	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）废液泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
3	萃取分相罐	5000L	2	2	+0	
4	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）精馏塔	φ 1000H10000	1	1	+0	
5	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）精馏	φ 800S100L4000	1	1	+0	

	冷凝器					
6	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）精馏尾冷器	φ 500S60L3000	1	1	+0	
7	精馏塔釜液泵	BCQ32-20-200	2	2	+0	
8	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）产品泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
9	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）蒸馏塔	φ 500H10000	1	1	+0	
10	回流罐	1000L	1	1	+0	
11	蒸馏塔釜液泵	BCQ32-20-200	2	2	+0	
12	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）冷凝器	φ 1200S160L4500	1	1	+0	
13	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）尾冷器	φ 500S60L3000	1	1	+0	
14	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）成品罐	50000L	1	1	+0	
15	乙酸乙酯（哌拉西林结晶）成品罐	30000L	1	1	+0	
16	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）成品泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	

FPCS-III精制离心液回收乙酸乙酯-丙酮设备

1	乙酸乙酯-丙酮（哌拉西林精制）废液罐	50000L	2	2	+0	
2	丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林精制）废液泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
3	丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林精制）蒸馏塔	φ 800H10000	1	1	+0	
4	丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林精制）釜液泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
5	丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林精制）冷凝器	φ 1200S160L4500	1	1	+0	
6	丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林精制）尾冷器	φ 500S60L3000	1	1	+0	
7	丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林精制）回流泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	

8	丙酮-乙酸乙酯(哌拉西林精制)回流罐	5000L	1	1	+0	
9	丙酮-乙酸乙酯(哌拉西林精制)成品罐	20000L	2	2	+0	
10	丙酮-乙酸乙酯(哌拉西林精制)成品泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	

美洛西林钠离心液回收丙酮设备

1	丙酮(美洛西林钠)废液罐	50000L	2	2	+0	
2	丙酮(美洛西林钠)蒸馏塔	φ 1400H13575mm	1	1	+0	
3	丙酮(美洛西林钠)冷凝器	φ 1500S200L5000	1	1	+0	
4	丙酮(美洛西林钠)尾冷器	φ 500S60L3000	1	1	+0	
5	丙酮(美洛西林钠)原料预热器	DN400 H=3000	1	1	+0	
6	丙酮(美洛西林钠)产品冷却器	DN400 H=3000	1	1	+0	
7	丙酮(美洛西林钠)废水冷却器	DN400 H=3000	1	1	+0	
8	丙酮(美洛西林钠)回流罐	5000L	1	1	+0	
9	丙酮(美洛西林钠)成品罐	50000L	2	2	+0	
10	丙酮(美洛西林钠)废液泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
11	丙酮(美洛西林钠)回流泵	BCQ50-32-250	2	2	+0	
12	丙酮(美洛西林钠)成品泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	

三乙胺滤饼回收三乙胺设备

1	三乙胺(哌拉西林)废液罐	3000L	2	2	+0	
2	三乙胺(哌拉西林)原料缓冲罐	3000L	1	1	+0	

3	三乙胺（哌拉西林） 中和罐	5000L	1	1	+0	
4	三乙胺（哌拉西林） 水相罐	5000L	1	1	+0	
5	三乙胺（哌拉西林） 蒸馏釜	4000L	1	1	+0	
6	三乙胺（哌拉西林） 蒸馏塔	φ 400H10000	1	1	+0	
7	三乙胺（哌拉西林） 冷凝器	φ 800S100L3500	1	1	+0	
8	三乙胺（哌拉西林） 尾冷器	φ 500S60L3000	1	1	+0	
9	三乙胺（哌拉西林） 成品罐	3000L	2	2	+0	
10	三乙胺（哌拉西林） 分相罐	1000L	2	2	+0	
11	三乙胺（哌拉西林） 成品泵	BCQ50-32-200	2	2	+0	
12	三乙胺（哌拉西林） 除盐釜	5000L	1	1	+0	
13	三乙胺（哌拉西林） 除盐冷凝器	φ 500S60L3000	1	1	+0	
14	抽滤缸	1000L	1	1	+0	

表 5 本项目主要存储设备一览表

序号	设备名称	型号	环评设计 本项目数量 (台)	实际建设 本项目数量 (台)	变化	备注
1	乙酸乙酯（哌拉西林结晶） 废液罐、成品罐	Φ 3600*6600 H=6600 立式、单层、储 罐 无夹套	4	4	+0	
2	乙酸乙酯（哌拉西林酰化） 成品罐		1	1	+0	
3	丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林 精制）废液罐		2	2	+0	

4	丙酮（美洛西林酸）废液罐		4	4	+0	
5	丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林精制）废液罐		2	2	+0	
6	丙酮（美洛西林钠）废液罐		2	2	+0	
7	丙酮（美洛西林钠）成品罐		2	2	+0	
8	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）成品罐、乙酸乙酯（哌拉西林结晶）成品罐	Φ3600*3500 H=3500 立式、单层、储	2	2	+0	
9	丙酮（阿洛西林成品罐	罐 无夹套	2	2	+0	
10	丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林精制）成品罐	Φ2600*4000 H=4000 立式、单层、储	2	2	+0	
11	二氯甲烷（哌拉西林酰氯化）成品罐	罐无夹套	2	2	+0	
12	六甲基二硅氧烷（哌拉西林酰氯化）成品罐		2	2	+0	
13	乙酸乙酯（哌拉西林酰化）废液罐	Φ3600*4000 H=4000 立式、单层、储	2	2	+0	
14	丙酮（美洛西林酸）成品罐	罐无夹套	2	2	+0	
15	新鲜乙酸乙酯罐	Φ3600*6600 H=6600 立式、单层、储	4	4	+0	
16	新鲜丙酮罐	罐无夹套	4	4	+0	
17	新鲜二氯甲烷罐		2	2	+0	
18	新鲜六甲基二硅氧烷罐		1	1	+0	
19	新鲜三甲基氯硅烷储罐	Φ3600*3500 H=3500 立式、单层、储	2	2	+0	
20	新鲜三乙胺罐	罐无夹套	2	2	+0	
21	37%浓盐酸罐		2	2	+0	

表 6 本项目公用区域主要生产设备一览表

序号	设备名称	型号	使用方式	环评设计 本项目数 量(台/套)	实际建设 本项目数 量(台/套)	变化	备注
1	盐酸配制釜	5000L	哌拉西林专用	1	1	+0	
2	消毒液配制罐	200L	公用	1	1	+0	
3	回收丙酮、乙酯 罐	5000L	哌拉西林专用	1	1	+0	
4	回收酸丙酮罐	5000L	美洛西林专用	1	1	+0	
5	新乙酯罐	5000L	公用	1	1	+0	
6	新丙酮罐	5000L	公用	1	1	+0	
7	回收酰化酯罐	5000L	哌拉西林专用	1	1	+0	
8	回收钠丙酮罐	5000L	美洛西林专用	1	1	+0	
9	回收结晶酯罐	5000L	哌拉西林专用	1	1	+0	
10	六甲氧烷罐	5000L	哌拉西林专用	1	1	+0	
11	二氯甲烷罐	5000L	哌拉西林专用	1	1	+0	
12	回收三乙胺罐	2000L	哌拉西林专用	1	1	+0	
13	三甲基氯硅烷罐	2000L	哌拉西林专用	1	1	+0	
14	新鲜三乙胺罐	1000L	哌拉西林专用	1	1	+0	
15	醋酸罐	3000L	/	1	1	+0	预留
16	纯化水罐	10000L	公用	1	1	+0	
17	分汽缸	/	公用	1	1	+0	
18	回收丙酮乙酯泵	40CQ-30	哌拉西林专用	1	1	+0	
19	回收酸丙酮泵	40CQF-30	美洛西林专用	1	1	+0	
20	新乙酯泵	40CQ-30	公用	1	1	+0	

21	新丙酮泵	40CQ-30	公用	1	1	+0	
22	回收酰化酯泵	40CQ-30	哌拉西林专用	1	1	+0	
23	回收钠丙酮泵	40CQ-30	美洛西林专用	1	1	+0	
24	回收结晶酯泵	40CQ-30	哌拉西林专用	1	1	+0	
25	六甲氧烷泵	40CQ-30	哌拉西林专用	1	1	+0	
26	二氯甲烷泵	40CQ-30	哌拉西林专用	1	1	+0	
27	回收三乙胺泵	40CQ-30	哌拉西林专用	1	1	+0	
28	三甲基氯硅烷泵	40CQF-15	哌拉西林专用	1	1	+0	
29	新鲜三乙胺泵	40CQ-30	哌拉西林专用	1	1	+0	
30	醋酸泵	25CQ-15	公用	1	1	+0	预留
31	盐酸泵	25CQ-15	公用	1	1	+0	
32	纯化水分配装置	BAW40-36	公用	1	1	+0	
33	罗茨-螺杆泵组	/	公用	8	8	+0	
34	纯水制备装置	/	公用	1	1	+0	
35	洗衣干衣机	/	公用	2	2	+0	
36	整衣台	/	公用	2	2	+0	
37	传递窗	/	公用	9	9	+0	

4、生产工艺流程

4.1 阿洛西林生产

4.1.1 阿洛西林钠的制备

(1) 酰化工序：将纯化水 2150kg 加入 5000L 规格的搪玻璃反应罐中，开启循环冷却水降温，控制温度在 30℃ 以下。将 350kg 氨苄西林、160kg 碳酸氢钠加入搪玻璃反应罐中，搅拌均匀后加入 135kg 咪唑酰氯，加完固体物料取样检测 PH5.0~7.0。搅拌状态下，进行酰化反应。

此工序加料过程中产生含原料粉尘的废气 G_{1-1} ，经过 3#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

(2) 脱色、过滤工序：将料液经脱色过滤器过滤掉发色集团。脱色过滤器采用碳纤维过滤。每天用 80~90℃ 热水进行再生反冲洗一次，每次冲洗水用量 200L。脱色后料液经过 PTFE 滤芯进行过滤。

脱色过滤器反冲洗过程中产生反冲洗废水 W_{1-1} ，进入厂区污水处理站处理；过滤过程中产生废滤芯 S_{1-1} ，作为危废处理。

4.1.2 阿洛西林的制备

(3) 结晶工序：过滤后料液转移至 D 级结晶罐。将 1150kg 丙酮、145kg 二氯甲烷加入 D 级结晶罐，控制罐内温度 30℃ 以下，加入 580kg 盐酸（浓度 7.1%），观察料液变浑浊时停止加入，减慢搅拌速度养晶，养晶结束后继续加入盐酸，检测料液 PH1.0~3.0。

结晶过程中物料挥发产生含丙酮、二氯甲烷和 HCl 的废气 G_{1-2} ，经过 1# 废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

(4) 离心工序：养晶结束后，将料液放入密闭离心机离心甩滤。然后先用 1500kg 纯化水洗涤，再用 500kg 丙酮洗涤。

离心工序挥发出含有的丙酮、二氯甲烷、氯化氢的的废气 G_{1-3} ，经过 1# 废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。水洗过程产生废水 W_{1-2} ，经厂区污水处理站处理后排入市政污水管网。离心液去溶剂回收车间。

(5) 干燥工序：离心机内物料卸入单锥干燥器中，控制热水温度 45~50℃，真空度 0.09mpa。干燥至含湿度 20%。

干燥工序产生含丙酮、二氯甲烷、粉尘的干燥废气（ G_{1-4} ），经过 1# 废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

(6) 粉碎、包装工序：单锥干燥器出料经密闭粉碎后进行定量包装。

4.2 哌拉西林生产

4.2.1 FPCS-II 合成

(1) 室温下将二氯甲烷 2600kg、275kg SM-I 和 273kg 三甲基氯硅烷加入钛材反应釜中，夹套通液氮降温 -5℃ 以下滴加三乙胺 254kg，滴加时间控制在 1~1.5 小时，滴加完毕后，保温反应 30 分钟。

SM-I 拆包过程中产生含 SM-I 粉尘的废气 G_{2-1} ，经过 3# 废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

(2) -5℃ 以下常压下一次性加入三光气 183.92kg，升至室温继续保温反应 30 分钟。

三光气拆包过程中产生含三光气粉尘的废气 G_{2-2} ，先经碱液吸收破光后，再进入 3# 废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放；投料及反应过程中有机物料挥发产生含二氯甲烷、三甲基氯硅烷和三乙胺的废气 G_{2-3} ，先经碱液吸收破光后，再经过 1# 废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

此过程中为了控制反应速度，避免光气的逸出，应采取以下措施：①控制三光气加入量，

使三光气尽可能全部反应；②减慢三光气的加入速度，使三光气充分反应，避免分解。③反应尾气采用碱液破光，将可能逸出的微量光气破坏，降低毒性。

(3) 反应釜中物料经管道至离心机进行离心甩滤。滤饼三乙胺盐酸盐按 3: 5 的比例加入纯化水溶解后，送至溶剂回收车间回收三乙胺。滤液降温至 -10°C 以下，开始滴加六甲基二硅氧烷 1365L，控制在 2 小时内滴加完成，继续保温反应 1 小时。此过程将 FPCS-II 从溶液中析出。

离心甩滤过程中有机物料挥发产生含二氯甲烷、三甲基氯硅烷、三乙胺的废气 G_{2-4} ，经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。滴加过程产生含六甲基二硅氧烷、二氯甲烷、三乙胺、三甲基氯硅烷的挥发废气 G_{2-5} ，经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。

(4) 离心甩滤，离心滤液去溶剂回收车间回收六甲基二硅氧烷、二氯甲烷，滤饼用六甲基二硅氧烷 550L 淋洗一次，滤饼含湿量 20%。

离心过程产生含二氯甲烷、三甲基氯硅烷、三乙胺、六甲基二硅氧烷的挥发废气 G_{2-6} ，经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。

(5) 滤饼 $40\sim 50^{\circ}\text{C}$ 热水真空干燥 3~6 小时，真空度 $\geq 0.08\text{Mpa}$ ，得类白色固体即为 FPCS-II。

干燥过程中产生含六甲基二硅氧烷、二氯甲烷、FPCS-II 粉尘的废气 G_{2-7} ，经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。

4.2.2 粗品 FPCS-III 生产

(1) 常压下向 5000L 搪玻璃反应釜中加入 2300kg 水和 660kg 乙酸乙酯，降温至 5°C 以下。加入氨苄西林 275kg。向反应釜中滴加三乙胺 70kg，滴加时间控制在 60 分钟以内，滴完后反应体系 $\text{pH} = 9-10$ ，保温反应 20 分钟。

此过程中产生含乙酸乙酯和三乙胺的废气 G_{2-8} ，经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放；产生含氨苄西林粉尘的废气 G_{2-9} ，经过 3#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。

(2) 1000L 搪玻璃反应罐中加入 FPCS-II 65kg，乙酸乙酯 550L，室温下搅拌均匀。

此过程中产生含 FPCS-II 的废气 G_{2-10} ，经过 3#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放；含乙酸乙酯的废气 G_{2-11} ，经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。

(3) 将上述料液缓慢滴加到 5000L 搪玻璃反应罐中，滴加时间控制在 2 小时以内，滴加完毕后继续保温反应 15 分钟。

(4) 常压下向反应釜中加入 75kg 碳酸氢钠， 5°C 以下搅拌反应 20 分钟。加料过程中产生含碳酸氢钠粉尘的废气 G_{2-12} ，经过 3#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。

(5) 2000L 搪玻璃反应罐中加入 FPCS-II 105kg, 乙酸乙酯 1400L, 室温下搅拌均匀。

加料过程中产生含 FPCS-II 的废气 G_{2-10} , 经过 3#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放; 含乙酸乙酯的废气 G_{2-11} , 经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。

(6) 将上述料液缓慢滴加到 5000L 搪玻璃反应罐中, 滴加时间控制在 3 小时以内, 滴加完毕后继续保温反应 20 分钟。

酰化过程中产生含乙酸乙酯的废气 G_{2-13} , 经 1#废气处理装置处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。

(7) 静置分层, 上层溶剂层进入溶剂回收系统。下层水层经过滤器进入 5000L 搪玻璃结晶罐中, 加入乙酸乙酯 2500kg, 搅拌升温至室温, 缓慢滴加 11%盐酸溶液约 700kg, 调节 PH 值 1~2, 计时保温养晶 2 小时。

(8) 养晶结束, 离心甩滤, 母液回收套用, 纯化水 1650kg 淋洗两次, 甩干得到湿品, 含湿量 20%。

离心工序挥发出含乙酸乙酯、HCL 的废气 G_{2-15} , 经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。水洗过程产生废水 W_{2-1} , 进入厂区污水处理站处理。

(9) 滤饼 40~50℃热水真空干燥 3~6 小时, 真空度 $\geq 0.08\text{Mpa}$, 得类白色固体即为 FPCS-III。

4.2.3 FPCS-III 的精制

(1) 常压下向 5000L 搪玻璃反应釜中加 2400kg 纯化水, 降温至 10℃以下, 加入 600kgFPCS-III粗品, 搅拌均匀。

加料过程中产生含 FPCS-III的废气 G_{2-17} , 经过 3#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。

(2) 向反应釜中分次加入 100kg 碳酸氢钠, 控温在 10℃以下, 调节 PH=5.0~7.0, 搅拌至溶清。

加料过程中产生含碳酸氢钠的废气 G_{2-18} , 经过 3#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。

(3) 用料液泵将反应料液经过滤器过滤至 D 级洁净区 5000L 结晶罐中, 向 5000L 结晶罐内加入乙酸乙酯 480kg 和丙酮 944kg, 搅拌升至室温。缓慢滴加 11%的盐酸溶液 400kg, 调节 pH =1~2, 搅拌 1 h。

此过程产生含乙酸乙酯、丙酮、HCL 的挥发废气 G_{2-19} , 经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口 (H1 排气筒) 排放。过滤过程产生废滤材 S_{2-2} 。

(4) 离心, 滤饼用 3000L 纯化水淋洗两次。

此过程产生洗涤废水 W_{2-2} , 经厂区污水处理站处理后排入市政污水管网。离心工序挥发出含有的溶剂乙酸乙酯、丙酮的废气 G_{2-20} , 经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气

排口（H1 排气筒）排放。

（5）滤饼放入单锥干燥器内 50-60℃真空减压干燥 4-6 小时，真空度 $\geq 0.08\text{Mpa}$ ，得白色固体。

4.3 美洛西林钠生产

4.3.1 美洛西林酸的制备

（1）成盐工序：将 2000kg 纯化水加入 5000L 的搪玻璃反应罐中，开启降温，控制 5℃以下。将 200kg 氨苄西林加入搪玻璃反应罐中，滴加 7.4%的氢氧化钠溶液，控制 pH 值为 7.0~9.5。

加料过程中产生含氨苄西林的废气 G_{3-1} ，经过 3#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

（2）酰化工序：加入氯甲酰物 112kg，滴加 7.4%的氢氧化钠溶液，控制 pH 值为 6~8。常温反应 2.5~3h，至溶液澄清，pH 值保持不变。

加料过程中产生含氯甲酰物的废气 G_{3-2} ，经过 3#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

（3）析晶：料液中加入 1120kg 丙酮，控制温度 25~30℃，缓慢加入 120kg 盐酸（浓度 17%），观察料液变浑浊时停止加入，减慢搅拌速度养晶，检测料液 PH2.0~3.0，养晶 3h。

加料过程中产生含丙酮、盐酸的废气 G_{3-3} ，经过 1#废气处理设施处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

（4）离心工序：养晶结束后，将料液放入离心机甩滤，此过程中用 2500kg 纯化水洗涤。母液回收套用。

4.3.2 美洛西林钠的制备

（1）结晶工序：将 2400L 丙酮加入 5000L 搪玻璃反应罐中，开启降温，控制 30℃以下。将 600kg 美洛西林酸加入反应罐，将 1400L 丙酮、150kg 异辛酸钠、50L 纯化水加入搪玻璃反应罐中，搅拌 2 小时。

此工序加料过程中产生含丙酮的废气 G_{3-5} ，经 1#废气处理设施处理后，DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

（2）离心工序：反应结束后，将料液放入离心机甩滤，母液回收套用。然后用 2500L 丙酮洗涤。洗涤后丙酮回溶剂回收装置。

离心工序挥发含有的丙酮的废气 G_{3-6} ，经 1#废气处理设施处理后，DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

（3）干燥工序：离心机内物料卸入单锥干燥器中，控制热水温度 45~50℃，真空度 0.09mpa。干燥至含湿度 5%。

干燥工序产生含丙酮、粉尘的废气 G_{3-7} ，经 1#废气处理设施处理后，DA001 哌拉工艺废气排口（H1 排气筒）排放。

（4）粉碎、包装工序：

单锥干燥器出料经密闭粉碎后进行定量包装。

4.4 阿洛西林生产离心液回收工艺流程及产污环节

4.4.1 中和淬灭

将生产阿洛西林过程中离心工序产生的离心液泵送至溶剂回收车间丙酮（阿洛西林）废液罐，加入 25%氢氧化钠溶液 128kg 中和淬灭。

4.4.2 进料、蒸馏

用原料进料泵以 $4.000 \pm 0.500 \text{ m}^3/\text{h}$ 的流量使中和后的废液进入丙酮（阿洛西林）回收塔，打开蒸汽阀门，控制蒸汽流量 $0.80 \pm 0.50 \text{ t/h}$ 给丙酮（阿洛西林）蒸馏塔再沸器加热。

4.4.3 采出成品

保持丙酮（阿洛西林）回收塔塔釜釜温 $102.0 \pm 2.0^\circ\text{C}$ ，塔顶 $55.0 \pm 2.0^\circ\text{C}$ ，回流 $3.9000 \pm 0.600 \text{ m}^3/\text{h}$ ，以 $1.3000 \pm 0.200 \text{ m}^3/\text{h}$ 的流量将丙酮（阿洛西林）采出，经成品冷却器冷却后流入丙酮（阿洛西林）成品罐内。

4.5 FPCS-II 生产析晶工序离心液溶剂回收工艺流程及产污环节

4.5.1 中和淬灭

将 FPCS-II 生产析晶工序后的离心液，加 25%氢氧化钠溶液 4485kg（其中氢氧化钠 897kg、水 3588kg）中和淬灭。

4.5.2 进料、脱水

用废液泵把废液进入脱水塔，保持流量 $1.50 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$ 进料，开启蒸汽保持流量 $0.50 \pm 0.2 \text{ t/h}$ 进行蒸馏，脱水塔塔顶气相冷凝后以 $0.1 \pm 0.05 \text{ m}^3/\text{h}$ 进入分相罐，分相后水相作为废水 W_{5-1} ，去污水处理站处理，分相后的有机相全部回流到脱水塔。

4.5.3 采出成品

脱水塔釜液用釜液泵进入精制塔，保持进料流量 $1.50 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$ ，精制塔采用隔板塔，通过蒸汽加热， $0.8 \pm 0.3 \text{ t/h}$ 温度升至 $100 \pm 2^\circ\text{C}$ ，塔顶温度 $40 \pm 2^\circ\text{C}$ 采出流量 $0.7 \pm 0.2 \text{ m}^3$ 得到合格的二氯甲烷产品进入二氯甲烷（哌拉西林酰氯化）成品罐，隔板出料侧采出流量 $0.6 \pm 0.2 \text{ m}^3$ 得到六甲基二硅氧烷产品进入六甲基二硅氧烷成品罐。

4.5.4 排残、停车

保持塔釜温度 $100 \pm 2^\circ\text{C}$ ，待二氯甲烷、六甲基二硅氧烷蒸尽后，连续从塔底排出的沸点较高的水分及少量固体残渣作为危废处理。

4.6 粗品 FPCS-III 生产分层溶剂回收工艺流程及产污环节

4.6.1 废液备料

将生产哌拉西林酰化产生的废液（含有乙酸乙酯水及少量固体杂质），用泵打入乙酸乙酯（哌拉西林酰化）废液罐内。

4.6.2 乙酸乙酯（哌拉西林酰化）成品蒸馏

废液用泵打入酯相精馏塔，保持流量 $1.80 \pm 0.20 \text{ m}^3/\text{h}$ 连续进料，开启蒸汽蒸馏，保持流

量 $0.70 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$ 持续加热,塔釜温度 $100 \pm 2^\circ\text{C}$,塔顶温度 $76 \pm 2^\circ\text{C}$ 保持回流流量 $1.70 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$,采出流量 $1.70 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$ 采出乙酸乙酯(哌拉西林酰化)成品。

4.6.3 排残

保持塔釜温度 $100 \pm 2^\circ\text{C}$,塔釜连续从塔底排出的沸点较高的釜底液作为废水排放到污水处理站处理。

4.7 粗品 FPCS-III生产离心液溶剂回收工艺流程及产污环节

4.7.1 中和淬灭

将生产哌拉西林结晶产生的废液(含有乙酸乙酯水及少量固体杂质),加 25%氢氧化钠溶液 1600kg(其中氢氧化钠 400kg、水 1200kg)中和后用泵打入乙酸乙酯(哌拉西林结晶)废液罐内。

4.7.2 分相

从废液罐内以 $3.50 \pm 0.30 \text{ m}^3/\text{h}$ 输送到分相罐,分相出来的酯相进酯相精馏塔,水相进入水相蒸馏塔。

4.7.3 乙酸乙酯(哌拉西林酰化)成品蒸馏

分相罐分出的酯层用泵打入酯相精馏塔,保持流量 $2.50 \pm 0.20 \text{ m}^3/\text{h}$ 连续进料,开启蒸汽蒸馏,保持流量 $0.70 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$ 持续加热,塔釜温度 $100 \pm 2^\circ\text{C}$,塔顶温度 $76 \pm 2^\circ\text{C}$ 保持回流流量 $2.40 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$,采出流量 $2.40 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$ 采出乙酸乙酯(哌拉西林酰化)成品。

4.7.4 水相蒸馏

分相罐分出的水层用泵打入乙酸乙酯(哌拉西林酰化)水相蒸馏塔,保持流量 $1.00 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$ 连续进料,开启蒸汽蒸馏,保持流量 $0.70 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$ 持续加热,塔釜温度 $100 \pm 2^\circ\text{C}$,塔顶温度 $76 \pm 2^\circ\text{C}$ 保持回流流量 $1.00 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$,采出流量 $1.00 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$ 采出乙酸乙酯(哌拉西林酰化)成品。

4.7.5 排残

保持塔釜温度 $100 \pm 2^\circ\text{C}$ 塔釜连续从塔底排出的沸点较高的水分及少量固体残渣经四效蒸馏处理后,排放到污水处理站处理。

4.8 FPCS-III精制离心液溶剂回收工艺流程及产污环节

4.8.1 中和废液

将生产哌拉西林精制产生的废液(含有丙酮、乙酸乙酯水及少量固体杂质),加 25%氢氧化钠溶液 188kg(氢氧化钠 47kg 水 141kg)中和后用泵打入丙酮-乙酸乙酯(哌拉西林精制)废液罐内。

4.8.2 丙酮-乙酸乙酯(哌拉西林精制)成品蒸馏

丙酮-乙酸乙酯(哌拉西林精制)废液罐内废液用泵打入丙酮-乙酸乙酯(哌拉西林精制)精馏塔,保持流量 $4.00 \pm 0.50 \text{ m}^3/\text{h}$ 连续进料,开启蒸汽蒸馏,保持流量 $1.0 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$ 持续加热,塔釜温度 $100 \pm 2^\circ\text{C}$,塔顶温度 $54 \pm 2^\circ\text{C}$ 保持回流流量 $2.40 \pm 0.2 \text{ m}^3/\text{h}$,采出流量 0.80

±0.2m³/h 采出丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林精制）成品进入丙酮-乙酸乙酯（哌拉西林精制）成品罐。

4.8.3 排残、停车

保持塔釜温度 100±2℃塔釜连续从塔底排出的沸点较高的水分及少量固体残渣经四效蒸馏处理后，排放到污水处理站处理；停车。

4.9 美洛西林酸离心液溶剂回收工艺流程及产污环节

4.9.1 中和废液

将生产美洛西林酸产生的废液（含有丙酮、水及少量固体杂质），加 25%氢氧化钠溶液 288L(氢氧化钠 72kg、水 216L)中和打入丙酮（美洛西林酸）废液罐。

4.9.2 进料、蒸馏

用原料进料泵以 8.000±1.000m³/h 的流量使中和后的废液与系统内废水和蒸汽凝液分别在丙酮（美洛西林酸）原料预热器 1、丙酮（美洛西林酸）原料预热器 2 内依次换热后进入丙酮（美洛西林酸）回收塔，打开蒸汽阀门，控制蒸汽流量 1.20±0.30t/h 给丙酮（美洛西林酸）蒸馏塔再沸器加热。

4.9.3 采出成品

保持丙酮（美洛西林酸）回收塔塔釜釜温 102.0±2.0℃，塔顶 55.0±2.0℃，回流流量 3.200±0.400m³/h，以 1.600±0.200m³/h 的流量将丙酮（美洛西林酸）成品经成品冷却器冷却后流入丙酮（美洛西林酸）成品罐内。

4.9.4 排残、停车

丙酮回收塔塔釜排放废水，与原料换热后以 6.400±0.800 m³/h 流量出装置，连续从塔底排出的沸点较高的水分及部分固体残渣经四效蒸馏处理后，排放到污水处理站处理；停车。

4.10 美洛西林钠离心液溶剂回收工艺流程及产污环节

4.10.1 中和淬灭

将生产美洛西林钠产生的废液（含有丙酮、水及少量固体杂质），加 25%氢氧化钠溶液 1864L(氢氧化钠 466kg、水 1398L)中和打入丙酮（美洛西林钠）废液罐。

4.10.2 进料、蒸馏

用原料进料泵以 4.200±0.500m³/h 的流量使中和后的废液与系统内蒸汽凝液在丙酮（美洛西林钠）原料预热器内换热后进入丙酮（美洛西林钠）回收塔，打开蒸汽阀门，控制蒸汽流量 1.50±0.50t/h 给丙酮（美洛西林钠）蒸馏塔再沸器加热。

4.10.3 采出成品

保持丙酮（美洛西林钠）回收塔塔釜釜温 103.0±3.0℃，塔顶 55.0±2.0℃，回流 12.000±1.500m³/h，以 4.000±0.500 m³/h 的流量将丙酮（美洛西林钠）采出，经成品冷却器冷却后流入丙酮（美洛西林钠）成品罐内。

4.10.4 排残、停车

丙酮回收塔塔釜排放废水，与原料换热后以 $0.3 \pm 0.15 \text{ m}^3/\text{h}$ 流量出装置，连续从塔底排出的沸点较高的水分及部分固体残渣经四效蒸馏处理后，排放到污水处理站处理；停车。

4.11 三乙胺滤饼溶剂回收工艺流程及产污环节

4.11.1 中和淬灭

将生产哌拉西林产生的三乙胺（哌拉西林）废液（含有三乙胺、水及少量固体杂质），加 25% 氢氧化钠溶液 2240kg（氢氧化钠 560kg、水 1680kg）中和打入三乙胺（哌拉西林）废液罐。

4.11.2 有机相进料、蒸馏

将中和后的三乙胺（哌拉西林）废液与上一批次操作前馏分相后的有机相一起加入间歇蒸发釜内，每釜进料 $3000 \pm 500 \text{ L}$ ，打开蒸汽阀门，控制蒸汽流量 $0.50 \pm 0.30 \text{ t/h}$ 给三乙胺（哌拉西林）蒸馏釜进行升温。

4.11.3 采出水相、成品

保持釜温 $110.0 \pm 5.0^\circ\text{C}$ ，顶温 $82.0 \pm 2.0^\circ\text{C}$ ，回流 $2.800 \pm 0.500 \text{ m}^3/\text{h}$ ，以 $0.25 \pm 0.05 \text{ m}^3/\text{h}$ 采出前馏分去分相罐，分相后的水相累积后利用三乙胺塔进行回收操作，保持釜温 $110.0 \pm 5.0^\circ\text{C}$ ，顶温 $85.0 \pm 3.0^\circ\text{C}$ ，回流 $0.800 \pm 0.400 \text{ m}^3/\text{h}$ ，以 $2.200 \pm 0.400 \text{ m}^3/\text{h}$ 采出三乙胺产品至产品中间罐。

4.11.4 排残、停车

塔釜累积若干批次后排放重组分出装置，连续从塔底排出的沸点较高的水分及部分固体残渣经多效蒸发除盐后，排放到污水处理站处理。

工程建设情况见表。

表 7 项目一期主要建设内容

项目组成	环评建设内容及规模	项目实际情况	备注	
主体工程	哌拉西林原料药车间	1 座，地上 4 层+局部一层结构，总建筑面积 6920.52 m^2 ，三种产品共线生产，年产哌拉西林 1000t，美洛西林钠 128.8t，阿洛西林 9.2t。	1 座，地上 4 层+局部一层结构，总建筑面积 6920.52 m^2 ，三种产品共线生产，年产哌拉西林 1000t，美洛西林钠 128.8t，阿洛西林 9.2t。	与环评一致
	溶剂回收车间	1 座，地上 4 层结构，总建筑面积 4800 m^2 ，建设溶剂回收装置，用于回收生产过程中的废有机溶剂，实现循环利用。	1 座，地上 4 层结构，总建筑面积 4800 m^2 ，建设溶剂回收装置，用于回收生产过程中的废有机溶剂，实现循环利用。	
储运工程	运输	原料运输外委社会运输单位，产品及其它运出物料由购买单位自行	原料运输外委社会运输单位，产品及其它运出物料由购买单位自行	与环评一致

		运输。	运输。	
		固体原料通过连廊输送, 有机溶剂采用管道运输。	固体原料通过连廊输送, 有机溶剂采用管道运输。	
	储存	综合仓库 1 座, 地下 1 层, 地上 4 层结构, 总建筑面积 8800m ² , 用于存储固体原料及产品。	综合仓库 1 座, 地下 1 层, 地上 4 层结构, 总建筑面积 8800m ² , 用于存储固体原料及产品。	
		危化库, 地上 1 层结构, 建筑面积 560m ² , 用于存储三光气原料。	危化库, 地上 1 层结构, 建筑面积 560m ² , 用于存储三光气原料。	
		甲类罐区占地面积 920m ² , 布设 50m ³ 固定顶罐 11 台, 30m ³ 固定顶罐 2 台, 用于存储二氯甲烷、丙酮、乙酸乙酯、三乙胺、六甲基二硅氧烷。	甲类罐区占地面积 920m ² , 布设 50m ³ 固定顶罐 11 台, 30m ³ 固定顶罐 2 台, 用于存储二氯甲烷、丙酮、乙酸乙酯、三乙胺、六甲基二硅氧烷。	
		盐酸罐区占地面积 154m ² , 布设 30m ³ 固定顶罐 4 台, 应用于存储 37% 盐酸、三甲基氯硅烷。	盐酸罐区占地面积 154m ² , 布设 30m ³ 固定顶罐 4 台, 应用于存储 37% 盐酸、三甲基氯硅烷。	
公用工程	给水系统	项目自来水来源于市政自来水管网, 沿厂区用水点环状和枝状管网敷设	项目自来水来源于市政自来水管网, 沿厂区用水点环状和枝状管网敷设	与环评一致
	排水系统	排水系统按“雨污分流、清污分流”的原则进行系统划分。雨水收集后排入市政雨水管网。初期雨水切换后排入初期雨水池, 进入污水处理系统处理; 生产废水及生活污水经管道引入现有污水处理设施处理后排入沂源县污水处理厂城东分厂集中处理	排水系统按“雨污分流、清污分流”的原则进行系统划分。雨水收集后排入市政雨水管网。初期雨水切换后排入初期雨水池, 进入污水处理系统处理; 生产废水及生活污水经管道引入现有污水处理设施处理后排入沂源县污水处理厂城东分厂集中处理	
	冷却水系统	设置冷却塔 4 台并联, 水量 800m ³ /h, 共 3 套	设置冷却塔 4 台并联, 水量 800m ³ /h, 共 3 套	
	供电系统	由市政供电管网供给。厂区动力车间安装变电装置。变压后供给全厂用电。	由市政供电管网供给。厂区动力车间安装变电装置。变压后供给全厂用电。	
	供热系统	厂区蒸汽由厂区开发区集中供应, 供汽压力 0.8MPa, 可满足本项目要	厂区蒸汽由厂区开发区集中供应, 供汽压力 0.8MPa, 可满足本项目	

		求。	要求。	
	制冷系 统	冷冻机 2 台，分别为 1600KW 和 340KW	冷冻机 2 台，分别为 1600KW 和 340KW	
	消防系 统	消防水池 1 座，容积为 1242m ³	消防水池 1 座，容积为 1242m ³	
环保 工程	废气	<p>废气处理设施 6 套。1#废气处理装置用于处理生产车间的有机废气，采用“-10℃冷凝+碱液喷淋+活性炭吸附”的处理工艺；2#废气处理装置用于处理溶剂回收车间的不凝气，采用“碱液喷淋+活性炭吸附”的处理工艺；3#废气处理装置用于处理生产车间固体废物投料粉尘，采用“中效过滤+高效过滤+碱液喷淋”的处理工艺；4#废气处理装置用于处理危废库及危化品库废气，采用活性炭吸附工艺。5#废气处理装置用于处理危废库及危化品库废气，采用活性炭吸附工艺；6#废气处理装置用于处理危废库及危化品库废气，采用活性炭吸附工艺。</p> <p>1#、2#、3#废气处理装置共用一座 35m 高，内径 1.6 米的排气筒排放；4#废气处理装置经 1 座 15m 高，内径 0.4 米的排气筒排放。</p>	<p>废气处理设施 7 套。1#废气处理装置用于处理生产车间的有机废气，采用“-10℃冷凝+碱液喷淋+活性炭吸附”的处理工艺；2#废气处理装置用于处理溶剂回收车间的不凝气，采用“碱液喷淋+活性炭吸附”的处理工艺；3#废气处理装置用于处理生产车间固体废物投料粉尘，采用“中效过滤+高效过滤+碱液喷淋”的处理工艺；4#废气处理装置用于处理危废库及危化品库废气，采用活性炭吸附工艺。5#废气处理装置用于处理危废库及危化品库废气，采用活性炭吸附工艺；6#废气处理装置用于处理危废库及 7#废气处理装置用于处理危化品库废气，采用活性炭吸附工艺。</p> <p>1#、2#、3#、4#和 5#废气处理装置共用一座 35m 高，内径 0.4 米的 DA001 派拉工艺废气排口(H1 排气筒) 排放；6#和 7#废气处理装置经 1 座 15m 高，内径 0.6 米的 DA002 派拉危废库排口 (H2 排气筒) 排放。</p>	实际建设中多了 7# 废气处理装置，有利于废气的处置，对环保有利。
	废水	依托现有污水处理站，规模 3000m ³ /d，采用曝气调节池+深层曝气+兼氧+A ² /O+SMART ONE+二沉+复合絮凝+终沉+回用水池的处理工	依托现有污水处理站，规模 3000m ³ /d，采用曝气调节池+深层曝气+兼氧+A ² /O+SMART ONE+二沉+复合絮凝+终沉+回用水池的处理	与环评一致

		艺,能满足本项目要求;建设1150m ³ 污水池1座	工艺,能满足本项目要求;建设1150m ³ 污水池1座	
	噪声处理	选取低噪设备、合理布局;局部消声、隔音;厂房隔音等	选取低噪设备、合理布局;局部消声、隔音;厂房隔音等	
	一般固废	一般固废存储区一座;生活垃圾委托环卫部门处理,实现零排放。	一般固废存储区一座;生活垃圾委托环卫部门处理,实现零排放。	
	危险废物	建设危废库1座,为地上1层结构,建筑面积为560m ² ,用于暂存厂区危险废物,危险固废处置委托有资质的单位外运处理。	建设危废库1座,为地上1层结构,建筑面积为560m ² ,用于暂存厂区危险废物,危险固废处置委托有资质的单位外运处理。	
风险防范	风险防范	新建一座2000m ³ 事故池(兼做初期雨水收集池)	新建一座2000m ³ 事故池(兼做初期雨水收集池)	与环评一致
办公生活	质检楼	地下1层,地上5层结构,总建筑面积10590m ²	地下1层,地上5层结构,总建筑面积10590m ²	与环评一致
	人流传达室	地上一层,建筑面积96m ²	地上一层,建筑面积96m ²	
	物流传达室	地上一层,建筑面积36m ²	地上一层,建筑面积36m ²	

(五) 竣工环境保护验收计划

- 1、竣工日期:2022年10月21日;
- 2、调试期:2022年10月24日至2022年12月20日止;
- 3、预计验收期限:2022年10月27日至2022年10月30日止。

二、环境保护设施概况

(一) 污染物治理/处理设施

1、废气

1.1 有组织排放

本项目有组织废气主要是产品生产工艺废气、溶剂回收线废气、储罐区大小呼吸废气、污水处理站废气及危化品库以及危险废物仓库挥发出来的有机气体。

1.1.1 工艺废气

本项目的工艺废气主要包括装置区反应釜、离心机、干燥机产生的废气。

生产过程中产生的工艺废气种类多,成分复杂,包括为二氯甲烷、乙酸乙酯、丙酮、六甲基二硅氧烷、三乙胺等有机组分污染物,还包括HCl无机组分污染物,以及颗粒物废气。本项目建设1#废气处理装置用于处理生产车间的有机废气,采用“-10℃冷凝+碱液喷淋+活性炭

吸附”的处理工艺；3#废气处理装置用于处理生产车间固体物料投料粉尘，采用“中效过滤+高效过滤+碱液喷淋”的处理工艺；各装置处理完成后然后汇入高35m的DA001 哌拉工艺废气排口（排气筒H1）排放。

本项目三种产品共线生产，在同一时间，同一生产线只能生产一种产品，污染物浓度不存在叠加情况。

表8 有组织工艺废气治理/处置设施

来源	污染物种类	治理设施/措施	排气筒高度与内径尺寸	治理设施监测点设置/开孔情况
阿洛西林生产	颗粒物、二氯甲烷、丙酮、VOCs	1#废气处理装置； 3#废气处理装置	高:35m 出口径:0.4m	出口已设置 进口不具备监测条件
哌拉西林生产	颗粒物、二氯甲烷、六甲基二硅氧烷、丙酮、乙酸乙酯、三乙胺、三甲基氯硅烷、HCL、VOCs			
美洛西林钠生产	颗粒物、丙酮、HCL、VOCs			

1.1.2 储罐大小呼吸废气

本项目产生呼吸废气的储罐主要存在于原料罐区及溶剂回收车间储罐。储罐均设氮封用于减少呼吸废气产生，此外盐酸储罐大小呼吸废气经碱液吸收预处理，三乙胺储罐经盐酸吸收预处理，所有储罐大小呼吸废气均引入2#废气处理装置处理，2#废气处理装置用于处理溶剂回收车间的不凝气，采用“碱液喷淋+活性炭吸附”的处理工艺；处理后经DA001 哌拉工艺废气排口（排气筒H1）排放。

表9 有组织储罐大小呼吸废气治理/处置设施

来源	污染物种类	治理设施/措施	排气筒高度与内径尺寸	治理设施监测点设置/开孔情况
六甲基二硅氧烷-二氯甲烷(EOCP)废液罐	六甲基二硅氧烷、二氯甲烷	2#废气处理装置；	高:35m 出口径:0.4m	出口已设置 进口不具备监测条件
六甲基二硅氧烷(EOCP)成品罐	六甲基二硅氧烷			
二氯甲烷(EOCP)成品罐	二氯甲烷			

乙酸乙酯（哌拉西林酰化） 废液罐、成品罐	乙酸乙酯			
乙酸乙酯（哌拉西林结晶） 废液罐、成品罐	乙酸乙酯			
乙酸乙酯-丙酮 （哌拉西林精制）成品罐	乙酸乙酯、丙酮			
丙酮（美洛西林酸）废液罐、 成品罐	丙酮			
丙酮（美洛西林钠）废液罐、 成品罐	丙酮			
三乙胺（哌拉西林）成品罐	三乙胺			
盐酸储罐	氯化氢			

1.1.3 溶剂回收线废气

溶剂回收线废气为精馏过程中产生的不凝气。不凝气的组分包含二氯甲烷、六甲基二硅氧烷、丙酮、乙酸乙酯、三乙胺、三甲基氯硅烷、VOCs。废气均引入 2#废气处理装置处理，处理后经 DA001 哌拉工艺废气排口（排气筒 H1）排放。

1.1.4 危险废物仓库废气

本项目危险废物仓库设置了负压排风系统，排风引入活性炭吸附装置对有机废气进行净化处理，通过 H2 排气筒排放。危废存放过程中要求密封包装，防止废气挥发。危险废物仓库废气主要为危废包装外沾染的少量有机挥发物质。

1.1.5 污水收集池恶臭

本项目污水收集池敞开的液面会产生臭气和异味，主要为 NH_3 和 H_2S 等恶臭污染物，为减少厂区污水收集池恶臭排放对周围环境的影响，项目对污水收集池进行加盖密闭，产生的恶臭气体由引风机引至活性炭吸附处理系统处理后经 15m 排气筒 DA002 哌拉危废库排口高空排放。

此外，建设单位还加强污水收集池的管理，周围种植高大乔木作为绿化隔离带，经周边绿化植物的净化、吸附，污水收集池的不良气味对地面环境影响程度进一步降低。

1.2 无组织废气

本项目液体原料存放于储罐区和危化库，密闭储存。固体原料存放于危化库和全自动立体库，密闭储存。污水处理站各单元均采用全密闭设置。

本项目无组织废气主要是把生产车间作为排放源，原料装卸、投放、易挥发的溶剂各层均有使用，因此将生产车间作为一个整体无组织排放源。

本项目无组织废气主要产生于固体物料解包投料环节和反应釜、管道、阀门等连接处不严密造成微量泄露。固体物料解包投料均通过自动化设备完成，但由于物料进出设备通道不能完

全密闭，存在一定无组织排放量。

表 10 无组织废气治理/处置设施

类别	来源	污染物种类	治理设施/措施	排放形式及去向
无组织 废气	固体物料解包投料环节	颗粒物	加强密闭性, 加强 管理	无组织排放
	反应釜、管道、阀门等连接处			

2、废水

本项目产生的废水主要包括产品生产废水、溶剂回收废水、废气吸收废水、设备清洗废水、地面清洗废水、纯水设备反冲洗废水、初期雨水、循环水系统排污水、生活污水。其中生产废水、溶剂回收废水属于高盐废水，先经蒸发结晶干燥器脱盐后，进入污水处理站处理。其余废水属于低盐废水，直接进污水处理站处理。

生产废水和溶剂回收废水属于高盐废水，首先进行结晶干燥除盐，再进入污水处理站处理。

表 11 本项目生产废水及溶剂回收废水处理/处置设施

编号	污染物种类	治理设施/措施	排放形式及去向
生产废水 W ₁₋₁	pH、COD _{Cr}	蒸发结晶干燥除盐, 进入污水处理站处理;	处理合格后排入沂源水务发展有限公司第二污水处理厂
生产废水 W ₁₋₂	pH、COD _{Cr} 、全盐量、二氯甲烷		
生产废水 W ₂₋₁	pH、COD _{Cr} 、氨氮、全盐量		
生产废水 W ₂₋₁	pH、COD _{Cr} 、全盐量		
生产废水 W ₃₋₁	pH、COD _{Cr}		
溶剂回收 W ₄₋₁	pH、COD _{Cr} 、全盐量	蒸发结晶干燥除盐, 进入污水处理站处理;	
溶剂回收 W ₅₋₁	pH、COD _{Cr} 、氨氮、二氯甲烷		
溶剂回收 W ₆₋₁	pH、COD _{Cr} 、全盐量		
溶剂回收 W ₇₋₁	pH、COD _{Cr} 、氨氮		
溶剂回收 W ₇₋₂	pH、COD _{Cr} 、全盐量		
溶剂回收 W ₈₋₁	pH、COD _{Cr} 、全盐量		
溶剂回收 W ₉₋₁	pH、COD _{Cr} 、全盐量		
溶剂回收 W ₁₀₋₁	pH、COD _{Cr} 、全盐量		
溶剂回收 W ₁₁₋₁	pH、COD _{Cr} 、氨氮、全盐量		
溶剂回收 W ₁₁₋₂	pH、COD _{Cr} 、氨氮、全盐量		

其余废水属于低盐废水，产生情况见下表：

表 12 本项目低盐废水处理/处置设施

废水类型	产生污染物因子	治理设施/措施	排放形式及去向
废气吸收废水	pH、COD _{Cr} 、全盐量、二氯甲烷、SS	直接进污水处理站处理	处理合格后排入沂源水务发展有限公司第二污水处理厂
设备清洗废水	COD _{Cr} 、全盐量、SS		
纯水设备反冲洗废水	COD _{Cr} 、全盐量、SS		
循环水排水	COD _{Cr} 、全盐量、SS		
地面清洗废水	COD _{Cr} 、SS		
生活污水	COD _{Cr} 、氨氮、SS		
初期雨水	COD _{Cr} 、全盐量、SS		

本项目废水经厂区污水管网收集至厂区西南侧污水池，后由污水泵泵入瑞阳制药股份有限公司新厂区南区现有污水处理站进行处理。

新厂区南区有1座污水站，处理能力3000m³/d。

2.1 废水处理站工艺

现有污水站采用“深曝+兼氧+A₂/O+微生物处理”。工艺未发生改变。该污水处理站处理工艺可分为四部分：预处理部分、生化处理部分、深度处理部分和污泥处理部分，具体工艺流程见图1。

2.1.1 预处理部分

(1) 格栅渠：特高/高浓度废水经过机械格栅去除污水中较大的悬浮物和漂浮物，防止后续水泵及管道堵塞。

(2) 特高/高浓度调节池：特高/高浓度废水分别经格栅后进入特高/高浓度调节池，通过调节池调节后经水泵提升进入综合调节池一、二。

(3) 综合调节池一、二：低浓度废水进入综合调节池一、二，低浓度废水与特高/高浓度废水混合，对来水水质进行均和。

(4) 预曝气调节池：污水处理站各生化系统所有剩余污泥均注入曝气区进口，曝气区既降解污染因子实现废水预生化作用又发挥污泥减量化的好氧消化功能；沉淀区既可起到污泥回流的作用还可以实现初沉池的各项功能。

2.1.2 生化处理部分

(1) 深曝池：预曝气调节池出水用泵提升后进入深曝池，在深曝池中利用微生物对污染物进行初步降解。

(2) 兼氧池：深曝池出水自流进入兼氧池，兼氧池的兼氧环境可将大分子物质转化为小分子物质，将环状结构转化为链状结构，进一步提高了废水的 BOD/COD 比，增加了废水的可生化性，为后续的生化处理创造条件。

(3) A²/O 池：A²/O 生化池是一种前置反硝化缺氧/好氧生物脱氮除磷工艺，目前在国内废水处理工程中应用较多的一种稳妥成熟工艺。

(4) SMARTONE 池：A²/O 生化池出水自流进入 SMARTONE 池，在 SMARTONE 池中利用微生物对污染物进行进一步的降解。

(5) 二沉池：利用重力沉降的原理进行固液分离，沉淀污泥，澄清水质。

2.1.3 深度处理部分

(1) 复合絮凝沉淀池：二沉池出水自流进入复合絮凝沉淀池，在复合絮凝沉淀池中加入芬顿药剂进行催化氧化反应，反应完后加入混凝剂、絮凝剂进行沉淀反应。

(2) 终沉池：复合絮凝沉淀池出水自流进入终沉池，在终沉池中进行泥水分离。

(3) 回用水池：终沉池出水自流进入回用水池，在回用水池中进行进一步的澄清沉淀。

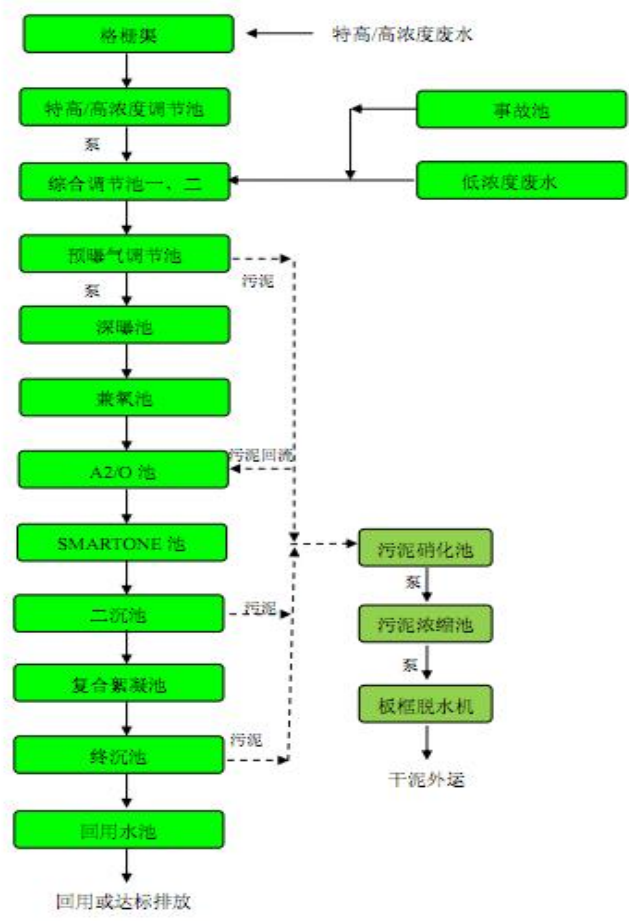


图 1 项目污水处理站工艺流程图

2.1.4 污泥处理部分

生化系统各池剩余污泥和深度处理系统各池剩余污泥送至污泥硝化池，污泥硝化后通过泵提升进入污泥浓缩池，通过重力浓缩，污泥的含水率可由 99.5%降至 97%~98%，泥体积将减少五分之四，浓缩后的污泥通过板框压滤机进行脱水，脱水后的泥饼含水率在 50%左右，呈固体状，可以装车外运处理。

瑞阳制药股份有限公司新厂区南区污水处理站，设计规模为3000m³/d，用于新厂区（北区、南区及青霉素原料园区）生产工艺废水、公辅工程废水的处理，现有项目污水处理规模约800m³/d，剩余处理规模2200m³/d。本项目废水量合计约13051.13m³/a（39.5m³/d），厂内污水处理站尚有充足余量处理本项目废水。本项目一期废水成分简单，且废水量较小，不会对现有污水处理站产生冲击负荷。综上，本项目一期废水依托现有污水处理站处理，处理达标后接管至沂源水务发展有限公司第二污水处理厂进一步处理。

3、噪声

该项目噪声源主要为各种机械设备（如引风机、真空泵、离心机等）产生的机械噪声。该项目高噪声设备较少，为减少噪声排放，项目选用低噪声设备、安装消声器、基础固定等措施，并尽可能置于室内操作，利用建筑物隔声屏蔽。减少对周围环境干扰。噪声衰减到厂界，厂界噪声符合《工业企业厂界环境噪声排放标准》（GB12348-2008）2类标准要求。

表 13 噪声声源治理/处置设施

类别	来源	数量	治理设施/措施	排放形式及去向
噪声	真空泵	3 台	减震垫、密闭房间	噪声衰减到厂界
	引风机	2 台	消声器、减震垫、厂房隔声	
	离心机	6 台	减震垫、密闭房间	
	晾水塔	4 台	基础减震	

4、固体废物

4.1 生产工艺固废

本项目生产中生产固废主要是废过滤器，属于危险废物，厂内暂存，定期委托有资质的单位处理。

4.2 溶剂回收固废

溶剂回收过程中产生的固废为精馏釜残，厂内暂存，定期委托有资质的单位处理。

4.3 废气处理固废

有机废气经前处理后选用活性炭纤维进行吸附，选用饱和水蒸汽进行活性炭再生脱附，活

性炭吸附的废气污染物总量为530.03t/a，废活性炭年产生量为 69t，脱附废液年产生量为 503.5t。厂内暂存，定期委托有资质的单位处理。

废气冷凝废液产生量为852t/a，厂内暂存，定期委托有资质的单位处理。

粉尘废气经中效+高效滤芯过滤处理，此过程中产生废滤芯。产生量约2t/a。厂内暂存，定期委托有资质的单位处理。

4.4 其它固废

高盐废水蒸发结晶产生的盐晶，盐晶产生量为 1188.1t/a，委托有资质的单位处理。

废水处理中污泥的产生量为7.4t/a，先作为危废物质管理暂存。经相关鉴定后，确认不属于危废之后，变更为一般固废管理。

产生的废包装材料，产生量为 15t/a，为危险废物，委托有资质的单位处理。

生活垃圾产生量为36t/a，委托环卫部门定期清运。

本项目危险废物暂存于危废库，危废储存间设计有足够的贮存容积，确定合理的周转周期，妥善贮存，定时转移，及时运走不积存，尽可能减轻对周围环境的影响。危废暂存区设置废气收集装置，处理后达标排放。

本项目固废产生及处置情况见表 14。

表 14 固体废物产生状况及处理措施一览表

名称	来源	产生量 (t/a)	固废类别	处理方式	危废库处理措施
废过滤器	产品生产环节	1.8	危险废物	危废库暂存，定期委托资质单位处置	采用活性炭吸附工艺处理，然后通过高 15 米，内径 0.6 米的排气筒排放。 出口已设置，进口不具备检测条件
精馏釜残	溶剂回收环节	458.37	危险废物		
废活性炭	有机废气处理环节	572.5	危险废物		
废气冷凝废液		852	危险废物		
废滤芯	废气治理	2	危险废物		
盐晶	废水治理	1188.1	危险废物		
废包装材料	生产环节	15	危险废物		
污泥	废水处理环节	7.4	危险废物		
生活垃圾	职工生活	36	一般固体废物	环卫部门定期清理外运	

5、环境保护管理和检测机构，公司设置专门的环保处，对公司的环保工作进行统一管理；

并有污水处理站班组，负责污水处理站的日常运行及设备保障，设置化验室，配备紫外分光光度计、COD速测仪、马沸炉、烘箱、生化培养箱、生化高压锅、溶氧仪、PH计等化验设备，能充分满足对污水处理进出口废水数据的需求，并以此指导污水处理站运行；公司制定了应急预案并在沂源县环保局进行备案。

三、信息公开情况

公司在废水总排口安装在线监测设备，对废水进行监控并将数据实时上传。

四、存在问题和整改措施

经过系统自查，发现存在部分问题：

1、运行记录不完善，未提前设计并准备充分。

整改时限：1周

整改措施：完善运行记录。

2、应急池建设完成后，配套设施不完善。

整改时限：5个月

整改措施：配套完善管线及防腐防渗工作。

建设单位（公章）：瑞阳制药股份有限公司
报告日期：2022年10月24日

