

液体进入2-3#塔回流罐（V-2501）中，一部分进塔回流，另一部分中上段测采出的气体经2-3#塔产品冷却器（E-2504）进入2-3#塔产品罐（V-2701）成为产品。该工段偶尔产生过度馏分去2-原料缓冲罐（V-2101）再次处理，少量塔底部物料的作为废水。

冷凝器会产生少量不凝气（G1-4），主要污染物为丙酮。

产品冷却器会产生少量不凝气（G1-5），主要污染物为丙酮。

丙酮产品罐暂存过程会产生少量废气（G1-6），主要污染物为丙酮。

精馏残余产生废水（W1-2），主要污染物为水。

⑥甲醇粗提

2-1#塔（T-2301）塔釜剩余物料为甲醇和水，经2-1#塔塔釜泵（P-2301A/B）送入2-2#塔（T-2401），此塔为甲醇初提塔，目的是将甲醇和水分开，塔釜中物料经2-2#塔再沸器（E-2401）不断加热汽化，温度控制在64℃，塔顶甲醇气体经2-2#塔一级冷凝器（E-2402）和2-2#塔二级冷凝器（E-2403）（冷凝水温度为7℃）冷凝成液体进入2-2#塔回流罐（V-2401），一部分冷凝液再由2-2#塔回流泵泵入2-2#塔（T-2401）塔釜进行回流，回流是为了尽量降低冷凝液中水分的含量。另一部分甲醇纯度较高的泵入2-4#塔（T-2601）塔釜。

2-2#塔（T-2401）塔釜蒸出后剩余物料为甲醇和水分离后的工艺废水经2-2#塔塔釜泵送入（E-2304）2-1#塔进料预热器，再经2-萃取剂冷却器（E-2305）冷却后，一部分洁净的做萃取剂补水用，一部分作为废水排入厂区污水处理站。

冷凝器会产生少量不凝气（G1-7），主要污染物为甲醇。

萃取剂冷凝器会产生少量不凝气（G1-8），主要污染物为甲醇。

萃取剂冷凝器产生废水（W1-1），主要污染物为甲醇、水。

⑦甲醇精提

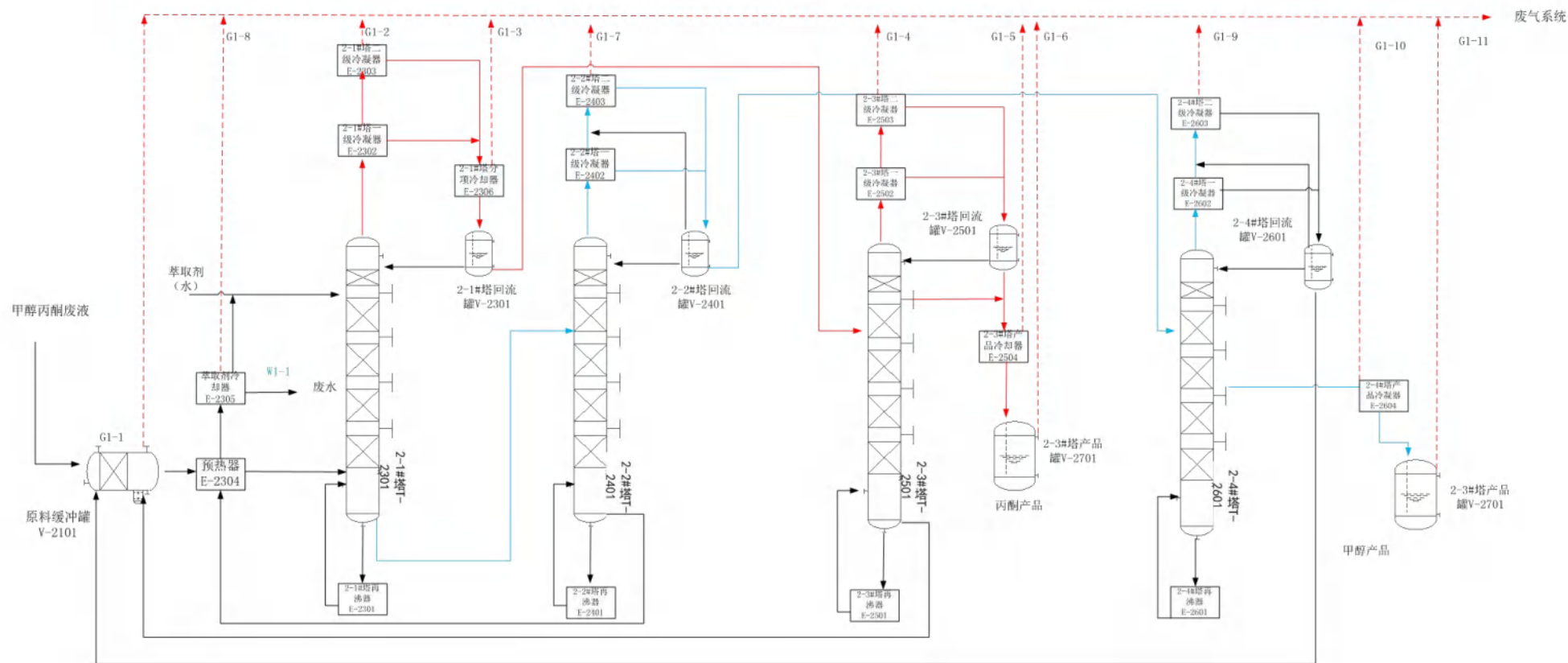
泵入2-4#塔（T-2601）塔釜的粗甲醇经2-4#塔再沸器（E-2601）不断加热汽化，釜内温度控制在64℃，甲醇气体由塔顶经2-4#塔一级冷凝器（E-2602）和2-4#塔二级冷凝器（E-2403）冷凝后（冷凝水温度为7℃），进入2-4#塔回流罐（V-2601）中，一部分经2-4#塔回流泵回流进塔，运行一段时间可能会有一部分间歇采出去2-原料缓冲罐（V-2101）。塔的中下段测采出甲醇产品经2-3#塔产品冷却器（E-2604）进入2-4#塔产品罐（V-2702A/B）缓存，经2-4#塔产品泵送出装置区。

冷凝器会产生少量不凝气（G1-9），主要污染物为甲醇。

产品冷却器会产生少量不凝气（G1-10），主要污染物为甲醇。

甲醇产品罐暂存过程会产生少量废气（G1-11），主要污染物为甲醇。

废液处理工艺流程如图3.5-1所示。



废气 G、废水 W、固废 S

图 3.5-1 甲醇丙酮废液处理工艺图

表 3.5-1 甲醇、丙酮废液生产排污节点表

类别	序号	产生工序	主要污染物	特征	处理措施
废气	G1-1	原料进料	甲醇、丙酮	连续	3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝 +半干急冷+干式反应+布袋 除尘+二级洗涤+湿电除尘 +SCR 脱硝+38m 排气筒 1 套 (DA001)
	G1-2	丙酮粗提冷凝	丙酮	连续	
	G1-3	丙酮粗提冷凝	丙酮	连续	
	G1-4	丙酮精提冷凝	丙酮	连续	
	G1-5	丙酮产品冷却	丙酮	连续	
	G1-6	丙酮产品罐暂存	丙酮	连续	
	G1-7	甲醇粗提冷凝	甲醇	连续	
	G1-8	萃取剂冷凝	甲醇	连续	
	G1-9	甲醇精提冷凝	甲醇、丙酮	连续	
	G1-10	甲醇产品冷却	甲醇	连续	
	G1-11	甲醇产品暂存	甲醇	连续	
废水	W1-1	蒸馏/精馏	水、甲醇	连续	排入厂区废水处理站处理
	W1-2	甲醇粗提	水	连续	

3.5.1.2 异丙醇废液处理工艺流程

生产原理：异丙醇废液，废液中含有大量的水分，通过分段精馏提纯的方法，将废液再生利用，回收得到可用部分。

工艺流程简述：

①进料前准备

当更换原料生产前，应使用清水清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在实验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

连接好专用进料泵及管线，并确认管线连接准确无误，依次打开现场手阀，[原料成分异丙醇（沸点 82.4℃），水（沸点 100℃）]，物料经界区外输送泵送入 2-原料缓冲罐（V-2101）指定液位，经 2-进料泵输送至 2-1#塔（T-2301）中部，塔釜到指定液位；

2-原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G2-1），主要污染物为异丙醇。

③共沸剂进料

共沸剂环己烷一次经2-共沸剂泵（P-2203）送入2-1#塔回流罐（V-2301）中，再由2-1#塔回流罐（V-2301）泵入2-1#塔。

④共沸气化

该步的目的是通过环己烷将大部分水与异丙醇共沸蒸出，通过分相罐将异丙醇与水分离，异丙醇泵入塔釜内。

塔釜物料经2-1#塔再沸器（E-2301）不断加热汽化后，环己烷夹带水、异丙醇上升到塔顶，形成三元共沸物，水、异丙醇、环己烷共沸温度64.3℃，共沸组成7.5:18.5:74，蒸汽经2-1#塔一级冷凝器（E-2302）和2-1#塔二级冷凝器（E-2303）冷凝后，液体进入到2-1#塔分相冷却器（E-2306），再自流进入2-1#塔分相罐（V-2302）。

冷凝器会产生少量不凝气（G2-2），主要污染物为异丙醇、环己烷。

分项冷却器会产生少量不凝气（G2-3），主要污染物为异丙醇、环己烷。

废共沸剂（S2-1），主要污染物环己烷、异丙醇。

静置分相后，油相在上，水相在下，油相自流进入到2-1#塔回流罐（V-2301）经2-1#塔回流泵打入塔内回流。

水相自流进入2-1#塔水相罐（V-2303），够一定量后，经2-1#塔水相泵送入2-3#塔（T-2501）；

⑤水相精馏

物料在2-3#塔（T-2501）中加热精馏，塔顶的异丙醇和水及少量共沸剂经2-3#塔一级冷凝器（E-2502）和2-3#塔二级冷凝器（E-2503）冷凝，冷凝后液体进入2-3#塔回流罐（V-2501）经2-3#塔回流泵一部分输送进塔回流，一部分采出去2-1#塔分项罐V-2101，塔釜废水经过2-1#塔进料预热器（E-2304）和2-萃取剂冷却器（E-2305）换热后出界区。

冷凝器会产生少量不凝气（G2-4），主要污染物为环己烷、异丙醇。

废水分离冷凝器产生少量不凝气（G2-5），主要污染物为异丙醇。

废水分离产生废水（W2-2），主要污染物为水、异丙醇。

⑥异丙醇精提

2-1#塔（T-2301）塔釜物料为粗异丙醇产品，经2-1#塔塔釜泵送入2-2#塔（T-2401）中部，塔顶异丙醇气经2-2#塔一级冷凝器（E-2402）和2-2#塔二级冷凝器（E-2403）冷凝后，液体进入2-2#塔回流罐（V-2401）中经2-2#塔回流泵

(P-2402A/B) 一部分回流一部分采出，采出的异丙醇进入到 2-2#塔顶冷却器 (E-2404) 冷却后，进产品罐 V-2703,经 2-2#塔产品泵输送界区外，完成异丙醇物料的精馏操作。

冷凝器会产生少量不凝气 (G2-6)，主要污染物为异丙醇。

产品冷却器会产生少量不凝气 (G2-7)，主要污染物为异丙醇。

异丙醇产品罐暂存过程会产生少量废气 (G2-8)，主要污染物为异丙醇。

废液处理工艺流程如图 3.5-2 所示。

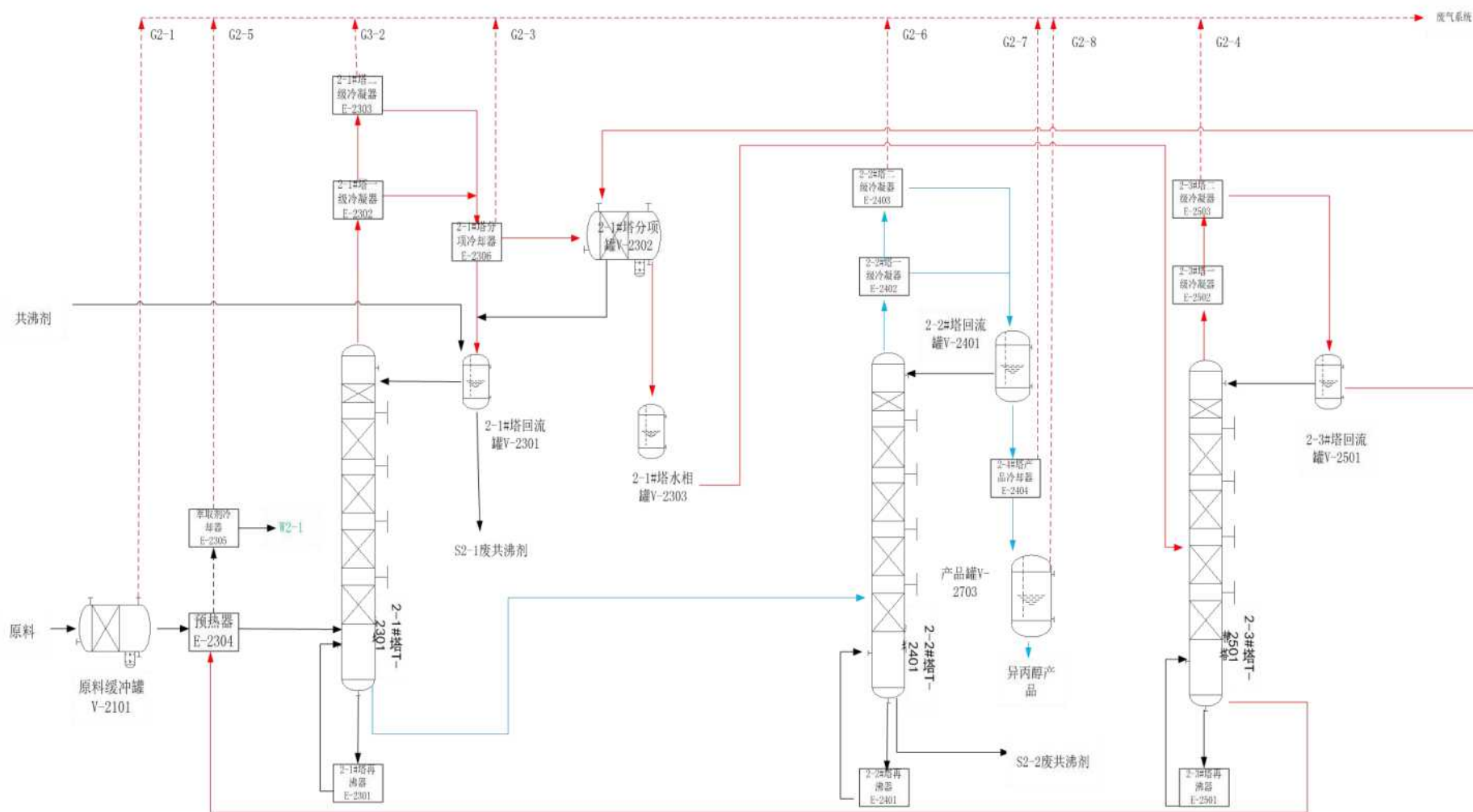


图 3.5-2 异丙醇废液处理工艺图

废气 G、废水 W、固废 S

表 3.5-2 异丙醇废液生产排污节点表

类别	序号	产生工序	主要污染物	特征	处理措施
废气	G2-1	原料进料	异丙醇	连续	3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝+38m 排气筒 1 套 (DA001)
	G2-2	共沸气化冷凝	异丙醇、环己烷	连续	
	G2-3	共沸气化分项冷却	异丙醇、环己烷	连续	
	G2-4	水相精馏冷凝	异丙醇、环己烷	连续	
	G2-5	水相精馏分离冷凝	异丙醇	连续	
	G2-6	异丙醇精提冷凝	异丙醇	连续	
	G2-7	产品冷却器	异丙醇	连续	
	G2-7	产品储罐暂存废气	异丙醇	连续	
废水	W2-1	水相精馏废水	水、异丙醇	连续	排入厂区废水处理站处理
固废	S2-1	共沸剂分离	环己烷、异丙醇	连续	送入共沸剂回收装置
	S2-2	异丙醇精提	环己烷、异丙醇	连续	

3.5.1.3 丙二醇甲醚乙酸酯、丙二醇甲醚废液处理工艺流程

生产原理：主要处理丙二醇甲醚和丙二醇甲醚乙酸酯。本精馏工段为间歇精馏操作单元，处理的主要废液为丙二醇甲醚和丙二醇甲醚乙酸酯，物料中含有少量的水，且水和丙二醇甲醚共沸，共沸组成为丙二醇甲醚 31.5%，水 68.5%，共沸温度 98.41℃，用半间歇半连续共沸精馏分离此物料，采用环己烷为共沸剂，环己烷与水形成沸点更低的共沸物，其共沸组成为环己烷 91.6%，水 8.4%，共沸点为 68.95℃，用环己烷做共沸剂去除废液中的水，且环己烷和水形成的共沸物通过分层的方法回收环己烷进行循环套用，分离完水，采完环己烷后，剩余丙二醇甲醚和丙二醇甲醚乙酸酯主要产品物料，通过间歇精馏操作，按沸点差不同，分阶段采出丙二醇甲醚和丙二醇甲醚乙酸酯产品。精馏釜中剩余的丙二醇甲醚乙酸酯和重组分，经塔釜输送至刮板工段处理。

丙二醇甲醚和丙二醇甲醚乙酸酯物料年处理时间 125 天，一天一个批次，每批次操作时间 24 小时（包括辅助时间）。

工艺流程简述：

①进料前准备

当更换原料生产前，应使用清水清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在实验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

丙二醇甲醚和丙二醇甲醚乙酸酯废液物料经界区外输送泵送入原料缓冲罐（V-3101）指定液位，经 3-进料泵连续输送进入 3-间歇塔 A（T-3201）中；

2-原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G3-1），主要污染物为丙二醇甲醚。

③共沸剂进料

共沸剂环己烷一次加入 3-间歇塔回流罐 A（V-3203）中；

④连续脱水

第一阶段（连续脱水，属于连续工序）。塔釜加热采用强制循环再沸器给物料加热，环己烷将物料中的水带入到塔顶经塔顶 3-间歇塔一级冷凝器 A（E-3202）和 3-间歇塔二级冷凝器 A（E-3203）冷凝后，进入 3-间歇塔分相冷却器（E-3205）进一步冷却，自流进入 3-间歇塔分相罐 A（V-3201）静置分层为油相和水相，水相自流进入 3-间歇塔废水罐 A（V-3304）暂存，出界区处理。除水后的物料连续生产 6h 期间储存在间歇精馏釜 A（V-3202）内，准备进行间歇精馏。

该过程有废液产生（S3-2），主要污染物为水、环己烷、丙二醇甲醚。

⑤共沸剂采出

脱水同时油相（环己烷）采出，油相主要为环己烷，油相进入 3-间歇塔回流罐 A（V-3203）经 3-间歇塔回流泵打入塔内回流，回流一段时间进入 3-间歇塔分相罐 A（V-3201）缓存；循环使用的共沸剂，一段时间进行回收处理。

冷凝器会产生少量不凝气（G3-2），主要污染物为丙二醇甲醚、环己烷。

分项冷却器会产生少量不凝气（G3-3），主要污染物为丙二醇甲醚、环己烷。

废共沸剂（S3-1），主要污染物环己烷、丙二醇甲醚。

⑥产品产出

控制温度，常压下采出丙二醇甲醚，塔顶采出为丙二醇甲醚产品，进入 3-丙二醇甲醚罐 A（V-3303）。

继续升温，塔顶采出丙二醇甲醚和丙二醇甲醚乙酸酯的过渡馏分，全回流操作稳定后进入（V-3301）中暂存，暂存物料随下一批次物料进釜处理。最终被分离提取出。

继续升温塔顶采出丙二醇甲醚乙酸酯产品，进入 3-丙二醇甲醚醋酸酯泵 A（V-3302A1/A2）中。

冷凝器会产生少量不凝气（G3-4），主要污染物为丙二醇甲醚、丙二醇甲醚醋酸酯。

分项冷却器会产生少量不凝气（G3-5），主要污染物为丙二醇甲醚、丙二醇甲醚醋酸酯。

间歇塔采出冷却器产生少量不凝气（G3-6），主要污染物为丙二醇甲醚、丙二醇甲醚醋酸酯。

产品储罐产生少量储存废气（G3-7），主要污染物为丙二醇甲醚、丙二醇甲醚醋酸酯。

⑦刮板工序

采完丙二醇甲醚醋酸酯后，塔釜剩余物料为丙二醇甲醚醋酸酯和重组分，此部分由

塔釜物料经 3-间歇塔塔釜泵 A 送入刮板工段 3-刮板进料缓冲罐（V-3601），回收塔釜物料中的丙二醇甲醚乙酸酯，丙二醇甲醚乙酸酯经 3-刮板蒸发器（E-3603）蒸发后，丙二醇甲醚乙酸酯汽化进入 3-刮板冷凝器（E-3602）冷凝自流进入 3-刮板接收罐（V-3602A/B）经 3-刮板接收罐泵（P-3602）进入 3-原料缓冲罐 V-3101，再进行一次分离提纯，最终提出丙二醇甲醚乙酸酯，剩余物质作为固废。

刮板进料缓冲罐产生少量储存废气（G3-8），主要污染物为丙二醇甲醚醋酸酯。

刮板冷凝器会产生少量不凝气（G3-9），主要污染物为丙二醇甲醚醋酸酯。

刮板接收罐产生少量储存废气（G3-10、G3-11），主要污染物为丙二醇甲醚醋酸酯。

刮板残液罐产生少量储存废气（G3-12），主要污染物为丙二醇甲醚醋酸酯。

刮板蒸发器釜残（S3-3），主要是重馏分。

废液处理工艺流程如图 3.5-3 所示。

表 3.5-3 丙二醇甲醚和丙二醇甲醚乙酸酯废液生产排污节点表

类别	序号	产生工序	主要污染物	特征	处理措施
废气	G3-1	原料进料工序	丙二醇甲醚	间歇	3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝+38m 排气筒 1 套 (DA001)
	G3-2	共沸剂采出冷凝器冷凝工序	丙二醇甲醚、环己烷	间歇	
	G3-3	共沸剂采出冷凝器分项冷却工序	丙二醇甲醚、环己烷	间歇	
	G3-4	产品采出冷凝器冷凝工序	丙二醇甲醚、丙二醇甲醚醋酸酯	间歇	
	G3-5	产品采出冷凝器分项冷却工序	丙二醇甲醚、丙二醇甲醚醋酸酯	间歇	
	G3-6	产品采出冷凝器工序	丙二醇甲醚、丙二醇甲醚醋酸酯	间歇	
	G3-7	产品储罐	丙二醇甲醚、丙二醇甲醚醋酸酯	间歇	
	G3-8	刮板进料缓冲罐进料	丙二醇甲醚醋酸酯	间歇	
	G3-9	刮板冷凝器	丙二醇甲醚醋酸酯	间歇	
	G3-10	刮板接收罐	丙二醇甲醚醋酸酯	间歇	
	G3-11	刮板接收罐	丙二醇甲醚醋酸酯	间歇	
	G3-12	刮板残液罐	丙二醇甲醚醋酸酯	间歇	
固废	S3-1	共沸剂采出工序	环己烷、丙二醇甲醚	间歇	送入共沸剂回收装置
	S3-2	脱水工序	环己烷、丙二醇甲醚、水	间歇	进入焚烧炉
	S3-3	刮板釜残	丙二醇甲醚乙酸酯、丙二醇甲醚、苯甲醇、乳酸乙酯、4-羟基丁酸、其他杂质（光刻胶）	间歇	

3.5.1.4 丁酮废液处理工艺流程

生产原理：本项目回收丁酮废液，废液中含有杂质，通过分段精馏提纯的方法，分离废液中的丁酮。

先经过预处理脱渣，再进行精提纯。经预处理工段初蒸冷凝后输送到匹配的工段进行处理，脱渣后底部物料保持流动状态，攒够一釜，输送出至焚烧。预处理工段，丁酮处理天数为 31 天，每一批次每釜处理 3300kg (4m³)，预处理设 2 釜，每釜一天处理四批次，进料 0.5 小时，升温 0.5 小时，操作时间一釜 6 小时。

工艺流程简述：

①进料前准备

当更换原料生产前，应使用清水清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在实验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

丁酮废液物料经界区外输送泵送入预处理釜（V-1201）指定液位；一釜处理（4m³左右）；

③预处理脱渣

蒸汽通过 V-1201 外夹套进行加热，釜内汽化后的物料经釜上气相出口进入 T-1201 塔釜的气相管道，上升到塔顶进入 1-预处理冷凝器 A（E-1201）温度 82℃，操作压力常压，冷凝后物料温度 73.27℃，进入 1-预处理接收罐 A1/A2（V-1202A1 或 V-1202A2）中，经 1-预处理接收罐泵 A1/A2（P-1202A1/A2）输送至于后续工段。底部物料若固或者渣，采用手动人工放料，从 1-预处理釜残罐 A（V-1203）底部放出。当流动性比较好，可攒够几个批次，经 1-预处理塔釜泵 A1/A2（P-1201A1/A2）泵输送至界区外。

预处理冷凝器会产生少量不凝气（G4-1），主要污染物为丁酮。

预处理接收罐暂存废气（G4-2），主要污染物为丁酮。

预处理釜残接收罐暂存废气（G4-3），主要污染物为丁酮。

预处理釜残（S4-1），主要污染物为丁酮、水、R-丁内酯。

④脱水工序

预处理后的物料泵入原料缓冲罐 V-3101。通过泵输送到 3-间歇塔 A（T-3201），间歇塔内丁酮废液经 3-进料泵进 3-进料预热器（E-3206）进入到 3-间歇塔 A（T-3201）中部并塔釜到制定液位，共沸剂经 3-共沸剂罐（V-3102）由 3-新鲜共沸剂泵（P-3102）一次加入到 3-间歇塔回流罐 A（V-3203）中；

原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G4-4），主要污染物为丁酮。

蒸汽加热 3-间歇塔再沸器 A（E-3201），塔内随着温度升高，液体逐渐汽化，控制温度，塔顶形成水、环己烷的共沸液经 3-间歇塔一级冷凝器 A（E-3202）和 3-间歇塔二级冷凝器 A（E-3203）冷凝后进入 3-间歇塔分相冷却器（E-3205）自流进入 3-间歇塔分相罐 A（V-3201）中，经分相后，上层为油相（主要为环己烷），下层为水层，油相进入 3-间歇塔回流罐 A（V-3203）中，送由 3-间歇塔回流泵 A（P-3202A1/A2）回流进塔，循环一段时间后送共沸剂回收装置，水相作为作为废液送焚烧炉。

冷凝器会产生少量不凝气（G4-5），主要污染物为丁酮、环己烷。

分项冷却器会产生少量不凝气（G4-6），主要污染物为丁酮、环己烷。

废共沸剂（S4-2），主要污染物环己烷、丁酮。

脱水废液（S4-3），主要污染物水、丁酮。

⑤丁酮精馏

3-间歇塔 A（T-3201）脱水后塔釜物料泵入 3-间歇塔 A（T-3401）中部至塔釜到制定液位，蒸汽加热 3-间歇塔再沸器 A（E-3401），塔内随着温度升高，液体逐渐汽化，塔顶丁酮产品经 3-间歇塔一级冷凝器 A（E-3402）和 3-间歇塔二级冷凝器 A（E-3403）冷凝后进入 3-间歇塔回流罐 A（V-3403）中，由 3-间歇塔回流泵 A（P-3402A1/A2）回流进塔，产品丁酮进相应储罐。釜底残液送焚烧炉。

冷凝器会产生少量不凝气（G4-7），主要污染物为丁酮。

分项冷却器会产生少量不凝气（G4-8），主要污染物为丁酮。

分项冷却器会产生少量不凝气（G4-9），主要污染物为丁酮。

废液处理工艺流程如图 3.5-4 所示。

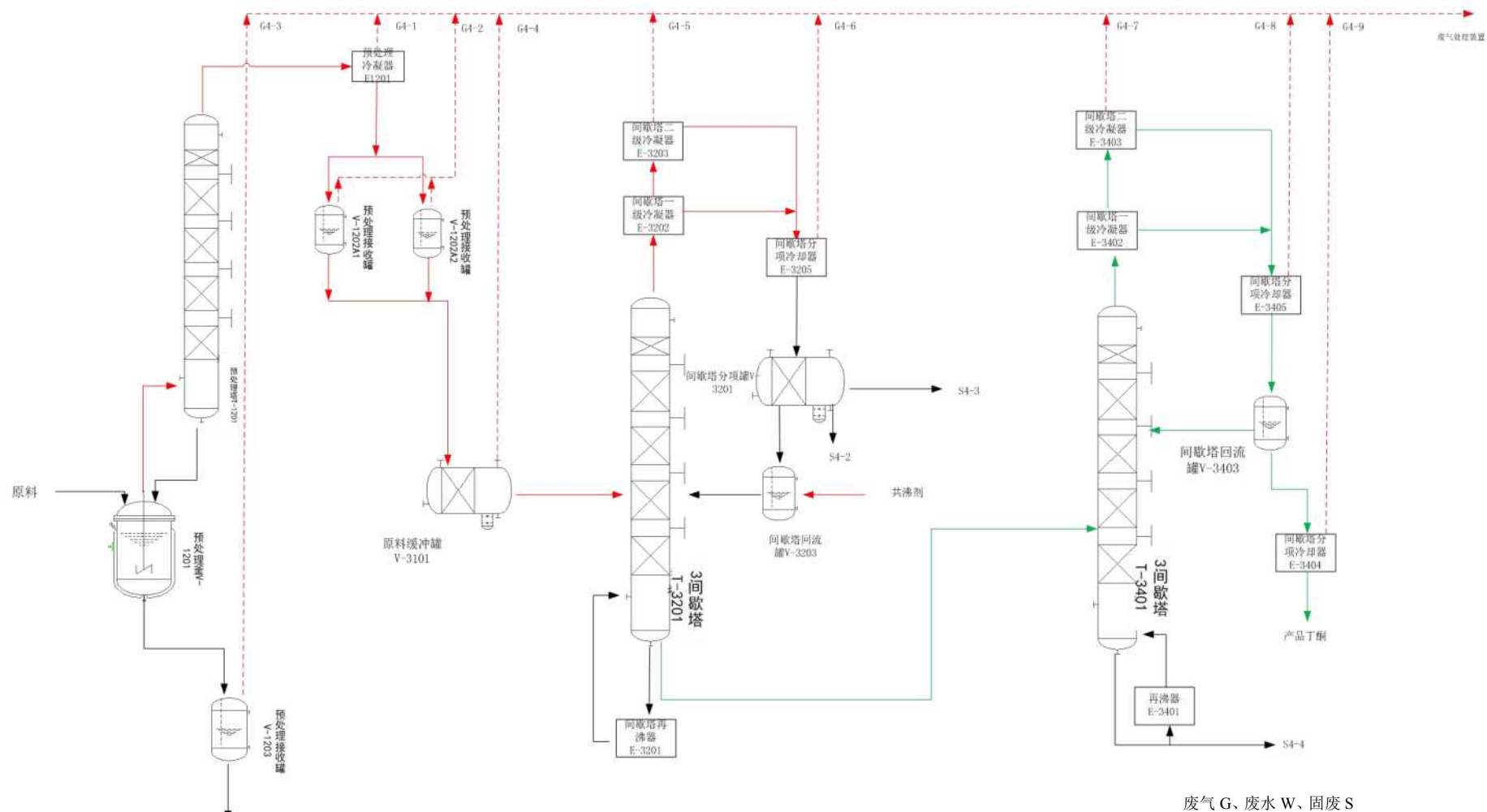


图 3.5-4 丁酮废液处理工艺图

表 3.5-4 丁酮废液生产排污节点表

类别	序号	产生工序	主要污染物	特征	处理措施
废气	G4-1	预处理冷凝	丁酮	间歇	3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝+38m 排气筒 1 套 (DA001)
	G4-2	预处理接收罐	丁酮	间歇	
	G4-3	预处理废液罐	丁酮	间歇	
	G4-4	原料进料	丁酮	连续	
	G4-5	脱水工序冷凝	丁酮、环己烷	连续	
	G4-6	脱水工序分享冷凝	丁酮、环己烷	连续	
	G4-7	精馏冷凝	丁酮	连续	
	G4-8	精馏分项冷凝	丁酮	连续	
	G4-9	精馏分项冷凝	丁酮	连续	
固废	S4-1	预处理	丁酮、水、R-丁内酯	间歇	送焚烧炉
	S4-2	脱水	环己烷、丁酮	间歇	送入共沸剂回收装置
	S4-3	脱水	丁酮、水	连续	送焚烧炉
	S4-4	精馏	环己烷、水、丁酮	连续	

3.5.1.5 四氢呋喃废液处理工艺流程

生产原理：本项目回收四氢呋喃废液，废液中含有杂质，通过分段精馏提纯的方法，分离废液中的四氢呋喃。

先经过预处理脱渣，再进行精提纯。经预理工段初蒸冷凝后输送到匹配的工段进行处理，脱渣后底部物料保持流动状态，攒够一釜，输送出至焚烧。预理工段，四氢呋喃处理天数为 38 天，每一批次每釜处理 3300kg (4m³)，预处理设 2 釜，每釜一天处理四批次，进料 0.5 小时，升温 0.5 小时，操作时间一釜 6 小时。

四氢呋喃采用连续精馏工艺分离四氢呋喃，因本物系存在共沸，常压下四氢呋喃与水形成最低恒沸物，温度为 64℃，选用萃取精馏工艺，用乙二醇做萃取剂，一塔为萃取精馏塔，四氢呋喃产品从第一个塔顶采出，塔釜的物料进入二塔，二塔为萃取剂回收塔，萃取剂由塔釜采出冷却后循环套用。

工艺流程简述：

① 进料前准备

当更换原料生产前，应使用清水清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在实验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

四氢呋喃废液物料经界区外输送泵送入预处理釜（V-1201）指定液位；一釜处理（4m³左右）；

③预处理脱渣

蒸汽通过 V-1201 外夹套进行加热，釜内汽化后的物料经釜上气相出口进入 T-1201 塔釜的气相管道，上升到塔顶进入 1-预处理冷凝器 A(E-1201)温度 83.2℃，操作压力常压，冷凝后物料温度 64.94℃，进入 1-预处理接收罐 A1/A2（V-1202A1 或 V-1202A2）中，经 1-预处理接收罐泵 A1/A2（P-1202A1/A2）输送至于后续工段。底部物料若固或者渣，采用手动人工放料，从 1-预处理釜残罐 A（V-1203）底部放出。当流动性比较好，可攒够几个批次，经 1-预处理塔釜泵 A1/A2(P-1201A1/A2)泵输送至界区外。

预处理冷凝器会产生少量不凝气（G5-1），主要污染物为四氢呋喃。

预处理接收罐暂存废气（G5-2），主要污染物为四氢呋喃。

预处理釜残接收罐暂存废气（G5-3），主要污染物为四氢呋喃。

预处理釜残（S5-1），主要污染物为四氢呋喃、水、R-甘油醛缩丙酮。

④产品产出工序

预处理后的物料泵入原料缓冲罐 V-3101。通过经 3-进料预热器（E-3206）进入 3-间歇塔 A（T-3201），加入到制定液位，萃取剂由 3-萃取剂罐（V-3104）经 3-粗萃取剂泵（P-3104A/B）进入到 3-间歇塔 A（T-3201）精馏段上段位置；

原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G5-4），主要污染物为四氢呋喃。

塔釜采用蒸汽加热，通过 3-间歇塔再沸器 A（E-3201）将四氢呋喃汽化，萃取剂将水萃取到塔釜内，从而分离水和四氢呋喃，汽化后的四氢呋喃物料气不断上升到塔顶，经 3-间歇塔一级冷凝器 A(E-3202)和 3-间歇塔二级冷凝器 A(E-3203)冷凝后进入 3-间歇塔回流罐 A（V-3203）中，由 3-间歇塔回流泵 A（P-3202A1/A2）一部分回流，一部分采出，进到 3-间歇塔采出冷却器进入到冷却器（E-3204）采出产品。

冷凝器会产生少量不凝气（G5-5），主要污染物为四氢呋喃。

分项冷却器会产生少量不凝气（G5-6），主要污染物为四氢呋喃。

采出冷却器会产生少量不凝气（G5-7），主要污染物为四氢呋喃。

⑤萃取剂提纯

四氢呋喃提出后塔釜物料经 3-间歇塔塔釜泵 A (P-3201A1/A2) 输送到 3-间歇塔 B (T-3401) 中部，加热气化物料，塔顶水蒸汽经塔顶 3-间歇塔一级冷凝器 B (E-3402) 和 3-间歇塔二级冷凝器 B (E-3403) 冷凝后，进入到 3-间歇塔回流罐 B (V-3403) 由 3-间歇塔回流泵 B (P-3402B1/B2) 将液体一部分作为回流进塔，一部分采出进 3-间歇塔采出冷却器 B (E-3404) 冷却后出界区。

塔釜物料为乙二醇经 3-间歇塔塔釜泵 B (P-3401B1/B2) 打入 3-进料预热器 (E-3206) 中换热再进入 3-萃取剂冷却器 (E-3207) 冷却后回 3-萃取剂罐 (V-3104) 中循环套用。

冷凝器会产生少量不凝气 (G5-8)，主要污染物为四氢呋喃、乙二醇。

分项冷却器会产生少量不凝气 (G5-9)，主要污染物为四氢呋喃、乙二醇。

分项冷却器会产生少量不凝气 (G5-10)，主要污染物为四氢呋喃、乙二醇。

萃取剂冷却器会产生少量不凝气 (G5-11)，主要污染物为乙二醇。

废液处理工艺流程如图 3.5-5 所示。

表 3.5-5 四氢呋喃废液生产排污节点表

类别	序号	产生工序	主要污染物	特征	处理措施
废气	G5-1	预处理冷凝	四氢呋喃	连续	3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝 +半干急冷+干式反应+布袋 除尘+二级洗涤+湿电除尘 +SCR 脱硝+38m 排气筒 1 套 (DA001)
	G5-2	预处理接收罐	四氢呋喃		
	G5-3	预处理废液罐	四氢呋喃		
	G5-4	原料进料	四氢呋喃		
	G5-5	产品产出工序冷凝	四氢呋喃		
	G5-6	产品产出工序分项冷凝	四氢呋喃		
	G5-7	萃取剂提纯冷却	四氢呋喃		
	G5-8	精馏分项冷凝	四氢呋喃、乙二醇		
	G5-9	精馏分项冷凝	四氢呋喃、乙二醇		
	G5-10	精馏分项冷凝	四氢呋喃、乙二醇		
	G5-11	预处理接收罐	乙二醇		
固废	S5-1	预处理釜残	四氢呋喃、水、R-甘油醛缩丙酮		送焚烧炉处理
废水	W5-1	萃取剂提纯分离	四氢呋喃、乙二醇、水		排入厂区废水处理站处理

3.5.1.6 乙腈废液处理工艺流程

生产原理：本项目回收乙腈废液，废液中含有杂质，通过分段精馏提纯的方法，分离废液中的乙腈。

先经过预处理脱渣，再进行精提纯。经预处理工段初蒸冷凝后输送到匹配的工段进行处理，脱渣后底部物料保持流动状态，攒够一釜，输送出至焚烧。预处理工段，乙腈处理天数为 64 天，每一批次每釜处理 3300kg (4m³)，预处理设 2 釜，每釜一天处理四批次，进料 0.5 小时，升温 0.5 小时，操作时间一釜 6 小时。

乙腈采用连续精馏工艺分离乙腈，因本物系存在共沸，常压下乙腈与水形成最低恒沸物，温度为 76℃，选用萃取精馏工艺，用乙二醇做萃取剂，一塔为萃取精馏塔，四氢呋喃产品从第一个塔顶采出，塔釜的物料进入二塔，二塔为萃取剂回收塔，萃取剂由塔釜采出冷却后循环套用。

工艺流程简述：

①进料前准备

当更换原料生产前，应使用清水清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在实验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

乙腈废液物料经界区外输送泵送入预处理釜（V-1201）指定液位；一釜处理（4m³左右）；

③预处理脱渣

蒸汽通过 V-1201 外夹套进行加热，釜内汽化后的物料经釜上气相出口进入 T-1201 塔釜的气相管道，上升到塔顶进入 1-预处理冷凝器 A（E-1201）温度 89℃，操作压力常压，冷凝后物料温度 77.2℃，进入 1-预处理接收罐 A1/A2（V-1202A1 或 V-1202A2）中，经 1-预处理接收罐泵 A1/A2（P-1202A1/A2）输送至于后续工段。底部物料若固或者渣，采用手动人工放料，从 1-预处理釜残罐 A（V-1203）底部放出。当流动性比较好，可攒够几个批次，经 1-预处理塔釜泵 A1/A2（P-1201A1/A2）泵输送至界区外。

预处理冷凝器会产生少量不凝气（G6-1），主要污染物为乙腈。

预处理接收罐暂存废气（G6-2），主要污染物为乙腈。

预处理釜残接收罐暂存废气（G6-3），主要污染物为乙腈。

预处理釜残（S6-1），主要污染物为乙腈、水、杂蛋白。

④产品产出工序

预处理后的物料泵入原料缓冲罐 V-3101。通过经 3-进料预热器（E-3206）进入 3-间歇塔 A（T-3201），加入到制定液位，萃取剂由 3-萃取剂罐（V-3104）经 3-粗萃取剂泵（P-3104A/B）进入到 3-间歇塔 A（T-3201）精馏段上段位置；

原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G6-4），主要污染物为乙腈。

塔釜采用蒸汽加热，通过 3-间歇塔再沸器 A（E-3201）将乙腈汽化，萃取剂将水萃取到塔釜内，从而分离水和乙腈，汽化后的乙腈物料气不断上升到塔顶，经 3-间歇塔一级冷凝器 A（E-3202）和 3-间歇塔二级冷凝器 A（E-3203）冷凝后进入 3-间歇塔回流罐 A（V-3203）中，由 3-间歇塔回流泵 A（P-3202A1/A2）一部分回流，一部分采出，进到 3-间歇塔采出冷却器进入到冷却器（E-3204）采出产品。

冷凝器会产生少量不凝气（G6-5），主要污染物为乙腈。

分项冷却器会产生少量不凝气（G6-6），主要污染物为乙腈。

采出冷却器会产生少量不凝气（G6-7），主要污染物为乙腈。

⑤萃取剂提纯

乙腈提出后塔釜物料经 3-间歇塔塔釜泵 A (P-3201A1/A2) 输送到 3-间歇塔 B (T-3401) 中部, 加热气化物料, 塔顶水蒸汽经塔顶 3-间歇塔一级冷凝器 B(E-3402) 和 3-间歇塔二级冷凝器 B (E-3403) 冷凝后, 进入到 3-间歇塔回流罐 B (V-3403) 由 3-间歇塔回流泵 B (P-3402B1/B2) 将液体一部分作为回流进塔, 一部分采出进 3-间歇塔采出冷却器 B (E-3404) 冷却后出界区。

塔釜物料为乙二醇经 3-间歇塔塔釜泵 B (P-3401B1/B2) 打入 3-进料预热器 (E-3206) 中换热再进入 3-萃取剂冷却器 (E-3207) 冷却后回 3-萃取剂罐 (V-3104) 中循环套用。

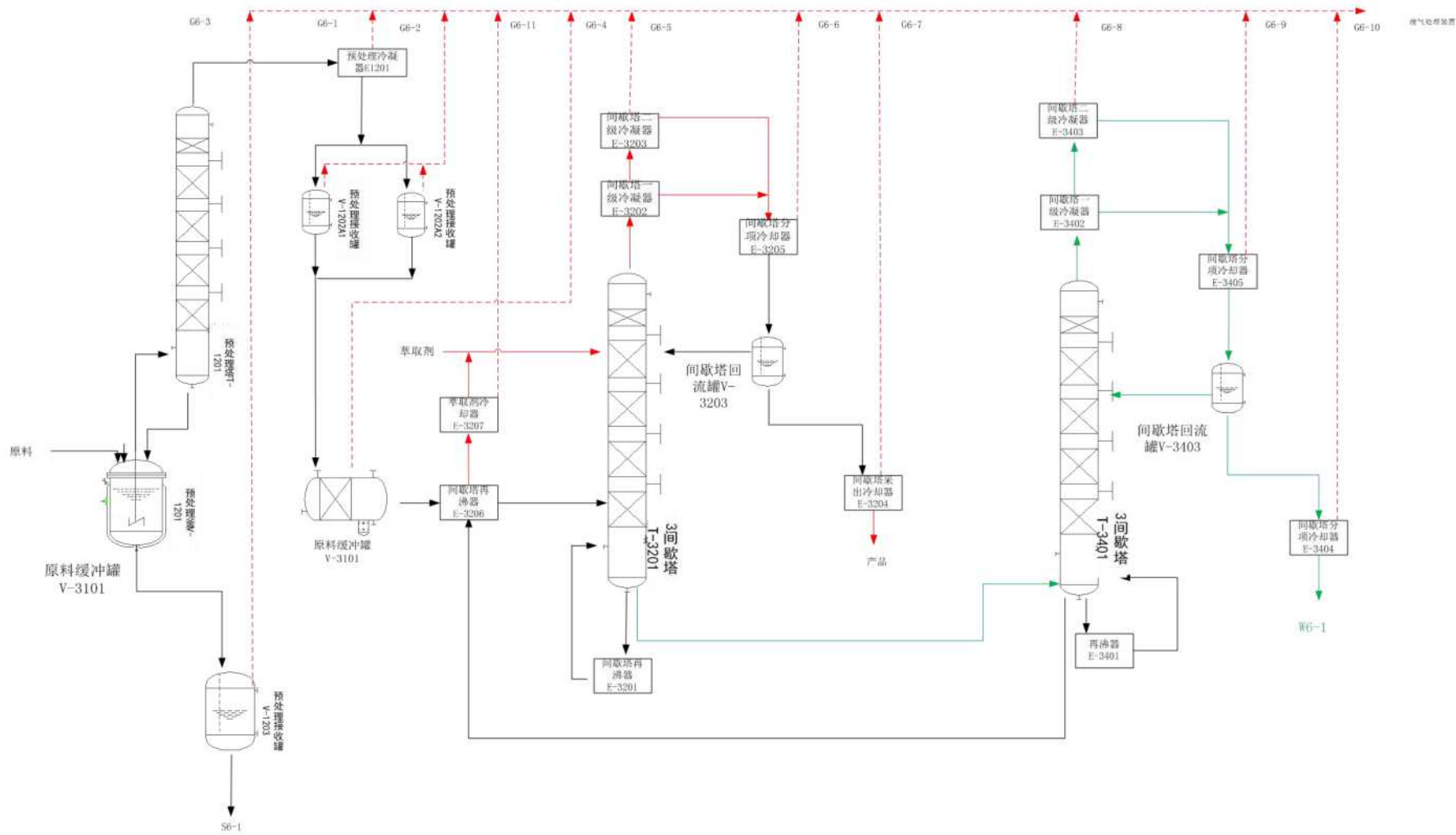
冷凝器会产生少量不凝气 (G5-8), 主要污染物为四氢呋喃、乙二醇。

分项冷却器会产生少量不凝气 (G5-9), 主要污染物为乙腈、乙二醇。

分项冷却器会产生少量不凝气 (G5-10), 主要污染物为乙腈、乙二醇。

萃取剂冷却器会产生少量不凝气 (G5-11), 主要污染物为乙二醇。

废液处理工艺流程如图 3.5-6 所示。



废气 G、废水 W、固废 S

图 3.5-6 乙腈生产工艺流程图

表 3.5-6 乙醇废液生产排污节点表

类别	序号	产生工序	主要污染物	特征	处理措施
废气	G6-1	预处理冷凝	乙腈	连续	3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝+38m 排气筒 1 套 (DA001)
	G6-2	预处理接收罐	乙腈		
	G6-3	预处理废液罐	乙腈		
	G6-4	原料进料	乙腈		
	G6-5	产品产出工序冷凝	乙腈		
	G6-6	产品产出工序分项冷凝	乙腈		
	G6-7	萃取剂提纯冷却	乙腈		
	G6-8	精馏分项冷凝	乙腈、乙二醇		
	G6-9	精馏分项冷凝	乙腈、乙二醇		
	G6-10	精馏分项冷凝	乙腈、乙二醇		
	G6-11	预处理接收罐	乙二醇		
固废	S6-1	预处理釜残	乙腈、水、杂蛋白		送焚烧炉处理
废水	W6-1	萃取剂提纯分离	乙腈、乙二醇、水		排入厂区废水处理站处理

3.5.1.7 N-甲基吡咯烷酮废液处理工艺流程

生产原理：废液通过输送泵送入回收装置内处理。处理过程分别经过蒸馏釜、分离器等设备，分别去除废液中的水，回收得到可用部分。

N-甲基吡咯烷酮采用三塔连续减压工艺进行处理，主工艺为一塔为一次脱水，二塔水采产品，三塔为采+脱重，刮板工序进一步分离残液。

工艺流程简述：

①进料前准备

当更换原料生产前，应使用清水清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在实验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

N-甲基吡咯烷酮废液经 4-1#塔进料泵送入 4-1#塔（4-1#塔）中部到指定液位。

原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G7-1），主要污染物为 N-甲基吡咯烷酮。

③升温脱水

用蒸汽加热 4-1#塔再沸器（E-4201），塔釜内水开始汽化，汽化后的物料上升到塔顶，经 4-1#塔一级冷凝器（E-4202）和 4-1#塔二级冷凝器（E-4203）冷凝，冷凝温度 50℃，冷凝液进入 4-1#塔回流罐（V-4201）经 4-1#塔回流泵（P-4202A/B）

根据冷凝液情况打入塔内做回流，回流一段时间有机物浓度降低后，废水采出输送到污水处理站。

冷凝器冷凝过程会产生少量不凝气（G7-2），主要污染物为 N-甲基吡咯烷酮。

冷凝过程会产生废水（W7-1），主要污染物为 N-甲基吡咯烷酮、水。

④升温汽化初采

塔釜内剩余物料经 4-2#塔塔釜泵送入 4-2#塔中部塔内到指定液位。用蒸汽加热 4-2#塔再沸器（E-4301），塔釜中物料汽化，汽化后的物料上升到塔顶，经 4-2#塔一级冷凝器（E-4302）和 4-1#塔二级冷凝器（E-4303）冷凝后进入 4-3#塔回流罐（V-4301）经 4-3#塔回流泵（P-4302A/B）打入塔内做回流，回流一段时间采出作为产品。

二级冷凝器会产生少量不凝气（G7-3），主要污染物为 N-甲基吡咯烷酮。

冷却器会产生少量不凝气（G7-4），主要污染物为 N-甲基吡咯烷酮。

塔顶采出罐暂存会产生少量不凝气（G7-5），主要污染物为 N-甲基吡咯烷酮。

⑤产品采出脱重

塔釜内剩余物料经 4-3#塔塔釜泵送入 4-3#塔中部塔内到指定液位。塔釜用蒸汽加热 4-3#塔再沸器（E-4401），汽化后的物料上升到塔顶，经 4-3#塔一级冷凝器（E-4402）和 4-3#塔二级冷凝器（E-4403）冷凝后进入 4-3#塔回流罐（V-4401）经 4-3#塔回流泵打入塔内做回流，回流一段时间后，采出产品，采出输送到 4-1#塔进料预热器（E-4204）经 4-产品冷却器（E-4205）进入到 4-3#塔产品罐（4-3#塔产品罐）缓存，再由 4-3#塔产品泵（P-4501A/B）输送到界区外。

二级冷凝器会产生少量不凝气（G7-6），主要污染物为 N-甲基吡咯烷酮。

产品冷却器会产生少量不凝气（G7-7），主要污染物为 N-甲基吡咯烷酮。

产品罐暂存会产生少量不凝气（G7-8），主要污染物为 N-甲基吡咯烷酮。

⑥刮板工序

产品采出后，塔釜物料经 4-3#塔塔釜泵（P-4401A/B）排放至 4-3#塔残液罐（V-4503）中暂存后进入刮板蒸发工段处理。

4-3#塔残液罐（V-4503）残液经泵送往 V-3601 中，残液经 3-刮板预热器加热后进入到 E-3603 3-刮板蒸发器中，汽化的物料经 3-刮板冷凝器（E-3602）冷凝后进入 3-刮板接收罐（V-3602A/B）中，分离出产品，刮板底部物料作为固废进入到 3-刮板残液罐（V-3603）中经 3-刮板残液泵输送去焚烧。

残液罐废气（G7-8），主要污染物为N-甲基吡咯烷酮；

残液缓冲罐废气（G7-10），主要污染物为N-甲基吡咯烷酮；

冷凝器产生的不凝气（G7-11），主要污染物为N-甲基吡咯烷酮；

刮板接收罐暂存废气（G7-12），主要污染物为N-甲基吡咯烷酮；

刮板废液（S7-1），主要污染物为N-甲基吡咯烷酮、N-甲基丁二酰胺 3-羟基-N-甲基哌嗪、聚偏氟乙烯；

废液处理工艺流程如图 3.5-7 所示。

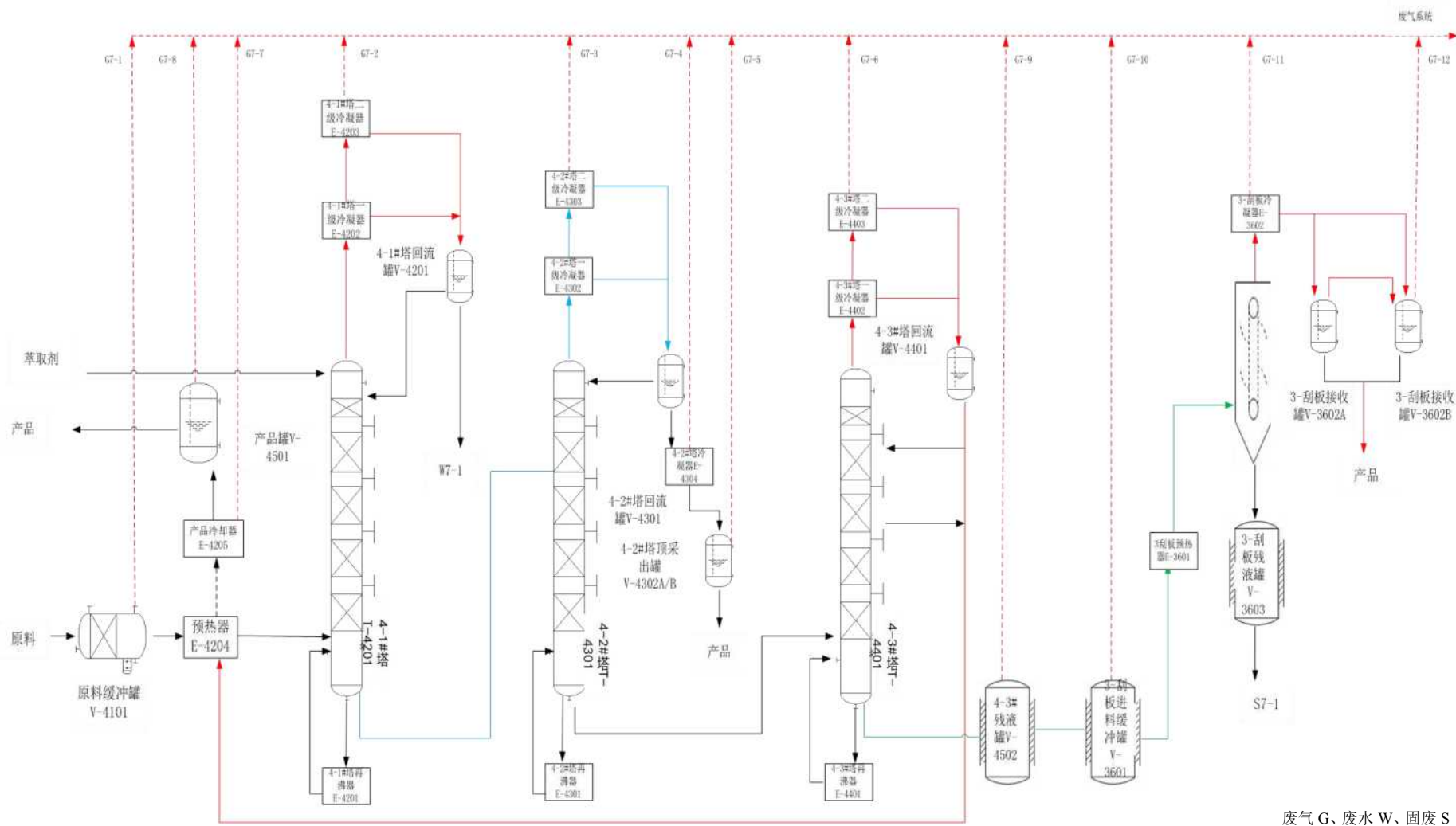


图 3.5-7 N-甲基吡咯烷酮废液生产工艺图

表 3.5-7 N-甲基吡咯烷酮废液生产排污节点表

类别	序号	产生工序	主要污染物	特征	处理措施
废气	G7-1	进料工序	N-甲基吡咯烷酮	连续	3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝+38m 排气筒 1 套 (DA001)
	G7-2	升温脱水冷凝工序	N-甲基吡咯烷酮		
	G7-3	升温初采二级冷凝工序	N-甲基吡咯烷酮		
	G7-4	升温初采冷凝工序	N-甲基吡咯烷酮		
	G7-5	塔顶采出罐暂存	N-甲基吡咯烷酮		
	G7-6	产品采出二级冷凝工序	N-甲基吡咯烷酮		
	G7-7	产品冷却工序	N-甲基吡咯烷酮		
	G7-8	产品罐	N-甲基吡咯烷酮		
	G7-9	残液罐	N-甲基吡咯烷酮		
	G7-10	残液缓冲罐	N-甲基吡咯烷酮		
	G7-11	刮板冷凝器	N-甲基吡咯烷酮		
	G7-12	刮板接收罐	N-甲基吡咯烷酮		
废水	W7-1	升温脱水冷凝工序	N-甲基吡咯烷酮		排入厂区废水处理站处理
固废	S7-1	刮板工序	N-甲基吡咯烷酮、N-甲基丁二酰胺、3-羟基-N-甲基哌嗪、聚偏氟乙烯		送焚烧炉处理

3.5.1.8 N-甲基甲酰胺废液处理工艺流程

生产原理：废液通过输送泵送入回收装置内处理。处理过程分别经过蒸馏釜、分离器等设备，分别去除废液中的水，回收得到可用部分。

N-甲基甲酰胺采用三塔连续减压工艺进行处理，主工艺为一塔为一次脱水，二塔水采产品，三塔为采+脱重，刮板工序进一步分离残液。

工艺流程简述：

①进料前准备

当更换原料生产前，应使用清水清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在实验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

N-甲基甲酰胺废液经 4-1#塔进料泵送入 4-1#塔（4-1#塔）中部到指定液位。

原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G8-1），主要污染物为 N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚。

③升温脱水

用蒸汽加热 4-1#塔再沸器（E-4201），塔釜内水开始汽化，汽化后的物料上升到塔顶，经 4-1#塔一级冷凝器（E-4202）和 4-1#塔二级冷凝器（E-4203）冷凝，

冷凝温度 50℃，冷凝液进入 4-1#塔回流罐（V-4201）经 4-1#塔回流泵（P-4202A/B）根据冷凝液情况打入塔内做回流，回流一段时间有机物浓度降低后，废水采出输送到污水处理站。

冷凝器冷凝过程会产生少量不凝气（G8-2），主要污染物为 N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚。

冷凝过程会产生废水（W8-1），主要污染物为 N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚水。

④升温汽化初采

塔釜内剩余物料经 4-2#塔塔釜泵送入 4-2#塔中部塔内到指定液位。用蒸汽加热 4-2#塔再沸器（E-4301），塔釜中物料汽化，汽化后的物料上升到塔顶，经 4-2#塔一级冷凝器（E-4302）和 4-1#塔二级冷凝器（E-4303）冷凝后进入 4-3#塔回流罐（V-4301）经 4-3#塔回流泵（P-4302A/B）打入塔内做回流，回流一段时间采出作为产品。

二级冷凝器会产生少量不凝气（G8-3），主要污染物为 N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚。

冷却器会产生少量不凝气（G8-4），主要污染物为 N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚。

塔顶采出罐暂存会产生少量不凝气（G8-5），主要污染物为 N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚。

⑤产品采出脱重

塔釜内剩余物料经 4-3#塔塔釜泵送入 4-3#塔中部塔内到指定液位。塔釜用蒸汽加热 4-3#塔再沸器（E-4401），汽化后的物料上升到塔顶，经 4-3#塔一级冷凝器（E-4402）和 4-3#塔二级冷凝器（E-4403）冷凝后进入 4-3#塔回流罐（V-4401）经 4-3#塔回流泵打入塔内做回流，回流一段时间后，采出产品，采出输送到 4-1#塔进料预热器（E-4204）经 4-产品冷却器（E-4205）进入到 4-3#塔产品罐（4-3#塔产品罐）缓存，再由 4-3#塔产品泵（P-4501A/B）输送到界区外。

二级冷凝器会产生少量不凝气（G8-6），主要污染物为 N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚。

产品冷却器会产生少量不凝气（G8-7），主要污染物为 N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚。

产品罐暂存会产生少量不凝气（G8-8），主要污染物为N-甲基甲酰胺、乙二醇甲醚。

⑥刮板工序

产品采出后，塔釜物料经4-3#塔塔釜泵（P-4401A/B）排放至4-3#塔残液罐（V-4503）中暂存后进入刮板蒸发工段处理。

4-3#塔残液罐（V-4503）残液经泵送往V-3601中，残液经3-刮板预热器加热后进入到E-3603 3-刮板蒸发器中，汽化的物料经3-刮板冷凝器（E-3602）冷凝后进入3-刮板接收罐（V-3602A/B）中，分离出产品，刮板底部物料作为固废进入到3-刮板残液罐（V-3603）中经3-刮板残液泵输送去焚烧。

残液罐废气（G8-9），主要污染物为N-甲基甲酰胺、乙二醇甲醚；

残液缓冲罐废气（G8-10），主要污染物为N-甲基甲酰胺、乙二醇甲醚；

冷凝器产生的不凝气（G8-11），主要污染物为N-甲基甲酰胺、乙二醇甲醚；

刮板接收罐暂存废气（G8-12），主要污染物为N-甲基甲酰胺、乙二醇甲醚；

刮板废液（S8-1），主要污染物为N-甲基甲酰胺、乙二醇甲醚、1-(2-羟基乙基)哌嗪、乙二醇丁醚、1,3-二乙基-1,3-二唑烷、水、其他杂质（光刻胶）；

废液处理工艺流程如图3.5-8所示。

表 3.5-8 N-甲基甲酰胺废液生产排污节点表

类别	序号	产生工序	主要污染物	特征	处理措施
废气	G8-1	进料工序	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚	连续	3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝+38m 排气筒 1 套 (DA001)
	G8-2	升温脱水冷凝工序	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
	G8-3	升温初采二级冷凝工序	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
	G8-4	升温初采冷凝工序	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
	G8-5	塔顶采出罐暂存	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
	G8-6	产品采出二级冷凝工序	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
	G8-7	产品冷却工序	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
	G8-8	产品罐	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
	G8-9	残液罐	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
	G8-10	残液缓冲罐	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
	G8-11	刮板冷凝器	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
	G8-12	刮板接收罐	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚		
废水	W8-1	升温脱水冷凝工序	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚、水		排入厂区废水处理站处理
固废	S8-1	刮板工序	N-甲基甲酰胺、二乙二醇甲醚、1-(2-羟基乙基)哌嗪、二乙二醇丁醚、1,3-二乙基-1,3 二唑烷、水、其他杂质（光刻胶）		送焚烧炉处理

3.5.1.9 共沸剂回收工艺流程

粗共沸剂产生于异丙醇废液处理过程、丁酮废液处理过程以及丙二醇甲醚乙酸酯、丙二醇甲醚废液处理过程产生。

粗共沸剂环己烷用间歇精馏操作，处理批次 6000kg，按先脱前馏分、过渡馏分、产品环己烷三个阶段进行操作。

流程描述如下：

①原料进料

粗环己烷储存在粗共沸剂罐内，每种废液由相应工段泵进到3-间歇塔精馏釜A（V-3202）中，

粗共沸剂罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G9-1），主要污染物为环己烷。

粗共沸剂罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G10-1），主要污染物为环己烷。

粗共沸剂罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G11-1），主要污染物为环己烷。

②脱前馏分及过度馏分

塔釜采用强制循环再沸器进行加热，汽化后的物料气不断上升到塔顶，经3-间歇塔一级冷凝器A（E-3202）和3-间歇塔二级冷凝器A（E-3203）冷凝后进入3-间歇塔回流罐A（V-3203）中，由3-间歇塔回流泵A（P-3202A1/A2）一部分回流，一部分采出进到3-间歇塔采出冷却器（E-3204）进入到3-间歇塔废液罐A（V-3304）。

第二阶段为采出过渡馏分阶段，汽化后的物料经3-间歇塔一级冷凝器A（E-3202）和3-间歇塔二级冷凝器A（E-3203）冷凝后进入3-间歇塔回流罐A（V-3203）中，由3-间歇塔回流泵A（P-3202A1/A2）一部分回流，一部分采出进到3-间歇塔采出冷却器（E-3204）进入到3-间歇塔过渡馏分罐A（V-3301），再泵回间歇塔回流，多次回流最终将环己烷与杂质分离。

冷凝器冷凝过程会产生少量不凝气（G9-2、G10-2、G11-2），主要污染物为环己烷。

分项冷却器会产生少量不凝气（G9-3、G10-3、G11-3），主要污染物为环己烷。

采出冷却器冷凝过程会产生少量不凝气（G9-4、G10-4、G11-4），主要污染物为环己烷。

废液罐暂存废气（G9-5、G10-5、G11-5），主要污染物为环己烷。

精馏釜残（S9-1），主要污染物为异丙醇。

精馏釜残（S10-1），主要污染物为丁酮、环己烷。

精馏釜残（S11-1），主要污染物为丙二醇甲醚。

精馏前馏分（S9-2），主要污染物为异丙醇、环己烷。

精馏前馏分（S10-2），主要污染物为丁酮、环己烷。

精馏前馏分（S11-2），主要污染物为丙二醇甲醚、环己烷。

③共沸剂产出

第三阶段为采产品阶段，汽化后的物料经 3-间歇塔一级冷凝器 A（E-3202）和 3-间歇塔二级冷凝器 A（E-3203）冷凝后进入 3-间歇塔回流罐 A（V-3203）中，由 3-间歇塔回流泵 A 一部分回流，一部分采出进到 3-间歇塔采出冷却器（E-3204）进入到共沸剂罐。

共沸剂罐暂存废气（G9-6、G10-6、G11-6），主要污染物为环己烷。

表 3.5-9 粗共沸剂废液生产排污节点表

类别	序号	产生工序	主要污染物	特征	处理措施
废气	G9-1	粗共沸剂暂存	环己烷	间歇	3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝 +半干急冷+干式反应+布袋 除尘+二级洗涤+湿电除尘 +SCR 脱硝+38m 排气筒 1 套 (DA001)
	G9-2	二级冷凝器冷凝	环己烷		
	G9-3	分项冷却器冷凝	环己烷		
	G9-4	采出冷却器	环己烷		
	G9-5	废液罐暂存	环己烷		
	G9-6	共沸剂罐暂存	环己烷		
	G10-1	粗共沸剂暂存	环己烷		
	G10-2	二级冷凝器冷凝	环己烷		
	G10-3	分项冷却器冷凝	环己烷		
	G10-4	采出冷却器	环己烷		
	G10-5	废液罐暂存	环己烷		
	G10-6	共沸剂罐暂存	环己烷		
	G11-1	粗共沸剂暂存	环己烷		
	G11-2	二级冷凝器冷凝	环己烷		
	G12-3	分项冷却器冷凝	环己烷		
G13-4	采出冷却器	环己烷			
G14-5	废液罐暂存	环己烷			
G15-6	共沸剂罐暂存	环己烷			
固废	S9-1	精馏釜残	异丙醇		送焚烧炉处理
	S9-2	精馏前馏分	异丙醇、环己烷		
	S10-1	精馏釜残	丁酮、环己烷		
	S10-2	精馏前馏分	丁酮、环己烷		
	S11-1	精馏釜残	丙二醇甲醚、环己烷		
	S11-2	精馏前馏分	丙二醇甲醚、环己烷		

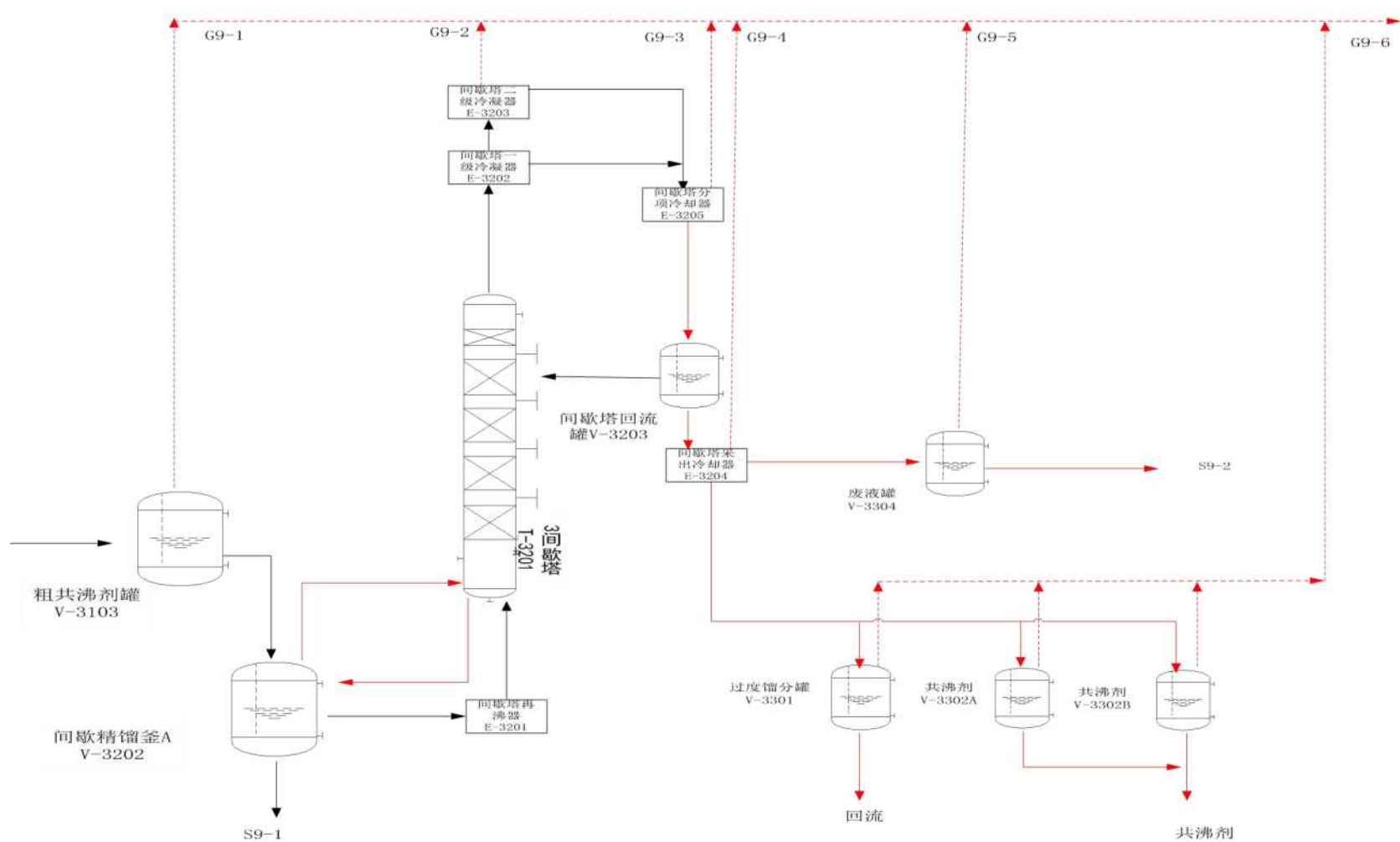


图 3.5-9 粗共沸剂（异丙醇废液）处理工艺流程图

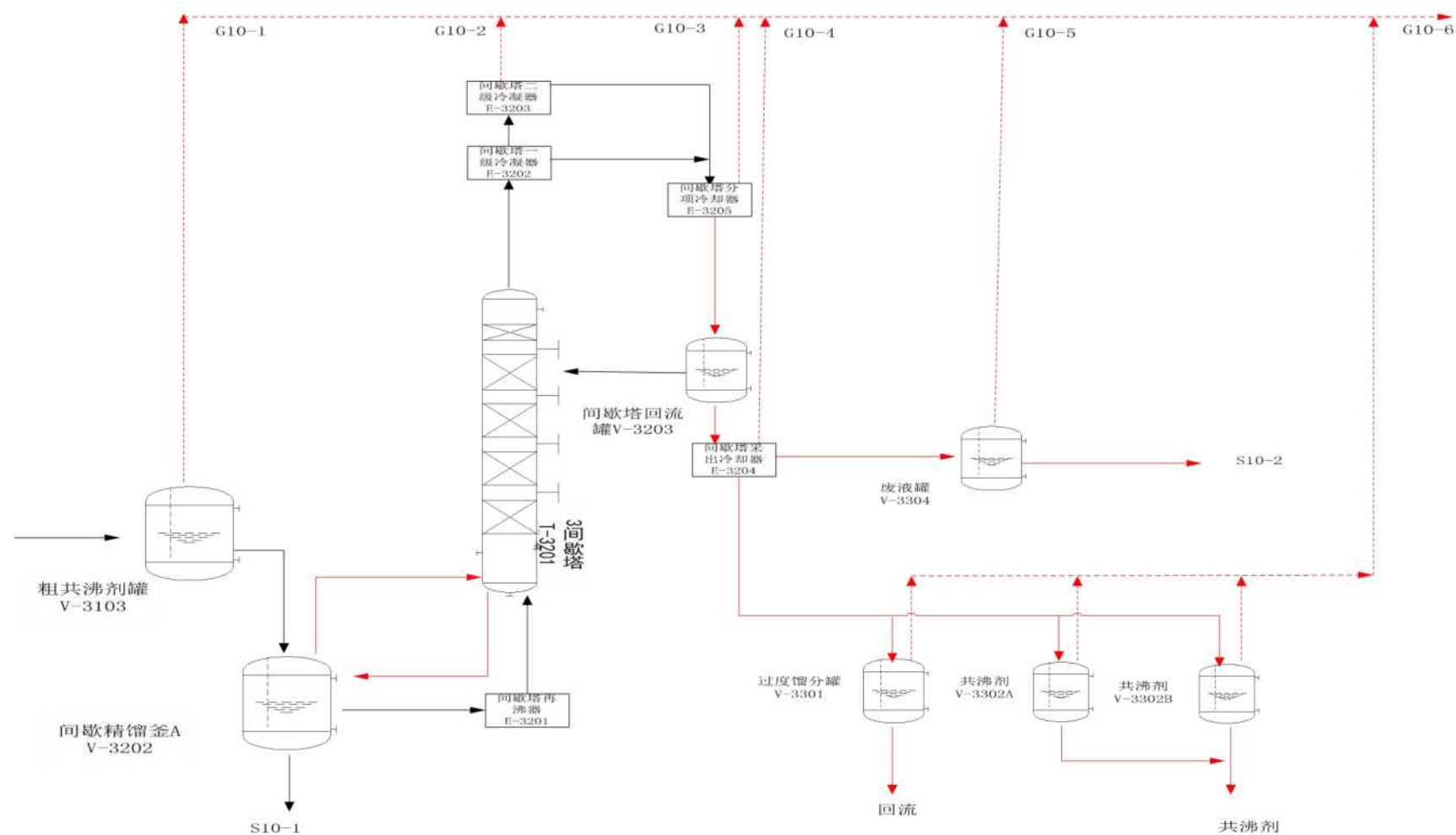


图 3.5-10 粗共沸剂（丁酮废液）处理工艺流程图

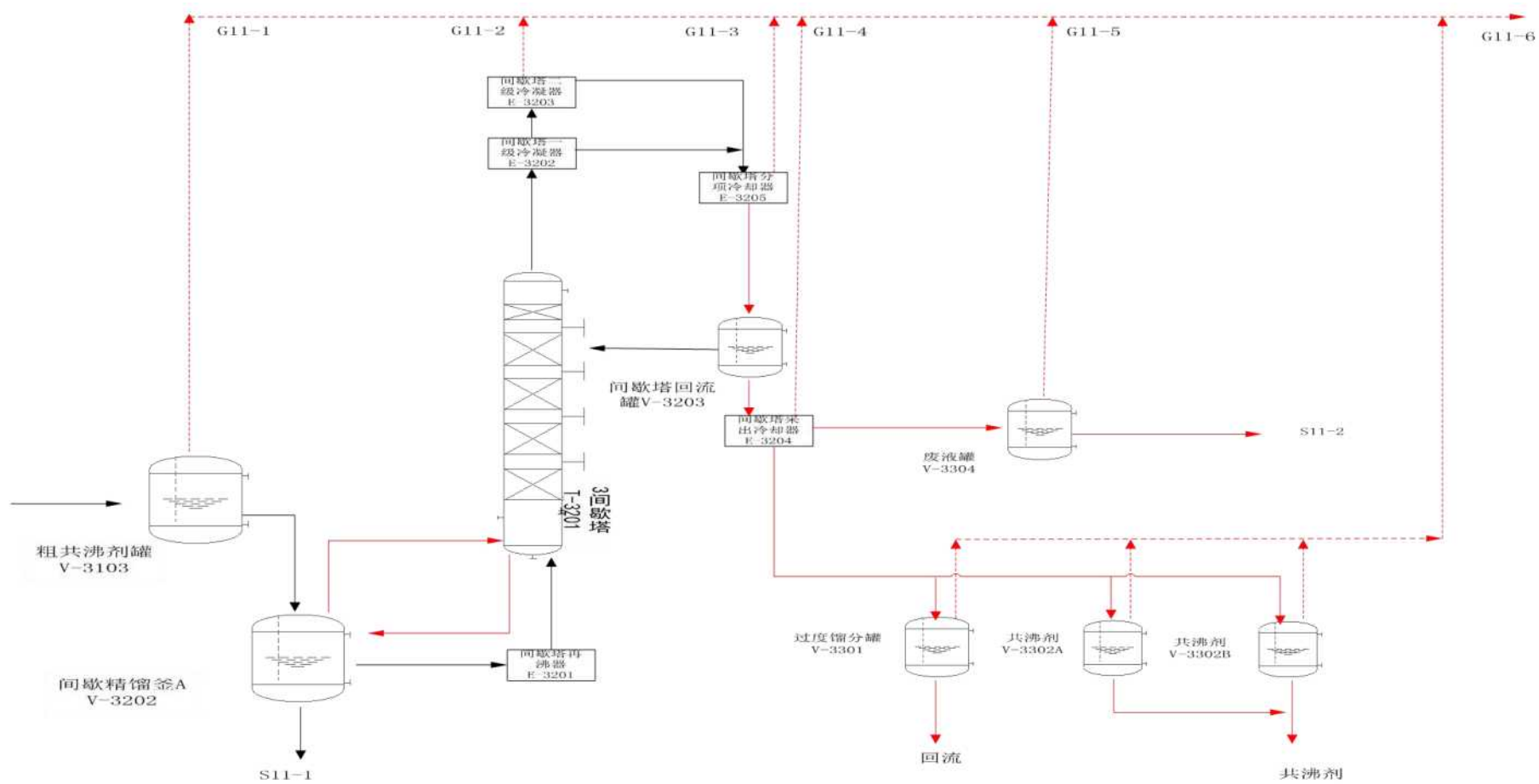


图 3.5-11 粗共沸剂（丙二醇甲醚废液）处理工艺流程图

3.5.1.10 焚烧炉

针对厂区内产生的废液及有机废气，本项目在厂区内建设一套焚烧炉装置。

焚烧装置设计最大焚烧规模 5000 吨/年，本厂内废溶剂回收过程所产生的精馏残液、难处理的高浓度废水及收集的有机废气送焚烧装置焚烧处理。焚烧系统采用立式废气废液综合焚烧炉，处理能力及指标见下表。

表 3.5-10 焚烧系统处理能力及指标

项目	焚烧炉进料量	
	废气	废水
设计年处理最大量	5000t/a	
项目核算全年处理量	1843.2 万 m ³ （废气包括空气及污染物，其中污染物 475.022t）	1232.427t（废液）
	进入焚烧炉 1707.449t	
按年运行 7200 小时计		
辅助燃料：天然气+沼气		

表 3.5-11 焚烧系统参数

主要生产单元	主要工艺	生产设施	设施参数	计量单位	
焚烧生产单元	焚烧及余热利用	焚烧及余热利用系统	焚烧炉型式（回转窑、热解炉、其他）	/	立式废液废气焚烧炉
			处理能力	t/d	5000
			焚烧炉温度	℃	≥1100
			二燃室温度（若有）	℃	≥1100
			三燃室温度（若有）	℃	无
			烟气停留时间	s	≥2 S
			燃烧效率	%	≥99.9%
			焚毁去除率	%	≥99.99%
		热灼减率	%	<5%	
				余热锅炉（若有）	额定蒸发量
		软化水制备设施	处理能力	t/h	6

(1) 工艺流程

焚烧炉处理工艺见图 3.5-1。

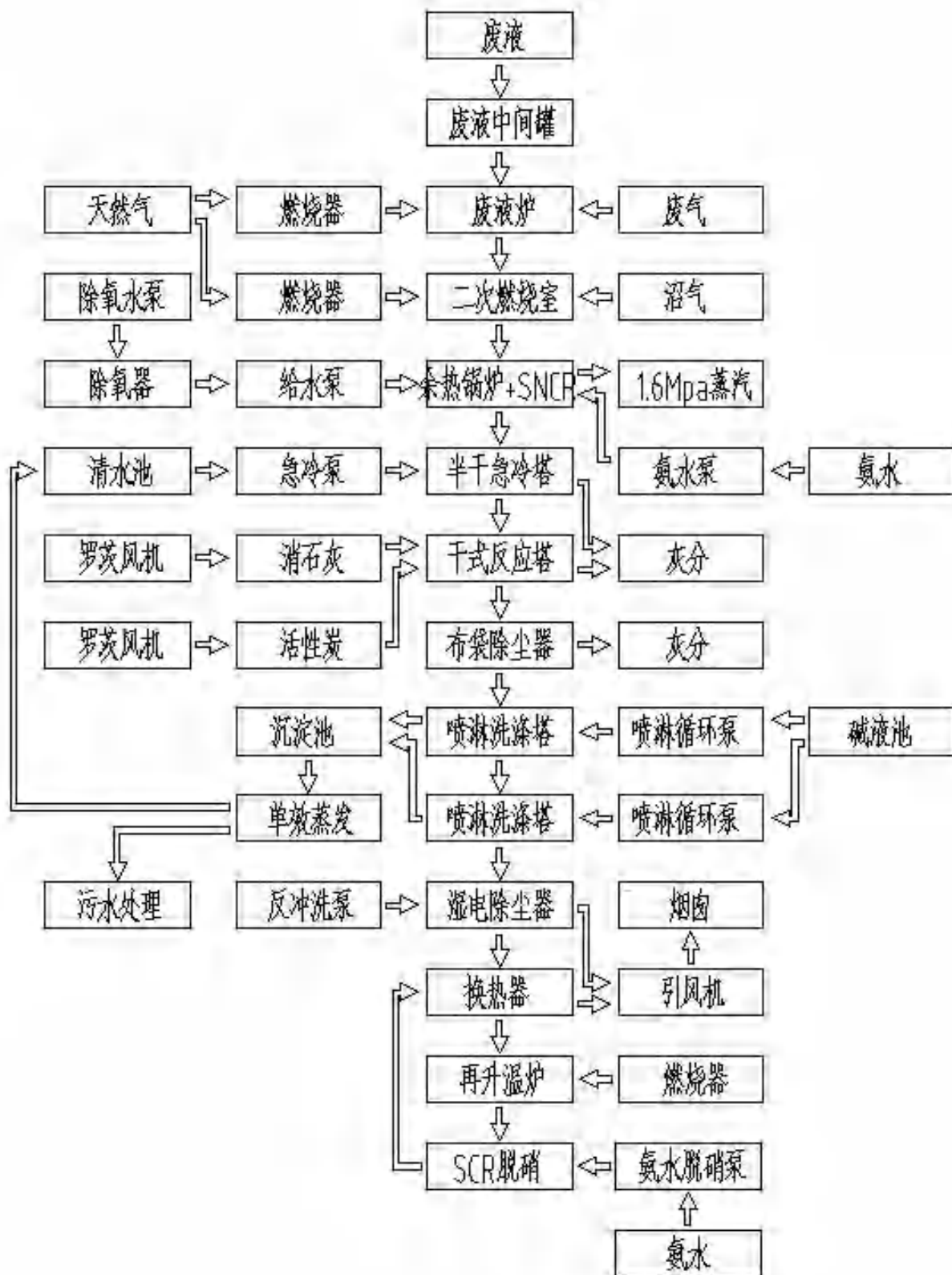


图 3.5-12 焚烧系统工艺流程及产污环节工艺流程图

项目焚烧炉原料主要是废有机溶剂回收利用后无法再利用的液态危废和有机废气。有机废气收集后直接进焚烧炉焚烧，废液收集到废液储罐储存，然后由泵输送到焚烧炉焚烧。

①废物进料系统

废液进料系统：废液根据热值高低分别储存和焚烧处理。高、低热值废液分别储存在储罐内，配料经过滤器和废液输送泵输送至焚烧装置区废液中间罐内，然后通过废液雾化泵、废液喷枪喷入焚烧炉内进行焚烧处理。

废气进料系统：精馏回收系统产生的有机废气通过气体缓冲罐+防爆废气风机，阻火器双重阻火装置，最后通过蒸汽喷射装置引入炉内。

②焚烧氧化系统

启炉前，检查焚烧炉系统具备点火启炉条件后，先将送引风机打开，吹扫炉内残留气体与其它易燃易爆气体，防止点火后爆炸。

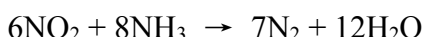
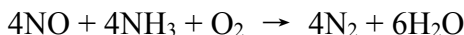
点火燃烧器点火前，先将燃烧器补氧风机打开，吹扫炉膛五分钟。助燃燃料经管路输送，由点火燃烧器点火，控制燃烧器出力使废液炉内温度按照启炉升温曲线慢慢升高。

待废液炉温度升高至 1100℃以上后，废液开始进料。废液经过雾化喷枪在压缩空气的压力雾化后从废液炉顶部喷入废液炉焚烧，生产装置、罐区装置卸车栈台装车过程中产生的废气可通过气体缓冲罐+防爆废气风机，阻火器双重阻火装置，最后通过蒸汽喷射装置引入炉内焚烧，废液炉内焚烧温度 $\geq 1100^{\circ}\text{C}$ ，烟气停留时间 $\geq 2\text{s}$ 。灰分沉降在废液炉底部经过水夹套刮板出渣机排出收集。可采用污水站沼气及天然气作为助燃燃料，自动控制焚烧炉内温度，减少燃料消耗量。

一次燃烧室废液废气焚烧产生的烟气在二次燃烧室内进一步焚烧，控制炉膛温度在 1100℃以上，使焚烧更完全，达到无烟、无臭、无二次污染的效果，烟气在二燃室内室停留时间 2.5s 以上，使烟气中的微量有机物及二噁英类物质得以充分分解，分解效率超过 99.9%，确保烟气中未分解的有机成分及碳颗粒在 1100℃以上的温度下完全分解。通过补氧风机变频控制，采用板式换热器将补氧风换热将至 150℃送入焚烧炉，确保二燃室烟气湍流。二燃室顶部设计紧急排放烟囱及防爆门，紧急情况下自动打开。在灰分沉降在二燃室底部经过水夹套刮板出渣机排出收集。

③SNCR 脱硝系统

经过二次燃烧后的烟气进入两回程顶进顶出形式膜式壁余热锅炉，通过与锅炉壁内的水换热产生 1.6Mpa 蒸汽，同时降低烟气的温度。在余热锅炉的膜式壁上，950℃~1050℃温度区间设置 SNCR 脱硝装置，通过压缩空气雾化把氨水溶液喷入锅炉内腔。采用压缩空气雾化喷入浓度为 15%的氨水溶液，氨水经压缩空气喷射雾化后喷入脱硝装置，降低烟气中 NO_x 的含量，脱硝效率可达 50%左右。在高温条件下与烟气中的 NO_x 充分反应，可有效去除 NO_x，反应方程式如下：



剩余的 NO_x 在后续碱吸收过程中进一步去除。在不添加催化剂的条件下，氨与氮氧化物的化学反应温度为 950℃，焚烧炉温度基本稳定在 1100℃，产生的烟气直接进入 SNCR 脱硝系统，不用额外增加热源，即可使反应顺利进行。

SNCR 脱硝装置是由耐火材料、保温材料、绝热材料组成的腔体。炉墙是以高温耐火泥制作衬，中间是隔热材料，外层是保温材料，减少炉体的热损失，提高热能利用量。氨水的提供装置由：氨水罐、氨水卸氨泵、氨水吸收槽、氨水泵、氨水回流管路等。

④余热回收系统

SNCR 脱硝装置出来的烟气进入膜式壁余热锅炉，烟气经水冷段降温后进入蒸发段，与对流管束进行换热，产生回收 1.6Mpa（G），204.3℃的低压饱和蒸汽，与此同时烟气温度降低到 520~570℃左右进入半干式急冷塔，底部灰渣经双重锤翻板阀过渡后落入底部灰箱。

⑤半干急冷塔系统

从余热回收系统出来的 550℃高温烟气直接进入半干急冷塔进行化学反应和再次降温，达到急冷的目的。半干急冷塔原理：借助于国内外喷雾干燥机的原理，充分对能源和热源进行利用，生成产品颗粒，急冷塔的产物颗粒，它是烟尘和碱液的中和产物，主要成分为盐。液滴由某一初速度喷出，由于空气的阻力逐渐减速，这一阶段为减速阶段，当颗粒重力与所受空气阻力相等时，颗粒由减速运动变为等速向下运动，直至成品落下至收集仓。烟气急冷的过程，实际上也就是雾液吸热蒸发的过程。对于二恶英、汞等重金属物质。由于急冷过程可以使得汽化状态下的有害物质迅速固化，落入碱液循环池。

具体工艺：急冷塔碱液循环池内的碱液经沉淀后进入清液池，清液池内经进液池调好 pH 后的弱碱液经两级过滤后由加压泵输送，经反应塔顶部的双流体喷嘴送入反应塔内，碱液被双流体喷嘴雾化成细微雾滴，被雾化的水雾受向上的热烟气作用，在喷嘴附近形成一个雾滴悬浮的高密度区域，通过调节碱液量来控制温度在 1s 内迅速降低到 200℃ 以下，从而有效地抑制了二噁英的再生成。急冷调节阀可根据半干急冷塔出口温度自动调节喷水量，控制半干急冷塔出口烟气温度在 180~200℃ 之间。在降温的同时，烟气中的一些火星被喷入的水雾熄灭，保护后续布袋不被烧坏。

烟气急冷时间和停留时间的控制根据出口烟气温度，通过自动控制变频调节急冷泵来调整喷入的急冷液量，使得液量和烟气量成一定的比例关系，从而确保烟气急冷时间控制在 1s 之内；同时通过调节碱水量，保证出口烟气维持在 200~220℃ 左右。

⑥干式反应塔

随后烟气进入干式反应塔，装置设有消石灰和活性炭贮槽，消石灰和活性炭分别由定量给料器给料后经高压罗茨风机气力输送，在干式吸收塔底部文丘里管喷入，与烟气混合后与尾气反应，喷入消石灰与活性炭去除吸收烟气中的酸性气体、二噁英类物质及重金属物成分，进一步净化尾气。

半干急冷塔及干式吸收塔共用“船型”出灰结构，由底部刮板输送机+双重锤密封阀联合密封出灰。

半干式吸收塔的性能特点有①喷水量由设备自动控制，水量均匀连续，不产生废水排放。②高温烟气在急冷塔内被瞬间冷却，出口烟气温度越 200~220℃，有效抑制二噁英的产生；③自动控制，运行可靠、方便。④操作简单，易于维护。⑤雾化采用双流体喷头，雾化粒径小，雾化效果好。⑥半干式吸收塔采用热稳定好、化学稳定性好的浇筑材料。具有良好的抗酸抗碱性，设备无腐蚀、堵塞现象。

⑦除尘系统

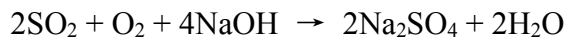
干式反应塔出来的烟气将进入气箱式脉冲行吹布袋除尘器，去除烟气中滞留的细微粉尘。在进布袋除尘器之前，在烟道上设置了活性炭添加装置和石灰添加装置。活性炭和石灰粉末利用高压风机输送，定量的向烟道中喷入粉状活性炭和石灰。活性炭喷入反应器内，在低温（220℃）下二噁英类物质极易被活性炭吸附，活性炭同烟气混合，进行初步吸附，混合后的烟气均匀进入布袋除尘器。一部分

粉状颗粒被吸附到滤袋表面，在滤袋表面继续吸附提高二噁英类物质的去除率。石灰粉末喷入反应器内，石灰不仅能够将烟气中的水气吸收，而且能够中和烟气中的酸性气体。从而保护了布袋，使布袋长久的使用，而且净化了烟气中的酸性物质。当含尘气体从进风口进入布袋除尘器后，布袋除尘器灰仓飞灰由底部螺旋输送机+星型卸料器联合密封出灰。除尘器脉冲压缩空气采用蒸汽伴热，确保压缩空气不含湿气，防止产生露点腐蚀。出灰仓采用蒸汽盘管伴热及电加热，确保灰仓温度在 145℃ 以上，防止露点腐蚀。布袋除尘器收集的飞灰包括焚烧产生的飞灰及吸附了污染物的消石灰和活性炭粉末。

⑧喷淋洗涤塔

布袋除尘器出口烟气进入两级喷淋洗涤塔，除尘后的烟气从底部进入一级预冷喷淋塔，烟气流向和碱液流向相反，与喷入的碱液充分混合，水被蒸发的同时烟气温度降低至 80~90℃。降温后的烟气再从一级预冷喷淋塔顶部排出再从底部进入二级喷淋洗涤塔，与喷入的碱液在填料层的均布、混合下，充分反应、中和，除去烟气中的酸性气体，酸吸收效率≥90%，烟气出口温度≤80℃，经过酸碱中和反应之后产生的盐溶液存放在盐水暂存池，按时通过单效蒸发析出盐结晶，冷凝水去清水池回用至急冷塔。

反应基本方程式如下：



除酸过程中的碱液循环使用，当循环溶液的 pH 值或盐度超过一定标准时，排泄部分循环液，补充新鲜碱液，排泄的循环液进行单效蒸发。

⑨湿式电除尘器

脱酸后的烟气进入湿式电除尘器，捕捉细微粉尘的同时除去烟气中的水雾，进一步减少烟囱排放白烟。原理烟气在湿电除尘器的阴极管、阳极管作用下，除去碱水蒸发后的粉尘颗粒、气溶胶及细小液滴，湿电除尘器设计反冲洗喷淋，定时清洗排出内部粉尘。

⑩SCR 脱硝

SCR 脱硝系统，技术原理为：在催化剂作用下，向温度约 280~420℃ 的烟气中喷入氨，将 NO_x 还原成 N₂ 和 H₂O。它没有副产物，不形成二次污染，装置结构简单，并且脱除效率高（可达 90% 以上），运行可靠，便于维护等优点。

烟气再通过换热器与 SCR 出口烟气换热后进入再升温炉将烟气加热至 200℃

以上再进入 SCR 脱硝装置，SCR 上升管上设计氨水雾化喷枪，烟气与喷入的氨水经过静态混合器及内置导流板充分混合后进入 SCR 本体，在内部贵金属催化剂作用下，烟气与喷入的氨水反应，脱除其中的氮氧化物，SCR 出口设计氨逃逸检测仪，氨水计量装置与氨逃逸检测仪联锁，防止出现氨水过喷、欠喷现象。SCR 出口烟气再经过换热器进行余热回收，提高湿电出口烟气温度减少再升温炉燃料消耗。当 SCR 前氮氧化物检测仪检测到数据达标时打开 SCR 旁通阀，关闭 SCR 正通阀，烟气直接通过烟囱排放。

石灰仓、碳粉仓顶部采用硅胶条整体密封，废气通过罗茨风机吹入干式反应塔后经过布袋处理。

飞灰仓废气由上部滤袋过滤后进入洗涤塔处理。

表 3.5-11 焚烧系统运行参数

设备	名称	参数
废液炉	废液炉出口烟气量	6800 Nm ³ /h
	废液炉工作温度	≥1100℃
二次燃烧室	二次室出口烟气量	8500 Nm ³ /h
	二燃室工作温度	>1100 °C
	二燃室烟气温度	>1100 °C
余热锅炉	进口烟气量	8500 Nm ₃ /h
	额定蒸发量	3500 Kg/h
	额定蒸汽压力	1.6 MPa
	进口烟气温度	1050℃
半干急冷塔	排烟温度	520-570℃
	进口烟气温度	520-570℃
	出口烟气温度	200℃
	进口烟气量	8500 Nm ³ /h
干式反应器	出口烟气量	10700 Nm ³ /h
	进口烟气温度	200℃
	进口烟气量	10700 Nm ³ /h
布袋除尘器	出口烟气量	11000 Nm ³ /h
	进口烟气温度	180-200℃
	出口烟气温度	160℃
喷淋洗涤塔	进口烟气流量	11000Nm ³ /h
	一级喷淋预冷塔进口烟气温度	140-150℃
	一级喷淋预冷塔出口烟气温度	80-90℃
	二级喷淋预冷塔出口烟气量	11000 Nm ³ /h
湿电除尘	二级喷淋吸收塔出口烟气温度	60-80℃
	进口操作烟气量	11000Nm ³ /h
	进口烟气温度	<80℃
SCR 低温脱硝	进口烟气压力	/
	烟气量	11000 Nm ³ /h
	脱硝效率	≥90 %
	氨逃逸率	≤5 ppm

	进口烟气温度	170~180 °C
烟囱	烟囱高度	38m
	烟气温度	80~120°C
	烟气流量	11000Nm ³ /h

3.5.1.11 灌装及装卸车流程

（1）罐装原料卸车工艺流程：

本项目罐区拟储存废剥离液剥离液(N-甲基甲酰胺与乙二醇甲醚的混合液废液)、废稀释剂(乙二醇甲醚与乙二醇甲醚醋酸酯混合液)废液、异丙醇废液、废 NMP (N-甲基吡咯烷酮) 废液、甲醇丙酮废液、乙腈废液、丁酮废液、四氢呋喃废液以及成品甲醇、丙酮、异丙醇、乙腈、丁酮、四氢呋喃、乙二醇甲醚、乙二醇甲醚乙酸酯、N-甲基吡咯烷酮、N-甲基甲酰胺与乙二醇甲醚的混合液。

自各企业收集而来，由专用罐车运输至厂区内，采用鹤管卸车。车辆进厂后停靠在罐区装卸场，经取样化验检测合格后，连接好接地线和静电接地报警仪，静止 15min 清除静电，鹤管接下部卸车口，开泵将罐车内废液打入相应的废液储罐内。拟在卸料管道上设置切断阀，与储罐液位进行联锁控制，液位信号远传至控制室，防止满溢。储罐液位不超过储罐高度的 90%。卸料过程废气属于大呼吸废气通过储罐泄气阀排放收集后送废气处理装置处理。日常储存过程原料罐区常压罐均设置 1.5kPa 氮封，罐上均设呼吸阀。储罐入口氮气管线设置减压阀，将氮气从 0.65MPa 减压至储罐氮封所需压力，减压阀后设置安全阀，避免超压对储罐的影响。

（2）桶装物料卸车、入罐工艺流程：

大部分原料通过危险废物运输单位专业槽车运输至本项目厂区。但仍有小部分废剥离液剥离液(N-甲基甲酰胺与乙二醇甲醚的混合液废液)、废稀释剂(乙二醇甲醚与乙二醇甲醚醋酸酯混合液)废液、废 NMP (N-甲基吡咯烷酮) 废液、甲醇丙酮废液、乙腈废液、丁酮废液、四氢呋喃废液通过桶装形式由危废运输单位运至厂区原料仓库，通过叉车搬入灌装站，卸桶操作在灌装站卸桶区进行。打开桶盖，并将专用的带有气相管及密封装置的卸料桶泵插入原料桶，启动卸桶泵，桶内原料经管道送入原料罐或精馏釜，同时通过卸桶泵上的气相管道向桶内补充氮气。原料在灌装站通过进料泵打入原料储罐的过程中，进料储罐由于液面上升和扰动产生的呼吸气收集进入原料储罐区废气处理系统，原料桶操作口产生的污

染物逸散由操作工位上设置的集风罩进行收集，收集效率按90%计，收集后经废气处理系统处理后排放。

（2）装车工艺流程：

经过蒸馏/精馏装置回收的有机溶剂经检测合格泵入相应的成品储罐。大部分产品通过罐车运输，成品装车时，罐车进入装卸场，按相应停车位停好后，连接好接地线和静电接地报警仪，静止15min清除静电，将鹤管插入罐车储罐底部，用氮气置换槽车内气体，启动打料泵，通过带有气相管及密封装置的卸车臂将产品罐区内的物料泵入槽车，同时通过气相管将槽车内的气体统一收集进入焚烧炉处理，产品罐内补入氮气维持压力平衡。各产品罐均设置2kPa氮封，罐上均设呼吸阀。入口氮气管线设置减压阀，将氮气从0.65MPa减压至所需压力，罐内压力降低时，减压阀自动打开向罐内补充氮气，减压阀后设安全阀，避免超压对罐的影响。

（3）灌装工艺流程：

少量成品甲醇、丙酮、乙腈、丁酮、四氢呋喃、丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯、N-甲基吡咯烷酮、N-甲基甲酰胺与二乙二醇甲醚的混合液由成品罐泵入灌装间进行灌装，灌装成桶装物料外运。

灌装站拟设输送泵区及自动灌装线4条，分别为2条单一灌装线：N-甲基吡咯烷酮灌装线、N-甲基甲酰胺和二乙二醇甲醚灌装线；2条多功能灌装线：一条灌装甲醇、丙酮、丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯产品，另一条灌装丁酮、四氢呋喃、乙腈产品。

叉车将空桶放置在输送机，送入带有感应升降门的密封间，灌装机自动寻口，开盖，并将包装桶自动输送到灌装枪下，带有密封装置的灌装枪降下压住桶口，形成密封。先向桶内灌装氮气，置换桶内空气，然后开始灌装，同时通过密封装置内的排气口将压出的气体经管道收集后送处理装置。灌装时桶位于称重台上，空桶上去之后自动去皮，灌装时达到设定重量后自动停止灌装，自动升枪，加盖旋紧，出口升降门打开，将桶输送出密封间，达到一定量后转入成品库储存待售。

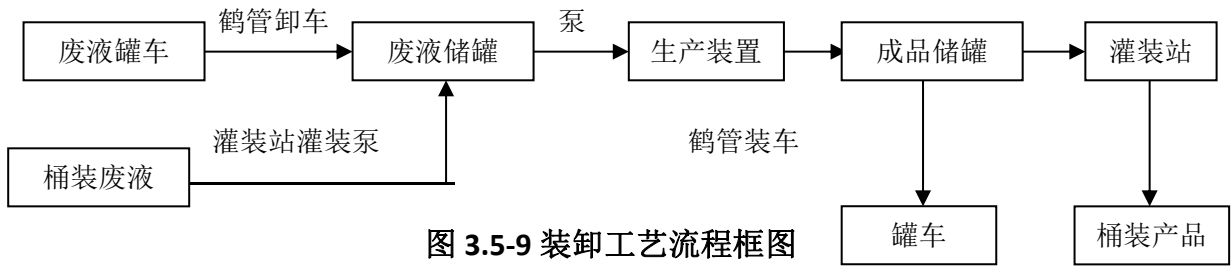


图 3.5-9 装卸工艺流程框图

3.5.1.12 项目产污节点汇总

表 3.5-9 项目工程产污节点一览表

污染因素	序号	产生环节	主要污染物	产生特征	处理措施及排放去向			
					收集	处理	排放	
废气	G	生产过程中	甲醇、丙酮、非甲烷总烃	间歇/连续	管道	焚烧炉+3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝	1 根 38m 高排气筒(DA001)	
		焚烧炉	颗粒物、二氧化硫、氮氧化物、HF、CO、二噁英类	连续	管道			
		罐区、装卸区	甲醇、丙酮、非甲烷总烃	间歇	管道			
		废水处理站	NH ₃ 、H ₂ S、恶臭、非甲烷总烃	间歇	水池密闭	碱性洗涤塔+生物滤床+活性炭吸附		1 根 27m 高排气筒(DA004)
		危废库	非甲烷总烃	间歇	危废库密闭	水洗塔+两级活性炭吸附装置		1 根 27m 高排气筒(DA002)
		灌装站	甲醇、丙酮、非甲烷总烃	间歇	集气罩+管道			
		化验室	非甲烷总烃	间歇	通风橱+管道	两级活性炭吸附装置		1 根 27m 高排气筒(DA003)
废水	W	化验室	COD、SS、BOD ₅ 、氨氮、	间歇	管道	进入厂区废水处理站处理	入园区污水处理厂	
		循环水系统	COD、SS	间歇				
		生产线产生废水	COD、SS、BOD ₅ 、氨氮、TOC、TN、TP、全盐量	间歇	管道			
		设备清洗水	COD、SS、BOD ₅ 、氨氮、TOC、TN、TP、	间歇				

沧州临海龙科环保科技有限公司 30000 吨/年有机溶剂废液回收再利用 10000 吨/年特种医药电子分析级溶剂项目（一期）环境影响报告书

污染因素	序号	产生环节	主要污染物	产生特	处理措施及排放去向					
			全盐量							
污染因素	序号	地面擦洗水	COD、SS、BOD ₅ 、氨氮、TOC、TN	间歇						
		废气治理装置	COD、SS、BOD ₅ 、氨氮、TOC、TN、全盐量	间歇						
		罐区夏季喷淋水	COD、SS	间歇						
		脱盐水制备	COD、SS、全盐量							
		厂区职工	COD、SS、氨氮、BOD ₅	间歇						
		噪声	N	蒸馏、精馏釜塔			噪声	间歇	/	减震、隔声
				泵类			噪声	间歇		
冷凝器	噪声			间歇						
固废	S	蒸馏精馏	釜残、冷凝液	间歇	专用容器	焚烧炉焚烧处理				
		厂区废水处理站	污泥	间歇	专用容器	作为危废交有资质单位处理				
			废活性炭							
		污水处理站	药剂废包装袋	间歇	专用容器					
		废气处理装置	废活性炭	间歇	专用容器					
			废污泥							
		化验室	废液	间歇	专用容器					
		焚烧炉	飞灰、炉渣	间歇	专用容器					
		检修	废润滑油	间歇	专用容器					
		检修	废润滑油桶	间歇	专用容器					
		废气在线检测	在线检测废液	间歇	专用容器					
		废气处理装置	SCR 脱硝产生废催化剂	间歇	专用容器					
		废气处理装置	焚烧废气脱酸中和后产生的废盐	间歇	专用容器					
		沼气脱硫装置	废脱硫剂	间歇	专用容器		生产厂家回收利用			
			硫磺	间歇	专用容器		外售综合利用			
厂区职工	生活垃圾	间歇	专用容器	由环卫部门统一清运处理						

3.5.2 物料平衡

本项目物料平衡核算根据企业所收废液浓度最低的原料核算产品废水量，依此办法实际生产过程中废水产生量有可能减少，不会增加；废气源强核算根据高纯溶剂挥发量进行核算，实际生产过程中废气污染物产生量不会增加。故本项目物料平衡均采用极端值进行核算“三废”产生情况。

3.5.2.1 全厂物料平衡

根据建设单位相关设计资料及生产装置反应条件，本项目生产装置物料平衡如表 3.5-10 所示。

表 3.5-10 全厂物料平衡表

类别	原料	投加量 (t/a)	类别	产出	产出量 (t/a)
原料	剥离液 (N-甲基甲酰胺和二乙二醇甲醚) 废液	9996.48	产品	剥离液 (N-甲基甲酰胺和二乙二醇甲醚)	9123.02
	NMP (N-甲基吡咯烷酮) 废液	9996.48		NMP (N-甲基吡咯烷酮)	9241.39
	IPA (异丙醇) 废液	500		IPA (异丙醇)	383.17
	稀释剂 (丙二醇甲醚和丙二醇甲醚醋酸酯) 废液	1000		稀释剂 (丙二醇甲醚和丙二醇甲醚醋酸酯)	844.287
	甲醇、丙酮废液	4999.999		甲醇	608.698
	丁酮废液	799.9		丙酮	3651.715
	四氢呋喃废液	999.9		丁酮	618.7
	乙腈废液	1699.5		乙腈	1327.1
共沸剂	环己烷	2130.848		四氢呋喃	800.32
萃取剂	乙二醇	0.06	回用	甲醇	19.110
粗共沸剂	粗环己烷	2130.549		丙酮	7.321
				环己烷	2123.084
				废气	466.272
				废水	1676.553
				粗环己烷	2130.549
				固废 (精馏废液)	1232.427
合计		34253.716	合计		34253.716

3.5.2.2 甲醇、丙酮废液处理装置物料平衡

甲醇丙酮废液连续生产时间 245 天。该处理装置物料平衡见下表所示。

(1) 物料平衡

甲醇丙酮废液处理装置物料平衡见表 3.5-11 和图 3.5-9。

表 3.5-11 甲醇丙酮废液处理物料平衡表

		投入				产出	
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
甲醇、丙酮废液原料	甲醇	127.55	749.994	产 品	甲醇	103.52	608.698
	丙酮	637.79	3750.205		回 用	丙酮	621.04
	水	85	499.800	甲醇		3.25	19.110
					丙酮	1.245	7.321
				废气		30.67	180.340
				废水		90.615	532.816
合计		850.34	4999.999			850.34	4999.999

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计。

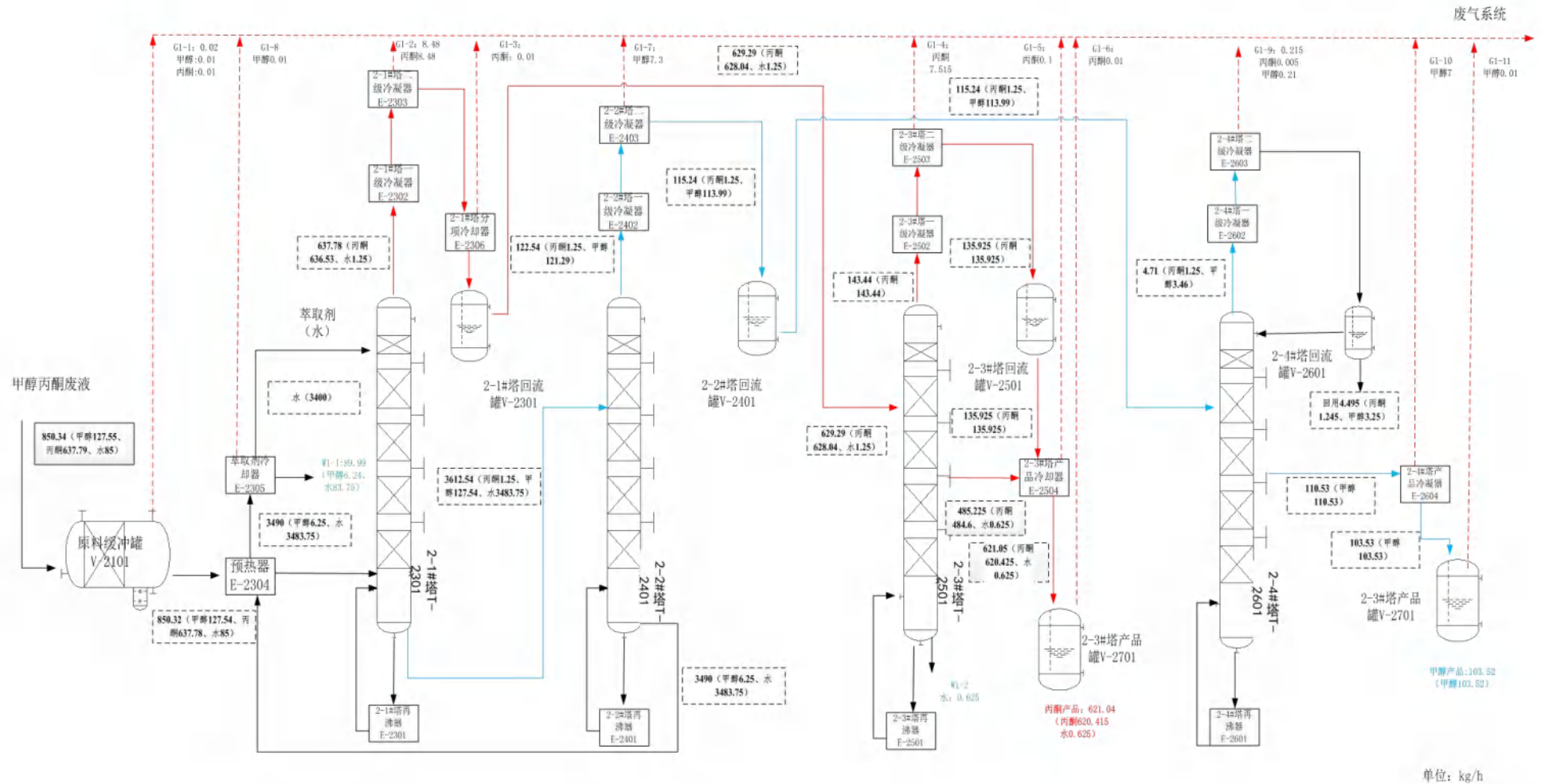


图 3.5-9 甲醇丙酮废液处理物料平衡图

3.5.2.3 异丙醇废液处理物料平衡

(1) 物料平衡

异丙醇生产时间连续生产 24.5d。该处理装置物料平衡见下表所示。

异丙醇废液物料平衡见表 3-5-13 和图 3.5-10。

表 3.5-13 异丙醇废液物料平衡表

投入			产出				
项目	数量 kg/h	t/a	项目	数量 kg/h	t/a		
异丙醇废液	异丙醇	680.27	399.999	产品	异丙醇	651.65	383.170
	水	170.07	100.001				
共沸剂(环己烷)	1015.97	597.390	废气	24.29	14.283		
			废水	171.27	100.707		
			固废(废共沸剂)	1019.1	599.231		
合计	1866.31	1097.39		1866.31	1097.39		

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计。

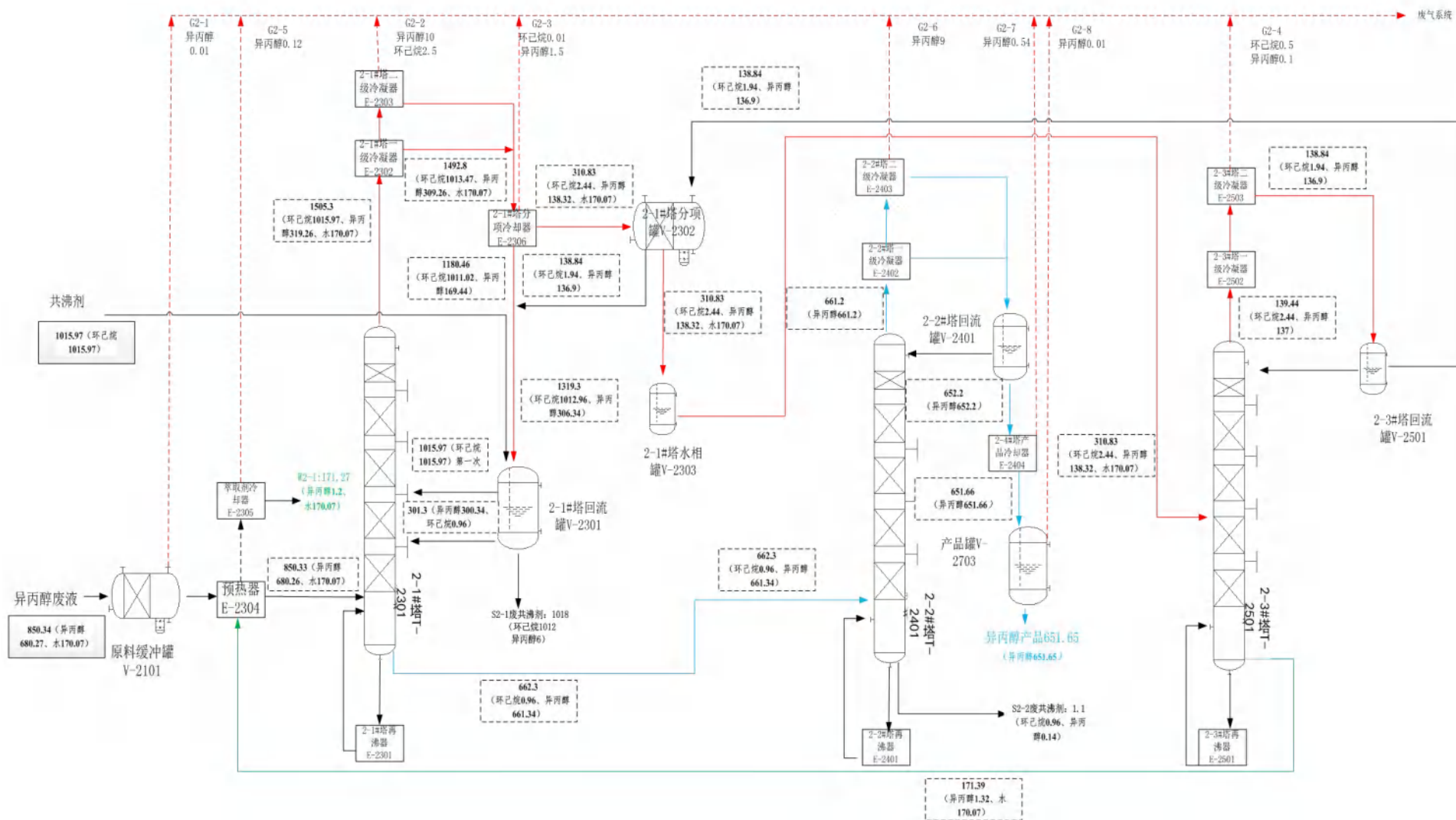


图 3.5-10 异丙醇废液处理物料平衡图

3.5.2.4 丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯处理物料平衡

(1) 批次物料平衡

批次生产时间均为18小时，每年均处理125批次。该处理装置物料平衡见下表所示。

丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯废液物料平衡见表3.5-15和图3.5-11。

表 3.5-15 丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯废液物料批次平衡表

投入				产出			
项目	kg/批	t/a	项目	kg/批	t/a		
丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯废液	水	144	18	产品	丙二醇甲醚乙酸酯	4872.23	609.029
	丙二醇甲醚乙酸酯	5120	640		丙二醇甲醚	1882.06	235.258
	丙二醇甲醚	1984.8	248.1	废气	78.07	9.759	
	苯甲醇	288	36	固废（脱水）	180.48	22.56	
	乳酸乙酯	80	10	固废（釜残）	995.48	124.435	
	4-羟基丁酸	24	3	固废（废共沸剂）	1542.54	192.818	
	其他杂质（光刻胶）	359.2	44.9				
	共沸剂	1550.86	193.858				
合计	9550.86	1193.858					

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计。

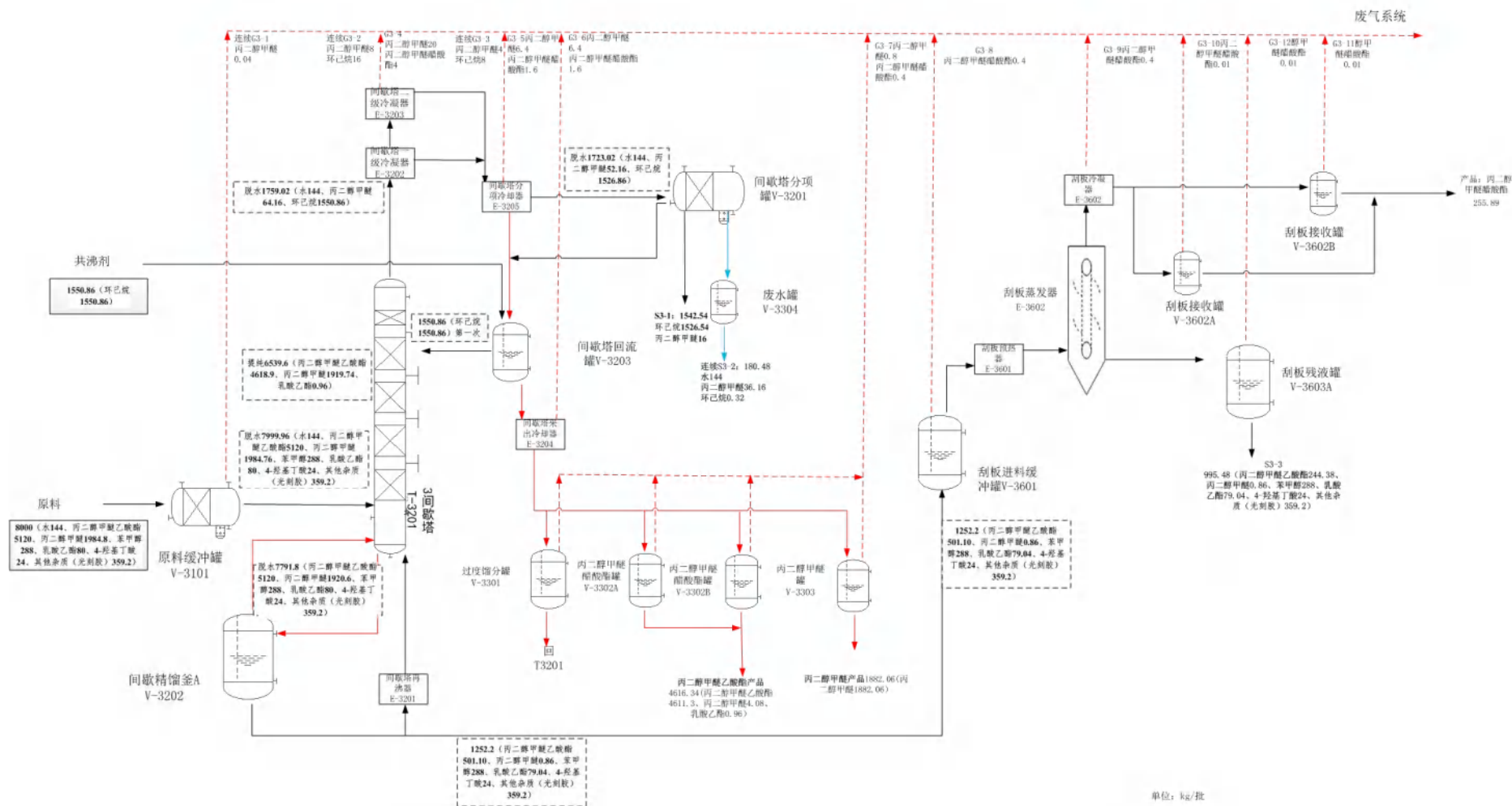


图 3.5-11 丙二醇甲醚、丙二醇甲醚醋酸酯废液处理物料平衡图

3.5.2.5 丁酮处理物料平衡

(1) 物料平衡

丁酮预处理阶段间歇生产，两个釜同时生产，每天每釜处理 4 批，每釜处理时间 6 小时，处理 31 天。脱水工序及精馏工序为连续生产，24 小时连续生产，生产 32 天。该处理装置物料平衡见下表所示。

丁酮废液物料平衡见表 3.5-17 和图 3.5-12。

表 3.5-17 丁酮废液物料批次平衡表

	投入				产出			
	项目	kg/批	t/a	项目	kg/批	t/a		
预处理 工段	丁酮 废液	水	594	144.0	预处理 后废液	水	545.18	132.2
		丁酮	2640	639.9		丁酮	2618.31	634.7
		R-丁内 酯	66	16.0	废气	9.03	2.2	
				固废	127.48	30.9		
	合计	3300	799.9		3300	799.9		
	项目	kg/h	t/a	项目	kg/批	t/a		
脱水 精 馏 工 段	预处理 后 废 液	水	172.33	132.2	产品	丁酮	806.87	618.7
		丁酮	827.67	634.7	废气	5.42	4.2	
	共沸 剂	环己烷	1746.82	1339.6	固废（共沸剂）	1745.41	1338.5	
				固废	189.12	145.0		
合计	2746.82	2106.4		2746.82	2106.4			

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计。

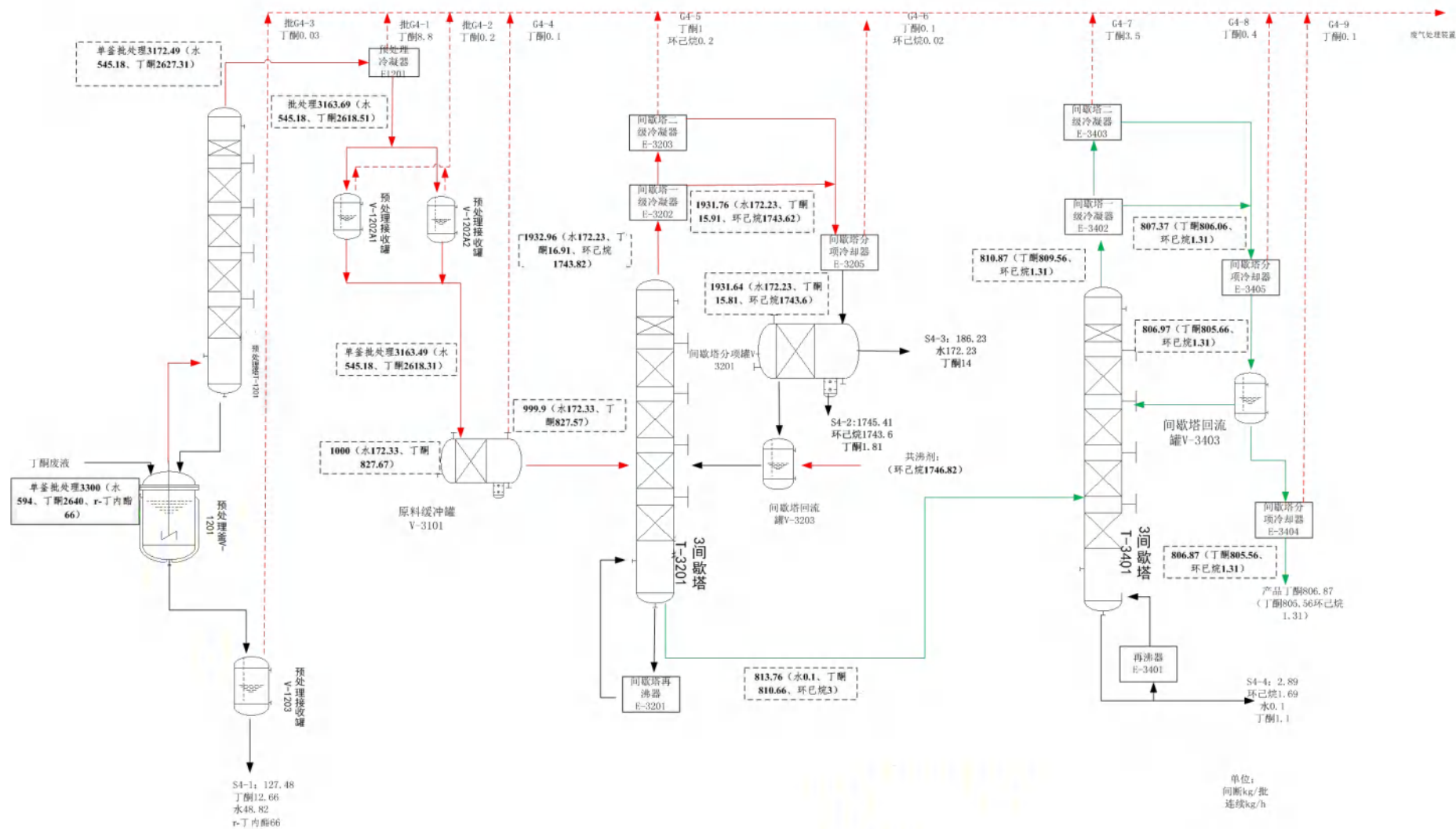


图 3.5-12 丁酮废液处理物料平衡图

3.5.2.6 四氢呋喃物料平衡

(1) 物料平衡

四氢呋喃预处理阶段间歇生产，两个釜同时生产，每天每釜处理 4 批，每釜处理时间 6 小时，处理 38 天。萃取剂提纯工序及产品产出工序为连续生产，24 小时连续生产，生产 40 天。该处理装置物料平衡见下表所示。

四氢呋喃废液物料平衡见表 3.5-19 和图 3.5-12。

表 3.5-19 四氢呋喃废液物料平衡表

	投入				产出			
	项目	kg/批	t/a	项目	kg/批	t/a		
预处理工段	四氢呋喃废液	水	534.6	161.98	预处理后废液	水	507.26	153.70
		四氢呋喃	2706	819.92		四氢呋喃	2677.31	811.22
		R-甘油醛缩丙酮	59.4	18.00	废气	24	7.27	
				固废	91.34	27.7		
	合计	3300	999.9					
脱水精馏工段	预处理后废液	水	159.29	153.7	产品	四氢呋喃	829.43	800.32
		四氢呋喃	840.71	811.21				
	补充萃取剂	乙二醇	0.023	0.02	废水	161.19	155.53	
	合计	1000.023	964.93		1000.023	964.93		

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计。

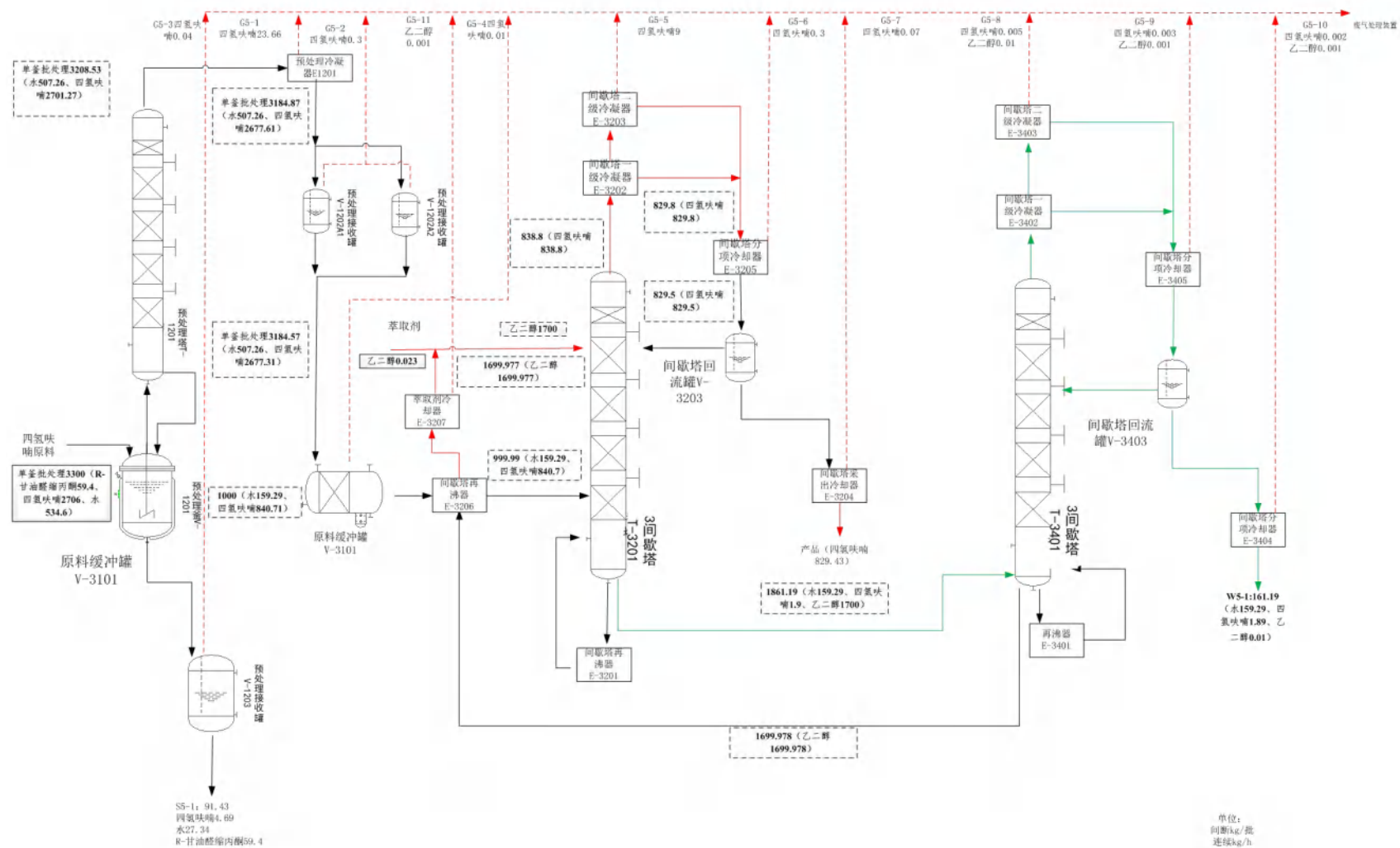


图 3.5-13 四氢呋喃废液处理物料平衡图

3.5.2.6 乙腈物料平衡

(1) 物料平衡

乙腈预处理阶段间歇生产，两个釜同时生产，每天每釜处理 4 批，每釜处理时间 6 小时，处理 64 天。萃取剂提纯工序及产品产出工序为连续生产，24 小时连续生产，生产 68 天。该处理装置物料平衡见下表所示。

乙腈废液物料平衡见表 3.5-21 和图 3.5-13。

表 3.5-21 乙腈废液物料批次平衡表

	投入				产出			
	项目	kg/批	t/a	项目	kg/批	t/a		
预处理工段	乙腈废液	水	600.6	309.31	预处理后废液	水	547.29	281.85
		乙腈	2640	1359.60		乙腈	2612.53	1345.45
		杂蛋白	59.4	30.59	废气	24	12.36	
				固废	116.18	59.83		
	合计	3300	1699.5		3300	1699.5		
	项目	kg/h	t/a	项目	kg/h	t/a		
脱水精馏工段	预处理后废液	水	173.2	281.85	产品	乙腈	815.52	1327.10
		乙腈	826.8	1345.45	废气	9.403	15.30	
	补充萃取剂	乙二醇	0.023	0.04	废水	175.1	284.94	
	合计	1000.023	1627.34		1000.023	1627.34		

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计

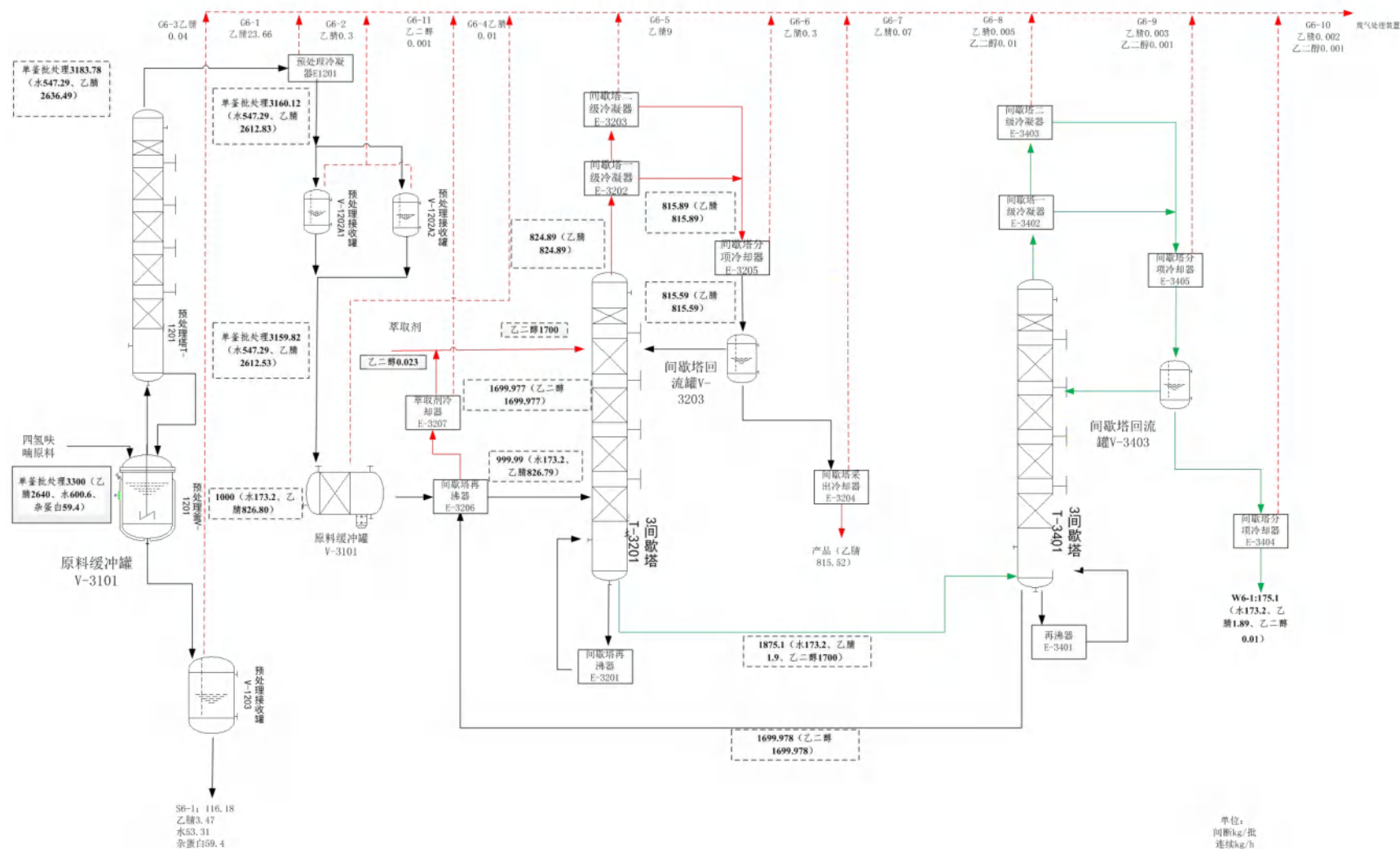


图 3.5-14 乙腈废液处理物料平衡图

3.5.2.7N-甲基吡咯烷酮物料平衡

(1) 物料平衡

一连续生产段生产 133.5 天。N-甲基吡咯烷酮废液物料平衡见表 3.5-23 和图 3.5-14。

表 3.5-23 N-甲基吡咯烷酮废液物料批次平衡表

		投入		产出			
项目		kg/批	t/a	项目		kg/批	t/a
N-甲基吡咯烷酮废液	N-甲基吡咯烷酮	2932.8	9369.69	产品	N-甲基吡咯烷酮	2884.33	9241.39
	水	155.064	496.83		3-羟基-N-甲基哌嗪	0.2	0.64
	N-甲基丁二酰胺	2932.8	47.98	废气		33	105.73
	3-羟基-N-甲基哌嗪	15.6	49.98	废水		156.564	501.63
	聚偏氟乙烯	1.56	5.00	固废（精馏废液）		45.906	147.08
合计		3120	9996.48			3120	9996.48

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计。

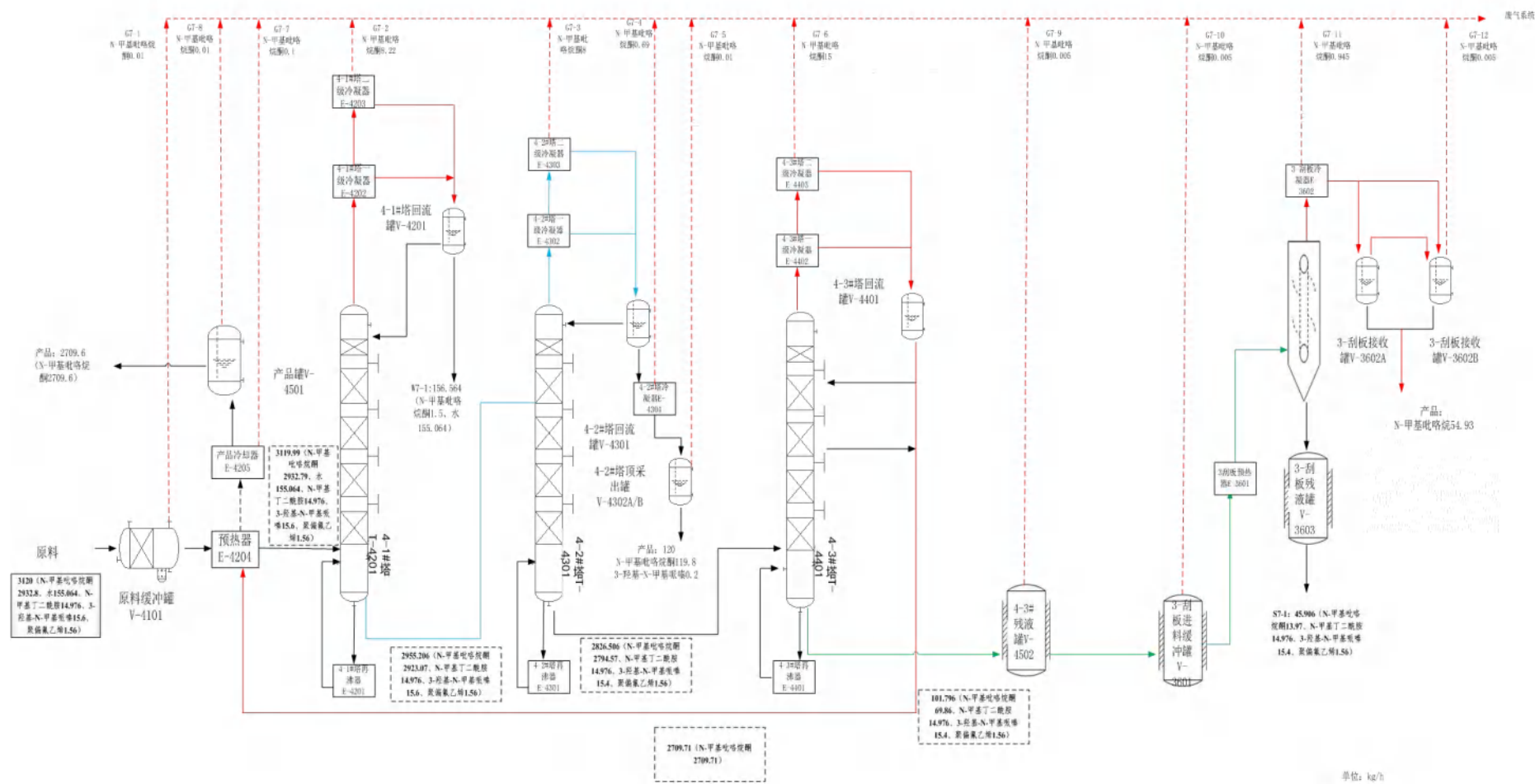


图 3.5-15 N-甲基吡咯烷酮废液处理物料平衡图

3.5.2.8N-甲基甲酰胺物料平衡

(1) 批次物料平衡

一连续生产段生产 133.5 天。N-甲基甲酰胺废液物料平衡见表 3.5-25 和图 3.5-15。

表 3.5-25 N-甲基甲酰胺废液物料批次平衡表

投入			产出				
项目	kg/批	t/a	项目	kg/批	t/a		
N-甲基甲酰胺废液	N-甲基甲酰胺	1064.86	3411.81	产品	N-甲基甲酰胺	1024.635	3282.91
	二乙二醇甲醚	1847.04	5917.92		二乙二醇甲醚	1822.76	5840.11
	水	31.2	99.96	废气	33	105.73	
	1-(2-羟基乙基)哌嗪	46.8	149.95	废水	31.5	100.93	
	二乙二醇丁醚	62.4	199.93	固废（精馏废液）	208.115	666.80	
	1,3-二乙基-1,3 二唑烷	9.36	29.99				
	其他杂质（光刻胶）	58.34	186.92				
合计	3120	9996.48		3120	9996.48		

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计

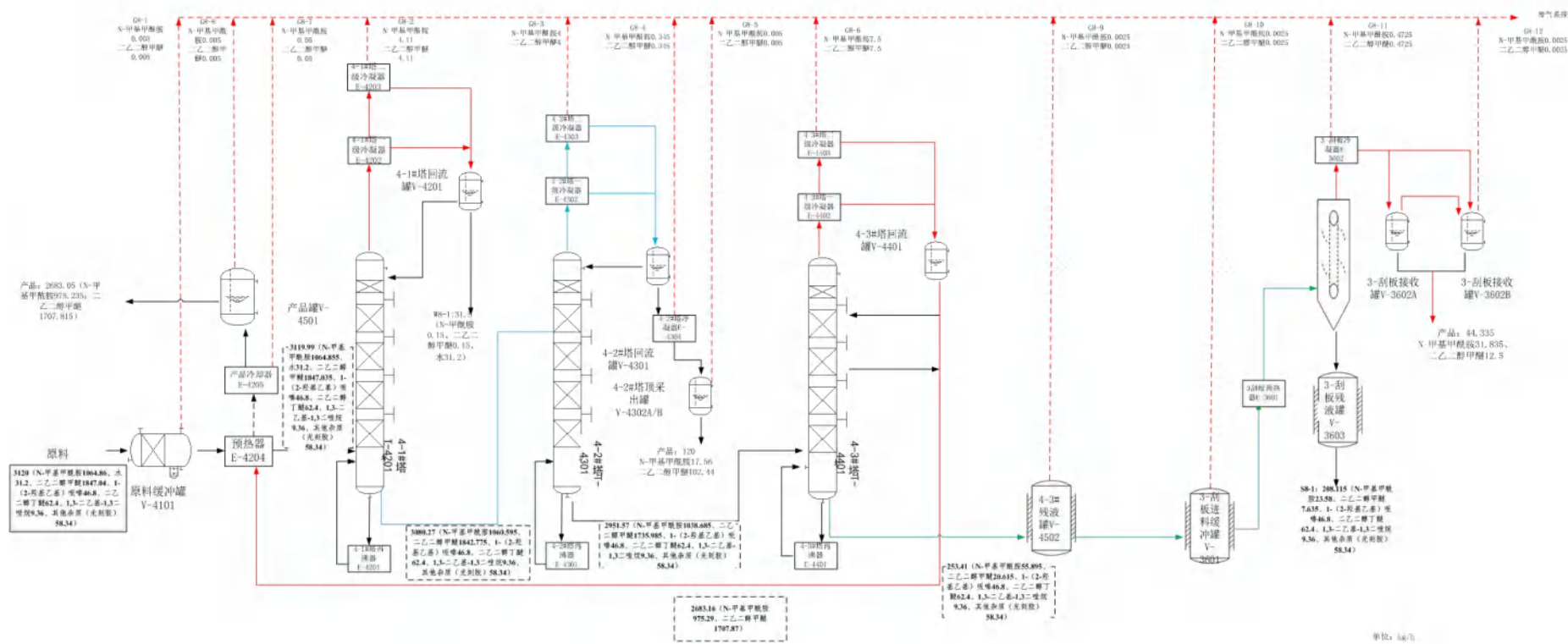


图 3.5-16 N-甲基甲酰胺废液处理物料平衡图

3.5.2.9 共沸剂回收物料平衡

(1) 物料平衡

共沸剂废液物料平衡见表 3.5-25 和图 3.5-15。

表 3.5-25 共沸剂废液物料批次平衡表

投入				产出		
项目	kg/批	t/a	项目	kg/批	t/a	
粗共沸剂废液 (异丙醇)	环己烷	5963.85	595.621	共沸剂 环己烷	5963.155	595.552
	异丙醇	36.15	3.61	废气	0.085	0.008
				固废	36.75	3.670
合计	6000	599.231		6000	599.231	
粗共沸剂废液 (丁酮)	环己烷	5993.78	1337.112	共沸剂 环己烷	5993.095	1336.736
	丁酮	6.22	1.388	废气	0.086	0.019
				固废	7.82	1.745
合计	6000	1338.5		6000	1338.5	
粗共沸剂废液 (丙二醇甲醚)	环己烷	5937.76	190.818	共沸剂 环己烷	5937.09	190.796
	丁酮	62.24	2.000	废气	0.086	0.003
				固废（精馏废液）	62.84	2.019
合计	6000	192.818		6000	192.818	

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计

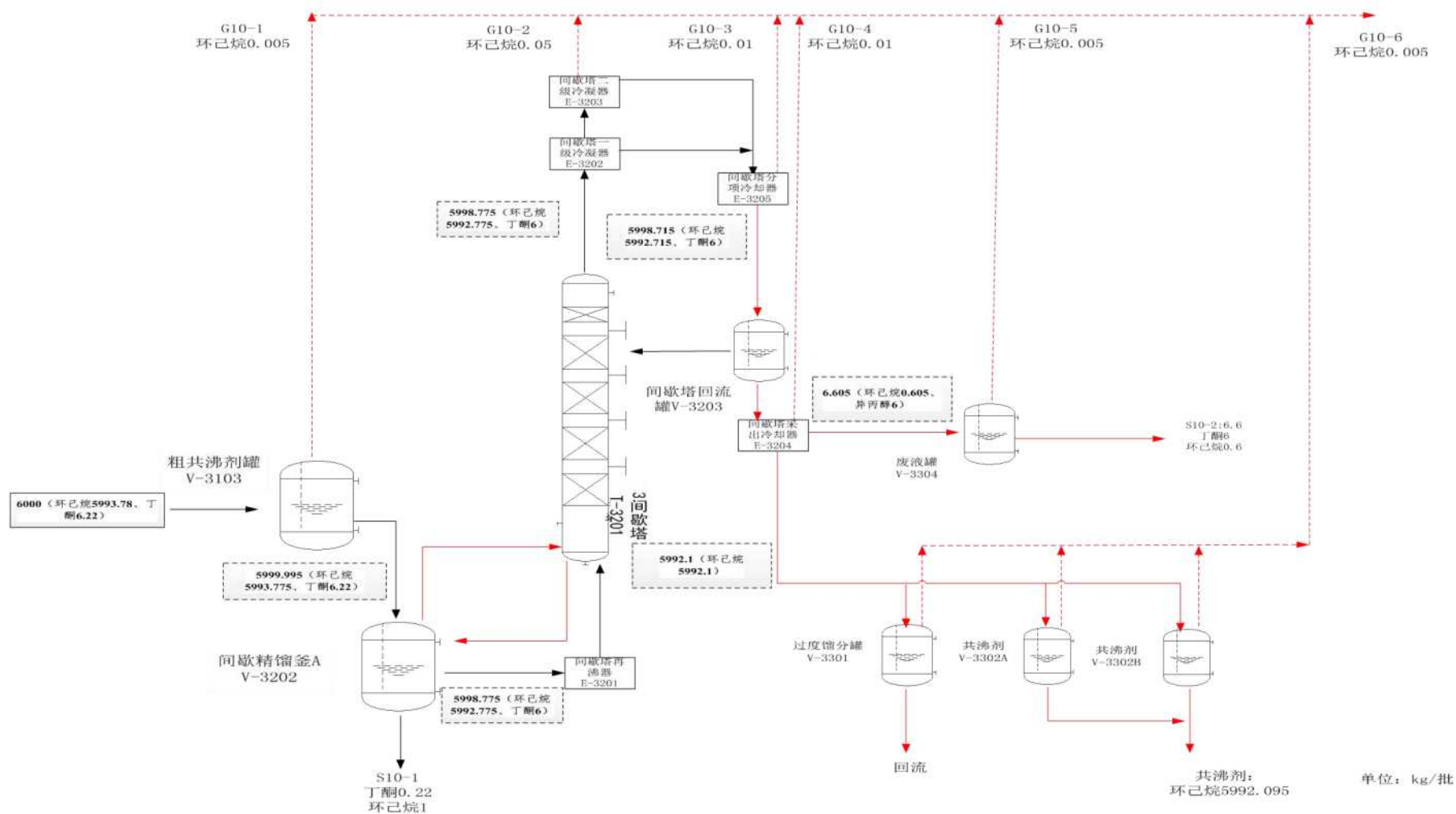


图 3.5-17 共沸剂（丁酮）废液处理物料平衡

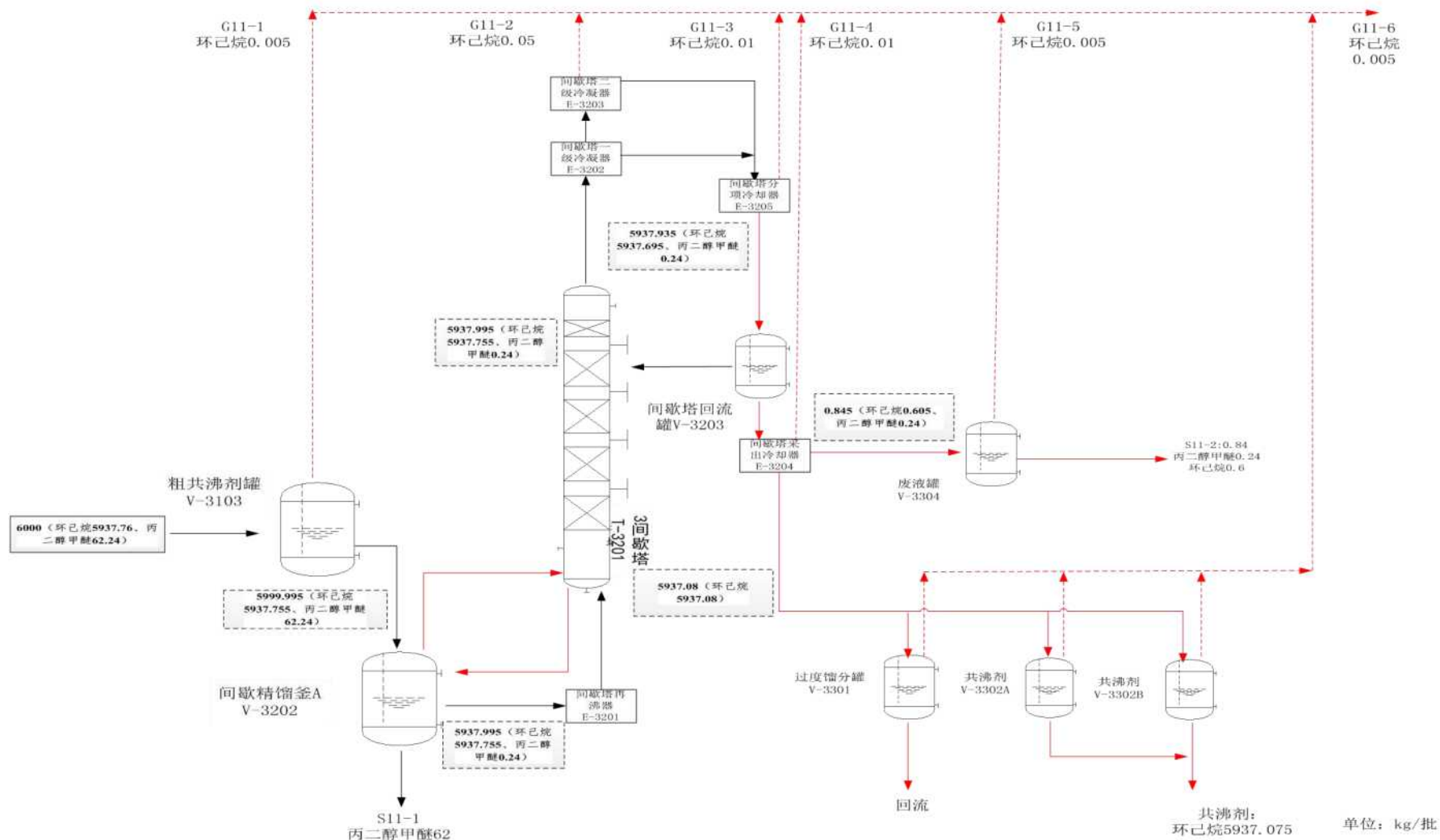


图 3.5-18 共沸剂（丙二醇甲醚）废液处理物料平衡

3.5.2.10 水平衡

本项目给排水平衡情况详见表 3.5-26 和图 3.5-19、3.5-20。

表 3.5-26 工程给排水情况一览表 单位：m³/a

用水项目	总用水量	新鲜用水量	二次水	原料带入	脱盐水	蒸汽用量	循环水量	产生二次水量	损耗量	排水量	备注
装置区	0	0	0	1677	0	0	0	0	0	1677	经厂区污水处理站处理后排入沧州绿源水处理公司临港污水处理厂
化验室	300	300	0	0	0	0	0	0	60	240	
夏季喷淋	330	330	0	0	0	0	0	0	30	300	
绿化用水	315	315	0	0	0	0	0	0	315	0	
生活用水	1320	1320	0	0	0	0	0	0	264	1056	
急冷塔	2880	0	2880	0	0	0	0	0	2880	0	
脱盐水制备	4416	4416	0	0	0	0	0	3312	0	1104	
余热锅炉	144513	0	141201	0	3312	0	0	144000	0	513	
设备清洗水	1800	1800	0	0	0	0	0	0	180	1620	
蒸汽	0	0	144000	0	0	6000	9000	148500	1500	0	
地面擦洗	375	0	375	0	0	0	0	0	75	300	
废气处理装置	879	0	879	0	0	0	0	0	87	792	
循环冷却	3084360	57195	3165	0	0	0	3024000	0	45360	15000	
焚烧装置区初期雨水	201	0	0	201	0	0	0	0	40.2	160.8	
合计	3241689	65676	292500	1878	3312	6000	3033000	295812	50791.2	22762.8	

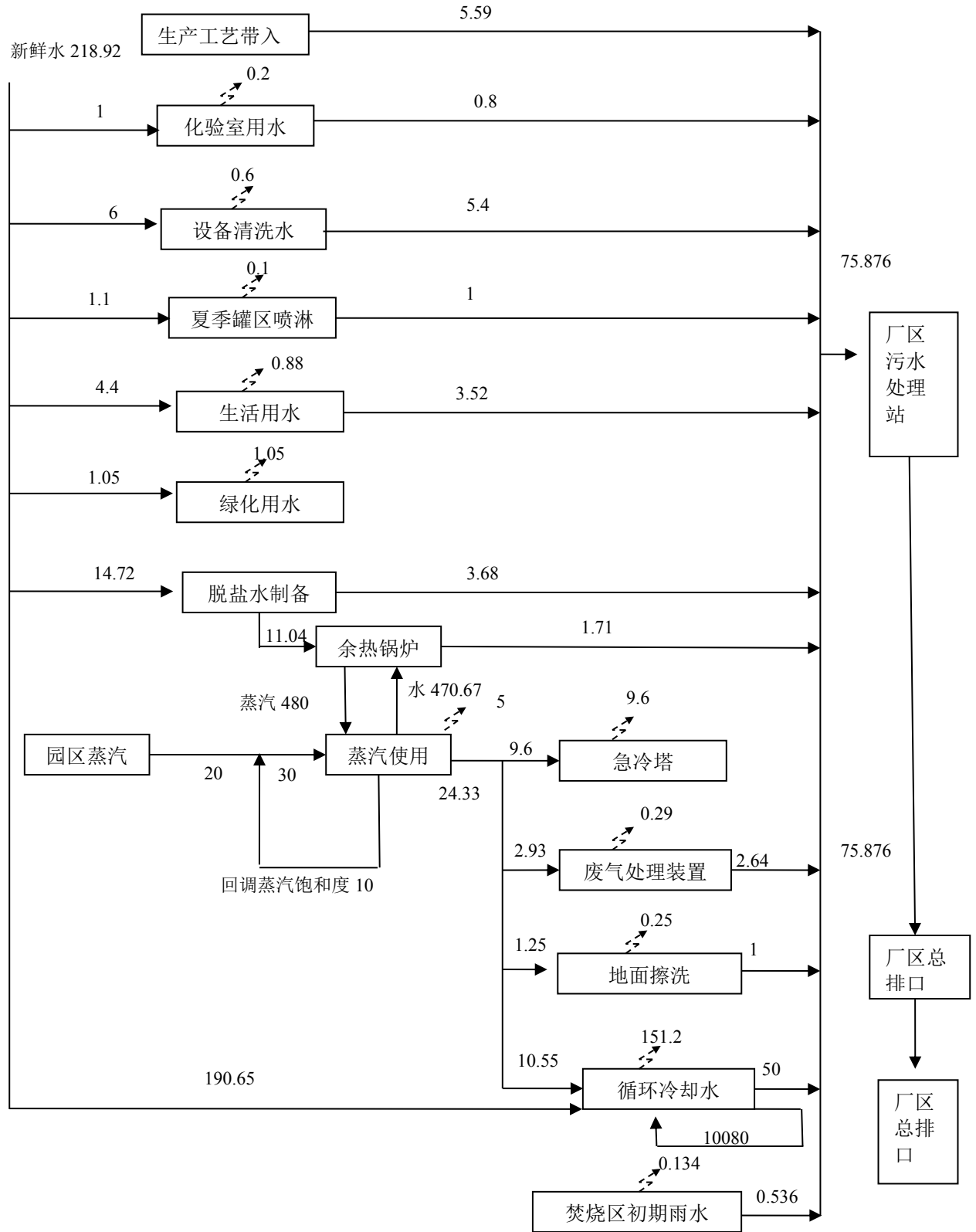


图 3.5-19 工程给排水平衡图 单位 m³/d, 年生产 300 天

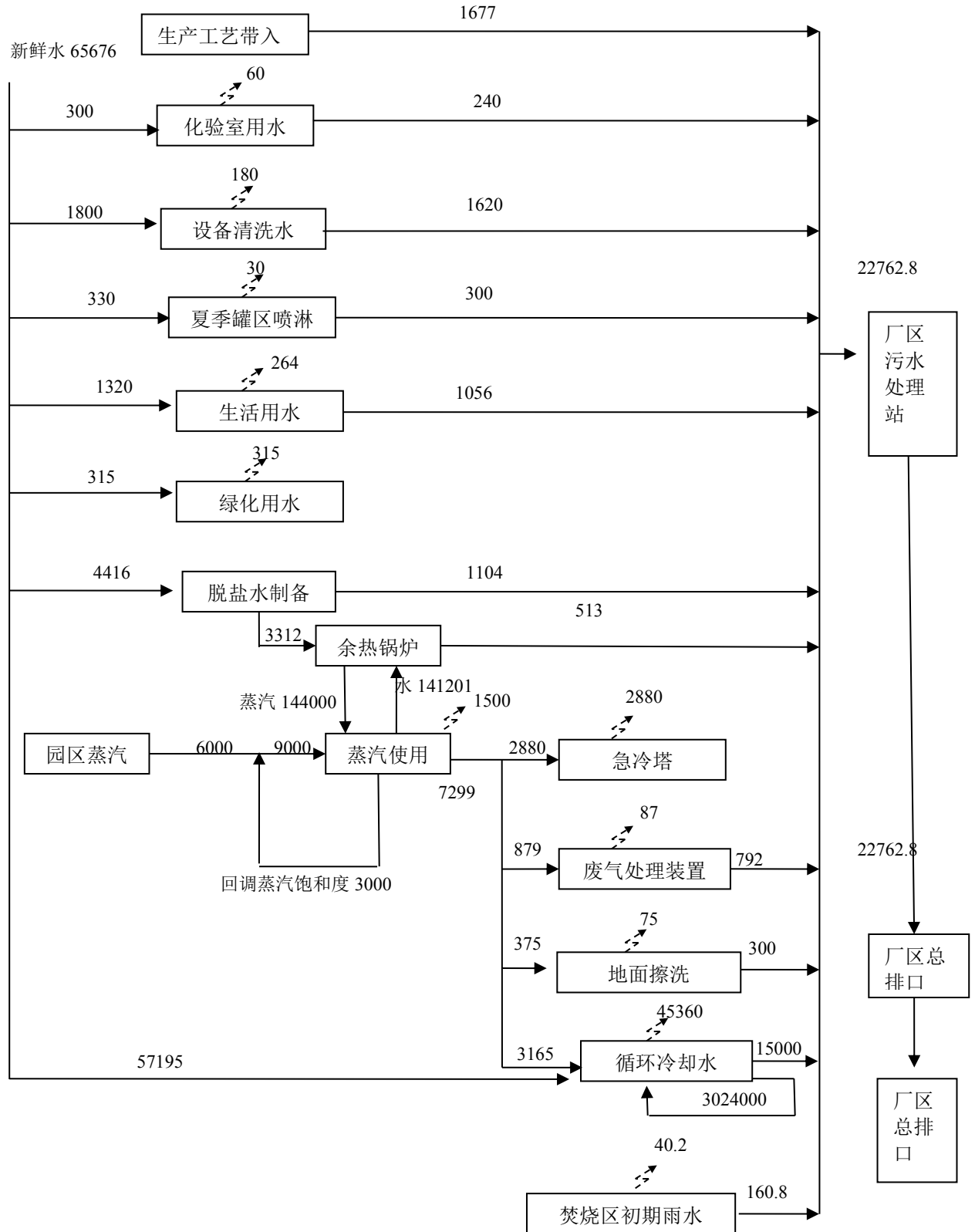


图 3.5-20 工程给排水平衡图 单位 m³/a, 年生产 300 天

3.6 主要污染源及治理措施

3.6.1 废气

3.6.1.1 焚烧装置废气（DA001）

项目产生的工艺废气、罐区大小呼吸废气、装卸站（装车）废气送入焚烧炉进行处理。

3.6.1.1.1 进入焚烧装置的--工艺废气和固废

本项目工艺废气主要产生于各装置处理过程中塔釜以及物料缓冲罐的排放。各装置塔釜尾气主要污染物为原料及其杂质中易挥发组分，主要为 VOCs、甲醇、丙酮等。尾气进入焚烧装置进行处理。

本项目根据进入焚烧装置废气成分情况详见下表 3.6-1

表 3.6-1 进入焚烧装置废气情况一览表

装置	处理废液	废气序号	污染物	产生量 (kg/h /kg/ 批)	产生量 (t/a)	产生速率 (kg/h)	排放特征
溶剂回收 精馏装置 T-2301、 T-2401、 T-2501、 T-2601	甲醇丙 酮废液	G1-1	甲醇	0.01	0.059	0.01	连续 生产
			丙酮	0.01	0.059	0.01	
		G1-2	丙酮	8.48	49.862	8.48	
		G1-3	丙酮	0.01	0.059	0.01	
		G1-4	丙酮	7.515	44.188	7.515	
		G1-5	丙酮	0.1	0.588	0.1	
		G1-6	丙酮	0.01	0.059	0.01	
		G1-7	甲醇	7.3	42.924	7.3	
		G1-8	甲醇	0.01	0.059	0.01	
		G1-9	丙酮	0.005	0.029	0.005	
			甲醇	0.21	1.235	0.21	
	G1-10	甲醇	7	41.160	7		
	G1-11	甲醇	0.01	0.059	0.01		
	合计	甲醇	14.54	85.495	14.54		
		丙酮	16.13	94.844	16.13		
		非甲烷总烃	30.67	180.340	30.67		
	异丙醇 废液	G2-1	异丙醇	0.01	0.006	0.01	
		G2-2	异丙醇	10	5.880	10	
			环己烷	2.5	1.470	2.5	
		G2-3	异丙醇	1.5	0.882	1.5	
			环己烷	0.01	0.006	0.01	
G2-4		异丙醇	0.1	0.059	0.1		
		环己烷	0.5	0.294	0.5		
G2-5	异丙醇	0.12	0.071	0.12			
G2-6	异丙醇	9	5.292	9			

沧州临海龙科环保科技有限公司30000吨/年有机溶剂废液回收再利用10000吨/年特种医药电子分析级溶剂项目（一期）环境影响报告书

溶剂回收精馏装置 T-3201、 T-3401、		G2-7	异丙醇	0.54	0.318	0.54	
		G2-8	异丙醇	0.01	0.006	0.01	
		合计	异丙醇	21.28	12.513	21.28	
			环己烷	3.01	1.770	3.01	
			非甲烷总烃	24.29	14.283	24.29	
	合计	甲醇	\	85.495	14.54		
		丙酮	\	94.844	16.13		
		非甲烷总烃	\	194.623	30.67(最大)		
	丙二醇甲醚、 丙二醇甲醚乙 酸酯废液	G3-1	丙二醇甲醚	0.04	0.005	0.04	连续 生产
		G3-2	丙二醇甲醚	8	1.000	8	
			环己烷	16	2.000	16	
		G3-3	丙二醇甲醚	4	0.500	4	
			环己烷	8	1.000	8	
		G3-4	丙二醇甲醚	20	2.500	20	
			丙二醇甲醚 醋酸酯	4	0.500	4	
G3-5		丙二醇甲醚	6.4	0.800	6.4		
		丙二醇甲醚 醋酸酯	1.6	0.200	1.6		
G3-6		丙二醇甲醚	6.4	0.800	6.4		
		丙二醇甲醚 醋酸酯	1.6	0.200	1.6		
G3-7		丙二醇甲醚	0.8	0.100	0.8		
		丙二醇甲醚 醋酸酯	0.4	0.050	0.4		
G3-8		丙二醇甲醚 醋酸酯	0.4	0.050	0.4		
G3-9		丙二醇甲醚 醋酸酯	0.4	0.050	0.4		
G3-10		丙二醇甲醚 醋酸酯	0.01	0.001	0.01		
G3-11		丙二醇甲醚 醋酸酯	0.01	0.001	0.01		
G3-12	丙二醇甲醚 醋酸酯	0.01	0.001	0.01			
合计	环己烷	24	3.000	24			
	丙二醇甲醚	45.64	5.705	45.64			
	丙二醇甲醚 醋酸酯	8.43	1.054	8.43			
	非甲烷总烃	78.07	9.759	78.07			
丁酮废液	G4-1	丁酮	8.8	2.13	1.47	间歇 生产	
	G4-2	丁酮	0.2	0.05	0.008		
	G4-3	丁酮	0.03	0.01	0.001		
	G4-4	丁酮	0.1	0.08	0.1	连续 生产	
	G4-5	丁酮	1	0.77	1		
		环己烷	0.2	0.15	0.2		
	G4-6	丁酮	0.1	0.08	0.1		
环己烷		0.02	0.02	0.02			
G4-7	丁酮	3.5	2.68	3.5			

沧州临海龙科环保科技有限公司30000吨/年有机溶剂废液回收再利用10000吨/年特种医药电子分析级溶剂项目（一期）环境影响报告书

		G4-8	丁酮	0.4	0.31	0.4	
		G4-9	丁酮	0.1	0.08	0.1	
		合计	丁酮	\	6.18	6.67	
			环己烷	\	0.17	0.22	
			非甲烷总烃	\	6.35	6.99	
	四氢呋喃废液	G5-1	四氢呋喃	23.66	7.169	3.77	间歇生产
		G5-2	四氢呋喃	0.3	0.091	0.013	
		G5-3	四氢呋喃	0.04	0.012	0.002	
		G5-4	四氢呋喃	0.01	0.010	0.01	
		连续生产	G5-5	四氢呋喃	9	8.684	9
			G5-6	四氢呋喃	0.3	0.289	0.3
			G5-7	四氢呋喃	0.07	0.068	0.07
			G5-8	四氢呋喃	0.005	0.005	0.005
				乙二醇	0.01	0.010	0.01
			G5-9	四氢呋喃	0.003	0.003	0.003
				乙二醇	0.001	0.001	0.001
			G5-10	四氢呋喃	0.002	0.002	0.002
				乙二醇	0.001	0.001	0.001
			G5-11	乙二醇	0.01	0.010	0.01
	合计	四氢呋喃	\	16.332	13.175		
		乙二醇	\	0.021	0.022		
非甲烷总烃		\	16.354	13.197			
乙腈废液	G6-1	乙腈	23.66	12.185	3.943	间歇生产	
	G6-2	乙腈	0.3	0.155	0.3		
	G6-3	乙腈	0.04	0.021	0.04		
	G6-4	乙腈	0.01	0.016	0.01		
	连续生产	G6-5	乙腈	9	14.646	9	
		G6-6	乙腈	0.3	0.488	0.3	
		G6-7	乙腈	0.07	0.114	0.07	
		G6-8	乙腈	0.005	0.008	0.005	
			乙二醇	0.01	0.016	0.01	
		G6-9	乙腈	0.003	0.005	0.003	
			乙二醇	0.001	0.002	0.001	
		G6-10	乙腈	0.002	0.003	0.002	
			乙二醇	0.001	0.002	0.001	
		G6-11	乙二醇	0.001	0.002	0.001	
合计	乙腈	\	27.640	13.673			
	乙二醇	\	0.021	0.013			
	非甲烷总烃	\	27.662	13.686			
合计		非甲烷总烃	\	60.125	13.686(最大)		
溶剂回收精馏装置 T-4201、 T-4301、 T-4401	N-甲基吡咯烷酮	G7-1	N-甲基吡咯烷酮	0.01	0.03	0.01	连续生产
		G7-2	N-甲基吡咯烷酮	8.22	26.34	8.22	
		G7-3	N-甲基吡咯烷酮	8	25.63	8	
		G7-4	N-甲基吡咯烷酮	0.69	2.21	0.69	
		G7-5	N-甲基吡咯	0.01	0.03	0.01	

沧州临海龙科环保科技有限公司 30000 吨/年有机溶剂废液回收再利用 10000 吨/年特种医药电子分析级溶剂项目（一期）环境影响报告书

		烷酮				
	G7-6	N-甲基吡咯烷酮	15	48.06	15	
	G7-7	N-甲基吡咯烷酮	0.1	0.32	0.1	
	G7-8	N-甲基吡咯烷酮	0.01	0.03	0.01	
	G7-9	N-甲基吡咯烷酮	0.005	0.02	0.005	
	G7-10	N-甲基吡咯烷酮	0.005	0.02	0.005	
	G7-11	N-甲基吡咯烷酮	0.945	3.03	0.945	
	G7-12	N-甲基吡咯烷酮	0.005	0.02	0.005	
	合计	非甲烷总烃	33	105.73	33	
N-甲基甲酰胺、乙二醇甲醚废液	G8-1	N-甲基甲酰胺	0.005	0.02	0.005	连续生产
		乙二醇甲醚	0.005	0.02	0.005	
	G8-2	N-甲基甲酰胺	4.11	13.17	4.11	
		乙二醇甲醚	4.11	13.17	4.11	
	G8-3	N-甲基甲酰胺	4	12.82	4	
		乙二醇甲醚	4	12.82	4	
	G8-4	N-甲基甲酰胺	0.345	1.11	0.345	
		乙二醇甲醚	0.345	1.11	0.345	
	G8-5	N-甲基甲酰胺	0.005	0.02	0.005	
		乙二醇甲醚	0.005	0.02	0.005	
	G8-6	N-甲基甲酰胺	7.5	24.03	7.5	
		乙二醇甲醚	7.5	24.03	7.5	
	G8-7	N-甲基甲酰胺	0.05	0.16	0.05	
		乙二醇甲醚	0.05	0.16	0.05	
	G8-8	N-甲基甲酰胺	0.005	0.02	0.005	
		乙二醇甲醚	0.005	0.02	0.005	
	G8-9	N-甲基甲酰胺	0.0025	0.01	0.0025	

沧州临海龙科环保科技有限公司30000吨/年有机溶剂废液回收再利用10000吨/年特种医药电子分析级溶剂项目（一期）环境影响报告书

			胺				
			二乙二醇甲醚	0.0025	0.01	0.0025	
		G8-10	N-甲基甲酰胺	0.0025	0.01	0.0025	
			二乙二醇甲醚	0.0025	0.01	0.0025	
		G8-11	N-甲基甲酰胺	0.4725	1.51	0.4725	
			二乙二醇甲醚	0.4725	1.51	0.4725	
		G8-12	N-甲基甲酰胺	0.0025	0.01	0.0025	
			二乙二醇甲醚	0.0025	0.01	0.0025	
		合计	N-甲基甲酰胺	16.5	52.87	16.5	
			二乙二醇甲醚	16.5	52.87	16.5	
			非甲烷总烃	33	105.73	33	
		合计		非甲烷总烃	\	211.46	33(最大)
		共沸剂回收	异丙醇废液处理工序产生	G9-1	环己烷	0.005	0.000
G9-2	环己烷			0.05	0.005	0.0083	
G9-3	环己烷			0.01	0.001	0.0017	
G9-4	环己烷			0.01	0.001	0.0017	
G9-5	环己烷			0.005	0.000	0.0008	
G9-6	环己烷			0.005	0.000	0.0008	
丁酮废液处理工序	G10-1		环己烷	0.005	0.000	0.0008	
	G10-2		环己烷	0.05	0.005	0.0083	
	G10-3		环己烷	0.01	0.001	0.0017	
	G10-4		环己烷	0.01	0.001	0.0017	
	G10-5		环己烷	0.005	0.000	0.0008	
	G10-6		环己烷	0.005	0.000	0.0008	
丙二醇甲醚废液处理工序	G11-1		环己烷	0.005	0.000	0.0008	
	G11-2		环己烷	0.05	0.005	0.0083	
	G11-3		环己烷	0.01	0.001	0.0017	
	G11-4		环己烷	0.01	0.001	0.0017	
	G11-5		环己烷	0.005	0.000	0.0008	
	G11-6		环己烷	0.005	0.000	0.0008	
合计			非甲烷总烃	\	0.025	0.0141(最大)	
合计			甲醇	14.54	85.495	14.54	
			丙酮	16.13	94.844	16.13	
		非甲烷总烃	\	466.233	77.3701		

生产过程产生废液情况详见下表 3.6-2

表 3.6-2 生产装置废液产生及情况一览表

装置	处理废液	固废序号	污染物	产生量 (kg/h/kg/ 批)	产生量(t/a)
溶剂回收精馏 装置 T-3201、 T-3401、	丙二醇甲 醚、丙二醇 甲醚乙酸酯 废液	S3-2	水	144	18
			丙二醇甲醚	36.16	4.52
			环己烷	0.32	0.04
		S3-3	丙二醇甲醚	0.86	0.1075
			丙二醇甲醚醋酸酯	244.38	30.5475
			苯甲醇	288	36
			乳酸乙酯	79.04	9.88
			4-羟基丁酸	24	3
		其他杂质（光刻胶）	359.2	44.9	
		合计		1175.96	146.995
	丁酮废液	S4-1	丁酮	12.66	3.069
			水	48.82	11.834
			R-丁内酯	66	15.998
		S4-3	丁酮	14	10.736
			水	172.23	132.075
		S4-4	丁酮	1.1	0.844
			环己烷	1.69	1.296
		水	0.1	0.077	
	合计		\	175.928	
	四氢呋喃废 液	S5-1	四氢呋喃	4.69	1.42
			水	27.34	8.28
			R-甘油醛缩丙酮	59.4	18.00
	合计		91.43	27.7	
乙腈废液	S6-1	乙腈	3.47	1.79	
		水	53.31	27.45	
		杂蛋白	59.4	30.59	
合计		116.18	59.83		
溶剂回收精馏 装置 T-4201、 T-4301、T-4401	N-甲基吡咯 烷酮	S7-1	N-甲基吡咯烷酮	13.97	44.76
			N-甲基丁二酰胺	14.976	47.98
			3-羟基-N-甲基哌嗪	15.4	49.34
			聚偏氟乙烯	1.56	5.00
		合计		45.906	147.08
	N-甲基甲酰胺、二乙二 醇甲醚废液	S8-1	N-甲基甲酰胺	23.58	75.55
			二乙二醇甲醚	7.635	24.46
			1-(2-羟基乙基)哌嗪	46.8	149.95
			二乙二醇丁醚	62.4	199.93
			1,3-二乙基-1,3 二唑 烷	9.36	29.99
其他杂质（光刻胶）	58.34	186.92			
合计		208.115	666.8		

沧州临海龙科环保科技有限公司 30000 吨/年有机溶剂废液回收再利用 10000 吨/年特种医药电子分析级溶剂项目（一期）环境影响报告书

共沸剂回收	异丙醇废液处理工序产生	S9-1	异丙醇	30.15	3.011
		S9-2	异丙醇	6	0.599
			环己烷	0.6	0.060
	丁酮废液处理工序	S10-1	丁酮	0.22	0.049
			环己烷	1	0.223
		S10-2	丁酮	6	1.338
			环己烷	0.6	0.134
	丙二醇甲醚废液处理工序	S11-1	丙二醇甲醚	62	1.992
		S11-2	丙二醇甲醚	0.24	0.008
			环己烷	0.6	0.019
	合计				\
合计				\	1232.427

3.6.1.1.2 进入焚烧系统的--原料罐区卸车废气（罐区大呼吸废气）、产品罐进料废气（罐区大呼吸废气）、日常储存废气（罐区小呼吸废气）

罐区主要产生原料卸车过程大呼吸废气、产品进产品罐废气以及原料罐及产品储罐日常储存废气。

本项目废气主要为原材料卸料过程中大呼吸废气、产品进罐过程产生的大呼吸废气、原料及产品储存过程中小呼吸废气，主要包括甲醇、丙酮、非甲烷总烃。

（1）储罐大呼吸废气

大呼吸过程是指在向储罐中卸有机易挥发物质时，由于罐内液体逐渐升高，气体空间逐渐减小，罐内压力增大，当压力超过呼吸阀控制压力时，一定浓度的有机气体开始从呼吸阀呼出，直到储罐停止收料，所呼出的有机物蒸气造成有机物蒸发的损失称为储罐大呼吸。本项目 IPA（异丙醇）废液、稀释剂（丙二醇甲醚与丙二醇甲醚醋酸酯混合液）废液、剥离液（N-甲基甲酰胺与二乙二醇甲醚的混合液）废液、NMP（N-甲基吡咯烷酮）废液、甲醇丙酮废液、丁酮废液、四氢呋喃储罐、乙腈废液储罐均为固定顶罐（各罐均加氮封）。

卸料过程中大部分物料由槽车运至卸料区。

表 3.6-3 原料卸车、产品装车年用时一览表（单位 h/a）

原料名称	IPA（异丙醇）废液	稀释剂（丙二醇甲醚与丙二醇甲醚醋酸酯混合液）废液	剥离液（N-甲基甲酰胺与二乙二醇甲醚的混合液）废液	NMP（N-甲基吡咯烷酮）废液	甲醇丙酮废液	丁酮废液	四氢呋喃废液	乙腈废液		
卸车装罐时长	8.3	16.7	166.7	166.7	83.3	13.3	16.7	16.7		
产品名称	异丙醇	丙二醇甲醚	丙二醇甲醚醋酸酯	N-甲基甲酰胺与二乙二醇甲醚的混合液	N-甲基吡咯烷酮	甲醇	丙酮	四氢呋喃	丁酮	乙腈
装罐时长	588	3000	3000	3204	3204	5880	5880	960	768	1632

固定顶罐的工作排放（大呼吸）排放量计算：

$$LW=4.188 \times 10^{-7} \times M \times P \times KN \times KC$$

式中：

L_w ——固顶罐的工作损失， kg/m^3 投入量；

KN——周转因子（无量纲），取值按年周转次数 K 确定；

$K < 36, KN = 1$ ；

$36 < K < 220, K > 220, KN = 0.26$

K_C ——产品因子（石油原油 K_C 取 0.65，其他的有机液体取 1.0）

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）；

表 3.6-4 固定顶损失量计算参数一览表

参数		M	P (单位pa)	KN	K_C	LW	损失(单位: kg)
原料罐	N-甲基甲酰胺 大呼吸	59.07	146.65	1	1.0	0.0036	8.99
	N-甲基吡咯烷酮 大呼吸	99.13	93.35	1	1.0	0.0039	28.25
	二乙二醇甲醚 大呼吸	162.2	0.8515	1	1.0	0.0001	0.25
	异丙醇 大呼吸	60.10	10839.11	1	1.0	0.2728	147.3
	丙二醇甲醚 大呼吸	90.12	611.8	1	1.0	0.0231	4.64
	丙二醇甲醚醋酸酯 大呼吸	132	440	1	1.0	0.0243	12.6
	甲醇 大呼吸	32.04	35383.76	1	1.0	0.4748	245.0
	丙酮 大呼吸	58.08	24661.6	1	1.0	0.5495	1579.15
	丁酮 大呼吸	72.11	9629.3	1	1.0	0.5999	196.29
	四氢呋喃 大呼吸	72.11	18736	1	1.0	0.2908	420.12
	乙腈 大呼吸	41.05	8403.5	1	1.0	0.5658	195.03
产品罐	N-甲基甲酰胺 大呼吸	59.07	146.65	1	1.0	0.0036	8.99
	N-甲基吡咯烷酮 大呼吸	99.13	93.35	1	1.0	0.0039	28.25
	二乙二醇丁醚 大呼吸	162.2	0.8515	1	1.0	0.0001	0.25
	异丙醇 大呼吸	60.10	10839.11	1	1.0	0.2728	107.22
	丙二醇甲醚 大呼吸	90.12	611.8	1	1.0	0.0231	4.64
	丙二醇甲醚醋酸酯 大呼吸	132	440	1	1.0	0.0243	12.6
	甲醇 大呼吸	32.04	35383.76	1	1.0	0.4748	288.44
	丙酮 大呼吸	58.08	24661.6	1	1.0	0.5495	1579.14
	丁酮 大呼吸	72.11	9629.3	1	1.0	0.5999	176.12
	四氢呋喃 大呼吸	72.11	18736	1	1.0	0.2908	400
	乙腈 大呼吸	41.05	8403.5	1	1.0	0.5658	195.03

(2) 储罐小呼吸废气

小呼吸过程指容器由于外界温度或压力变化而导致的气体吸入或排出现象，排出气体为相对饱和蒸气。

固定顶罐的呼吸排放可用下式估算其污染物的排放量：

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

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；

H ——平均蒸气空间高度；

ΔT ——一天之内的平均温度差；

F_P ——涂层因子（无量纲）；

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，其他的有机液体取 1.0）。

表 3.6-5 损失量计算参数一览表

	参数		M	P(单位 pa)	D(单位 m)	H(单位 m)	T	F_P	C	K_C	L_B (单位: kg)	项目场内储罐小呼吸废气 (t/a)
原料罐	N-甲基甲酰胺	小呼吸	59.07	146.65	5	4.5	10	1	1	1.0	13.049	1.305
	N-甲基吡咯烷酮	小呼吸	99.13	93.35	5	4.5	10	1	1	1.0	16.102	3.22
	乙二醇二甲醚	小呼吸	162.2	0.8515	5	4.5	10	1	1	1.0	1.080	0.216
	异丙醇	小呼吸	60.10	10839.11	5	3	10	1	1	1.0	217.338	21.734
	丙二醇甲醚	小呼吸	90.12	611.8	5	2.5	10	1	1	1.0	39.087	7.818
	丙二醇甲醚醋酸酯	小呼吸	132	440	5	2.5	10	1	1	1.0	45.702	4.57
	甲醇	小呼吸	32.04	35383.76	5	3	10	1	1	1.0	321.588	32.159
	丙酮	小呼吸	58.08	24661.6	5	3	10	1	1	1.0	411.403	41.140
	丁酮	小呼吸	72.11	9629.3	5	2.5	10	1	1	1.0	217.262	21.726
	四氢呋喃	小呼吸	72.11	18736	5	2.5	10	1	1	1.0	366.942	36.694
乙腈	小呼吸	41.05	8403.5	5	2.5	10	1	1	1.0	111.725	11.172	
产品罐	N-甲基甲酰胺	小呼吸	59.07	146.65	5	4.5	10	1	1	1.0	13.049	1.305
	N-甲基吡咯烷酮	小呼吸	99.13	93.35	5	4.5	10	1	1	1.0	16.102	1.610
	乙二醇二甲醚	小呼吸	62.07	119.99	5	4.5	10	1	1	1.0	11.961	1.196
	异丙醇	小呼吸	60.10	10839.11	5	2.5	10	1	1	1.0	198.040	19.804
	丙二醇甲醚	小呼吸	90.12	611.8	5	2.5	10	1	1	1.0	58.196	3.909
	丙二醇甲醚醋酸酯	小呼吸	132	440	5	2.5	10	1	1	1.0	45.702	4.57
	甲醇	小呼吸	32.04	35383.76	5	2.5	10	1	1	1.0	293.034	29.303

丙酮	小呼吸	58.08	24661.6	5	2.5	10	1	1	1.0	374.874	37.487
丁酮	小呼吸	72.11	9629.3	5	2.5	10	1	1	1.0	217.262	21.726
四氢呋喃	小呼吸	72.11	18736	5	2.5	10	1	1	1.0	366.942	36.694
乙腈	小呼吸	41.05	8403.5	5	2.5	10	1	1	1.0	111.725	11.172

所有储罐均采用氮封储存物料，采用氮封后物料储存，小呼吸造成的有机废气挥发减少 90%。

表 3.6-6 储罐大、小呼吸损失量一览表

污染物	大呼吸损失量 (kg/a)	大呼吸产生速率 (kg/h)	小呼吸损失量 (kg/a)	小呼吸产生速率 (kg/h)	总损失量 (kg/a)	罐区污染物产生速率 (kg/h)
N-甲基甲酰胺 (以非甲烷总烃)	17.98	0.057	2.61	0.0003	20.59	0.0573
N-甲基吡咯烷酮 (以非甲烷总烃)	56.5	0.178	4.83	0.0006	61.33	0.1786
二乙二醇甲醚 (以非甲烷总烃)	0.5	0.002	1.41	0.0002	1.91	0.0022
异丙醇 (以非甲烷总烃)	254.52	17.929	41.54	0.0047	296.06	17.9337
丙二醇甲醚 (以非甲烷总烃)	9.28	0.279	11.73	0.0013	21.01	0.2803
丙二醇甲醚醋酸酯 (以非甲烷总烃)	25.2	0.759	9.14	0.0010	34.34	0.7600
丁酮 (以非甲烷总烃)	372.41	14.988	43.45	0.0050	415.86	14.9930
四氢呋喃 (以非甲烷总烃)	820.12	25.574	73.38	0.0084	893.50	25.5824
乙腈 (以非甲烷总烃)	390.06	11.798	22.34	0.0026	412.40	11.8006
甲醇	533.44	2.99	61.46	0.0070	594.90	2.9970
丙酮	3158.29	19.226	78.63	0.0090	3236.92	19.2350
非甲烷总烃 (合计)	5638.3	93.78	350.53	0.0400	5988.83	93.8200

由于 N-甲基甲酰胺有少量氨味，以臭气浓度计，类比同类企业臭气浓度为 5000（无量纲）。

3.6.1.1.3 进入焚烧装置的--装卸区装车废气

装车过程中物料通过鹤管进入到罐车内部进行装车，由于罐车的罐内液体逐渐升高，气体空间逐渐减小，罐内压力增大，当压力超过呼吸阀控制压力时，一定浓度的有机气体开始从呼吸阀呼出，直到达到罐车最大液位停止装料，所呼出的有机物蒸气造成有机物蒸发的损失称为为装车废气，类似于储罐大呼吸。

表 3.6-7 原料卸车年用时一览表（单位 h/a）

产品	异	丙二	丙二醇甲	N-甲基甲酰胺与二	N-甲基	甲	丙	四氢	丁	乙
----	---	----	------	-----------	------	---	---	----	---	---

名称	丙醇	醇甲醚	醚醋酸酯	乙二醇甲醚的混合液	吡咯烷酮	醇	酮	咪喃	酮	腈
装罐时长	6	4	10	152	154	10	60	13	10	22

参照固定顶罐的工作排放（大呼吸）排放量计算装车废气：

$$LW=4.188 \times 10^{-7} \times M \times P \times KN \times KC$$

式中：

LW ——固顶罐的工作损失， kg/m^3 投入量；

KN ——周转因子（无量纲），取值按年周转次数 K 确定；

$K < 36, KN = 1$ ；

$36 < K \leq 220, K > 220, KN = 0.26$

K_C ——产品因子（石油原油 K_C 取 0.65，其他的有机液体取 1.0）

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）；

表 3.6-8 装车废气损失量计算参数一览表

参数		M	P (单位pa)	KN	K _C	LW	损失(单位: kg)
汽车装车废气	N-甲基甲酰胺 大呼吸	59.07	146.65	1	1.0	0.0036	8.99
	N-甲基吡咯烷酮 大呼吸	99.13	93.35	1	1.0	0.0039	28.25
	乙二醇甲醚 大呼吸	162.2	0.8515	1	1.0	0.0001	0.25
	异丙醇 大呼吸	60.10	10839.11	1	1.0	0.2728	107.22
	丙二醇甲醚 大呼吸	90.12	611.8	1	1.0	0.0231	4.64
	丙二醇甲醚醋酸酯 大呼吸	132	440	1	1.0	0.0243	12.6
	甲醇 大呼吸	32.04	35383.76	1	1.0	0.4748	288.44
	丙酮 大呼吸	58.08	24661.6	1	1.0	0.5495	1579.14
	丁酮 大呼吸	72.11	9629.3	1	1.0	0.5999	176.12
	四氢咪喃 大呼吸	72.11	18736	1	1.0	0.2908	400
	乙腈 大呼吸	41.05	8403.5	1	1.0	0.5658	195.03
合计	甲醇 大呼吸	\	\	\	\	\	288.44
	丙酮 大呼吸	\	\	\	\	\	1579.14
	非甲烷总烃 大呼吸	\	\	\	\	\	2800.68

表 3.6-9 进入焚烧系统情况一览表

区域	项目	污染物	产生量 (t/a)	环保措施
生产车间	废气	非甲烷总烃	466.233	焚烧装置+38m 排气筒 (DA004)
	固废	釜残	1232.427	

罐区	大小呼吸废气	非甲烷总烃	5.989	
装卸区	装车废气	非甲烷总烃	2.8	
合计			1707.449	

3.6.1.1.4 焚烧系统废气

进入焚烧系统的物料为1707.449t/a，焚烧炉运行时间7200h/a，焚烧废气排放量为11000Nm³/h。

本项目焚烧的废物不含重金属因此不含产生重金属废气，焚烧烟气中主要污染物为颗粒物、酸性气体、CO以及可能的少量二噁英。

(1) 颗粒物，来源于进料焚烧产生的灰分；(2) NO_x，主要①危险废物自身具有的有机和无机含氮化合物在焚烧过程中与O₂发生反应生成NO_x；②助燃空气中的N₂在高温条件下被氧化生成NO_x；③助燃燃料燃烧生成NO_x。焚烧炉通过遵循3T+E（即保证焚烧炉出口烟气的足够温度（Temperature）、烟气在燃烧室内停留足够的时间（Time）、燃烧过程中适当的湍流（Turbulence）和过量的空气（Excess Air））的燃烧控制基本原则降低NO_x的产生。

焚烧炉系统废气排放主要是废物焚烧后产生的烟气，焚烧烟气污染物排放具有不稳定、不均衡性，污染物视焚烧废物和焚烧条件而定。焚烧废物中的可燃成分分解、氧化，最后排放的烟气成分主要有酸性组分（SO₂、NO_x、HCl、HF）、CO、CO₂、烟尘、N₂、O₂、二噁英类物质等。

焚烧排放的SO₂、NO_x、HCl、HF、CO等物质排放量取决于进炉物料中的元素成分，因此项目焚烧烟气根据物料衡算法计算。焚烧炉焚烧物料主要为有机溶剂废液回收过程中精馏塔产生的废气、储罐大小呼吸废气、釜底残液及部分废水，根据废有机溶剂回收部分物料平衡，进入焚烧炉物料特性如下表所示。

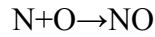
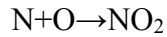
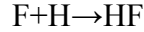
表 3.6-10 危险废物入炉物料特性一览表

密度 kg/m ³	热值 kCal/kg	平均组成 质量%							水	惰性
		C	H	O	N	S	F			
850-1000	3500	49.859	8.010	19.441	8.268	0.001	0.17	11.57	2.68	

注：表格中所列惰性组分不包括重金属。

各元素在焚烧炉中的主要化学反应如下：





惰性组分由于难于燃烧，因此作为灰分进入残渣及飞灰中。焚烧炉系统的物料平衡依据危险废物的元素组成、可能发生的化学反应、空气供给等设计参数进行计算。高温燃烧生成 NO_x ，生成条件与燃烧温度有关。燃烧区氧含量和火焰的温度是 NO_x 的生成的重要因素。当温度恒定时， NO_x 的生成率和氧的含量成正比。在有氧条件下， NO_x 生成量随着温度升高迅速增加。本报告依据焚烧炉初步设计文件列出了焚烧炉的物料平衡，如表 3.6-11 所示。

表 3.6-11 焚烧炉系统物料平衡表

进焚烧炉					出焚烧炉				
进炉物质	进炉量 (t/a)	进炉量 (kg/h)	以元素计	废料元素量 (t/a)	出炉物质	排出量 (t/a)	排出量 (kg/h)	产生浓度 (mg/m ³)	
进炉废物	1708.801	237.33	H ₂ O	197.716	水	H ₂ O	3752.536	521.19	/
空气	53079.243	7372.12	C	851.99	干烟气	CO	1	0.14	12.68
天然气	1033.056	143.48	H	136.876		CO ₂	5963.327	828.24	/
消石灰	216	30	O	332.21		SO ₂	0.52	0.07	6.57
活性炭	36	5	N	141.29		HF	3.06	0.43	38.64
碱	345.6	48	S	0.017		NO	72.576	10.08	1018.18
氨	43.2	6	F	2.9		NO ₂	8.064	1.12	
			惰性组分	45.802		N ₂	42037.317	5838.52	/
						O ₂	3936.898	546.79	/
					飞灰/烟尘	1.512	0.21	19.09	
					炉渣	685.09	95.15	/	
总计	56461.9	7841.93		1708.801		56461.9	7841.93		

根据建设单位提供资料，焚烧炉年工作时间 7200 小时，焚烧炉年耗气量为 144 万 Nm³/a。

根据《第二次全国污染源普查产排污核算系数手册（试用版）》中 4430 工业锅炉（热力供应）行业系数手册进行核算。

表3.6-12 燃气焚烧炉天然气燃烧产污一览表

产污工序	污染物名称	产污系数	产生量 (t/a)	排放量 (t/a)
焚烧	天然气燃烧产物			

炉	耗天然气量	--	144万 m ³	
	废气量	136259.17Nm ³ /万 m ³	1962.13 万 m ³ /a	
	烟尘	0.68kg/万 m ³ -原料	0.098	0.098
	SO ₂	0.02S	0.173	0.173
	NOx	8kg/万 m ³ -原料	1.152	1.152

表3.6-13 燃气焚烧炉产污汇总表

产污工序	污染物名称	产生量 (t/a)	产生速率 (kg/h)	产生浓度 (mg/m ³)	实际氧含量许可排放浓度 (mg/m ³)
焚烧炉	废气量	7920 万 m ³ /a	11000m ³ /h	/	/
	烟尘	1.61	0.22	20.328	27.73
	SO ₂	0.693	0.10	8.750	11.94
	NOx	81.792	11.36	1032.727	1408.64
	CO	1.0	0.14	12.68	17.30
	HF	3.06	0.43	38.64	52.70

注：预测烟气氧含量 7.36%

根据上表数据，结合《危险废物焚烧污染控制标准》（GB18484-2020），本项目选择酸性组分中的 CO、SO₂、NO_x、HCl、HF、烟尘为评价因子，产生烟气通过“3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝”处理后，经 38m 排气筒达标排放。

二噁英特征污染物组分比较复杂，无法采用物料衡算计算，也无相关的排污系数数据，因此对二噁英污染源强采用类比法，通过类比同类型已运行焚烧炉的竣工验收数据进行计算。

本评价类比江苏某固废处置有限公司 4950t/a 危险废物集中焚烧设施项目的竣工环保验收监测报告。类比项目竣工监测期间的废气排放量如下表所示。

表3.6-14 江苏某固废处置有限公司项目单台焚烧炉有组织排放结果

污染物指标(风量 5000m ³ /h 左右)		烟气治理设施入口		烟气治理设施出口		达标情况
二噁英	监测日期	9月2日	9月3日	9月2日	9月3日	-
	排放浓度 (ngTEQ/m ³)	-	-	0.21	0.34	达标
	排放速率 (gTEQ/h)	-	-	1.21×10 ⁻⁶	1.97×10 ⁻⁶	-

该项目主要处理的危险废物为废精馏残渣、废有机液、废矿物油、废乳化剂等，焚烧炉炉型为回转窑，焚烧炉处理量为 15t/d，尾气采用“烟气急冷+半干法脱酸+消石灰吸附+活性炭过滤+布袋除尘+湿法脱酸”处理工艺。焚烧炉的处理规模以及降二噁英、除尘、脱硫、脱酸治理工艺与本项目相似，但风量小于本项目，因此不能直接类比排放浓度，应类比处理排放量。为保守起见，二噁英排放源强

取较大值，即 $1.97 \times 10^{-6} \text{gTEQ/h}$ ，按一天 24 小时处理 15t 危废，则推算出二噁英每吨危废处理量排放量： $3.15 \times 10^{-6} \text{gTEQ/t}$ ，本项目日处理 5.7t 危废，风量为 $13000 \text{m}^3/\text{h}$ ，则类比推算出本项目二噁英排放浓度为 $5.34 \times 10^{-11} \text{gTEQ/m}^3$ （ 0.0534ngTEQ/m^3 ）。

3.6.1.2 化验室废气（DA003）

（1）化验室废气

化验室在进行原料成分检测过程中，会产生易挥发有机物的逸散，本项目分析实验均在实验室通风柜中进行，每天实验时间按 4h 计。根据企业提供资料项目实验室有机溶液年使用量为 1.5t/，蒸发或挥发量以 1%计，通风柜废气通过处理装置装置处理后排放。实验室废气产生情况详见表 3.6-15。

表 3.6-15 实验室废气产生及情况一览表

项目	污染物	产生量(kg/a)	产生速率(kg/h)	排放特征	环保措施
化验室废气	非甲烷总烃	15	0.013	间歇排放	活性炭吸附装置+27m 排气筒 1 套（DA003）

3.6.1.3 灌装站及危废库废气（DA002）

灌装车间内进行桶装产品灌装以及桶装原料检验后泵入储罐，灌装过程以及桶装原料开盖泵入储罐过程会产生少量废气。

（1）桶装原料转移过程中废气

大部分原料通过危险废物运输单位专业槽车运输至本项目厂区。但仍有小部分原料通过桶装形式由危废运输单位运至本项目厂区原料仓库，该部分原料灌装车间通过进料泵打入原料储罐的过程中，进料储罐由于液面上升和扰动产生的呼吸气收集进入原料储罐区废气处理系统，原料桶操作口产生的污染物逸散由操作工位上设置的集风罩进行收集，收集效率按 90%计，收集后经废气处理系统处理后排放。

物料转移过程废气产生量参考《空气污染物排放和控制手册工业污染源调查与研究》（美国环保局 EPA 编）推荐公式进行计算，公式如下：

$$L_L = 1.50 \frac{SPM}{T}$$

其中， L_L ——物料损失， kg/m^3 ；

M ——蒸汽的分子量；

P ——装载液体的真实蒸汽压力，psi；

T ——装载液体的批量温度， $^{\circ}R$ （兰氏度）；

S ——饱和因子。

桶装原料转移过程污染物产生情况计算结果如表 3.6-16 所示。

表 3.6-16 桶装原料转移（加入原料罐）过程废气源强

污染源	污染物	产生量 (kg/a)	收集量 (kg/a)	产生速率 (kg/a)	排放特征	去向
原料转移 过程废气	N-甲基甲酰胺	97.66	87.90	0.02930	间歇排放	水洗塔+二级活性炭吸附装置 +27m 排气筒 1 套（DA002）
	N-甲基吡咯烷酮	546.32	491.69	0.16390		
	二乙二醇丁醚	536.34	482.71	0.16090		
	异丙醇	3.08	2.77	0.00092		
	丙二醇甲醚	10.16	9.15	0.00305		
	丙二醇甲醚醋酸酯	52.11	46.90	0.01563		
	甲醇	13.55	12.20	0.00407		
	丙酮	122.82	110.54	0.03685		
	丁酮	16.64	14.97	0.00499		
	四氢呋喃	40.66	36.60	0.01220		
	乙腈	34.72	31.25	0.01042		
	非甲烷总烃 (合计)	1474.07	1326.67	0.44222		

(2) 灌装生产线废气

部分产品在灌装生产线上进行灌装，项目采用自动灌装生产线，灌装器出口伸入产品桶内进行灌装，灌装过程产生少量废气，类比同类项目，该过程挥发量约为灌装量的十万分之一，灌装生产线上设置集气罩，收集效率 90%。

表 3.6-17 灌装线及灌装废气产生量一览表（单位 kg/a）

产品名称	丙二醇甲醚	丙二醇甲醚醋酸酯	N-甲基甲酰胺与二乙二醇甲醚的混合液	N-甲基吡咯烷酮	甲醇	丙酮	四氢呋喃	丁酮	乙腈	非甲烷总烃合计

产品名称	丙二醇甲醚	丙二醇甲醚醋酸酯	N-甲基甲酰胺与乙二醇甲醚的混合液	N-甲基吡咯烷酮	甲醇	丙酮	四氢呋喃	丁酮	乙腈	非甲烷总烃合计
灌装量	20	60	900	900	60	300	80	60	132	
废气产生量	0.2	0.6	9	9	0.6	3	0.8	0.6	1.32	25.12
废气收集量	0.18	0.54	8.1	8.1	0.54	2.7	0.72	0.54	1.188	22.608
产生速率	0.00006	0.00018	0.0027	0.0027	0.00018	0.0009	0.00024	0.00018	0.000396	0.007536

表 3.6-18 灌装站废气情况一览表

区域	项目	污染物	产生量 (t/a)	环保措施
灌装车间	转移废气	非甲烷总烃 甲醇 丙酮	1.327	喷淋塔+二级活性炭吸附装置+27m 排气筒 1套 (DA003)
	灌装废气		0.023	
			0.013	
			0.113	
合计			1.375	

(3)危废暂存间废气

根据生产工艺及技术条件以及产生的危废类别（主要为废活性炭、污泥以及釜残，活性炭、污泥通过密闭袋装、釜残通过密闭桶装），根据废活性炭吸附有机废气量以及釜残，类比相关企业数据，危废库非甲烷总烃的产生量为 0.12t/a，臭气浓度为 2000（无量纲）。

表 3.6-19 灌装站、危废库源强一览表

项目	污染因子	产生速率 (kg/h)	产生量 (kg/a)	治理措施
危废库	非甲烷总烃	0.017	120	喷淋塔+二级活性炭吸附装置+27m 排气筒 1套
	臭气浓度	2000（无量纲）		
灌装站	非甲烷总烃	0.448	1350	

项目	污染因子	产生速率 (kg/h)	产生量 (kg/a)	治理措施
	甲醇	0.004	12.74	套 (DA002)
	丙酮	0.038	113.24	
	臭气浓度	2000 (无量纲)		
合计	非甲烷总烃 (合计)	0.465	1470	
合计	甲醇	0.004	12.74	套 (DA002)
	丙酮	0.038	113.24	
	臭气浓度	2000 (无量纲)		

3.6.1.4 废水处理站废气 (DA004)

本项目新建废水处理站 1 座，加盖密闭，废气全部收集，废水处理站运行过程中产生废气非甲烷总烃、硫化氢和氨，根据类比《河北环博生态科技有限责任公司 30000 吨/年有机溶剂废液回收利用项目环境影响报告书》废水处理站废气排放量（污水处理量 57.47t/d，设计处理能力 70 t/d，处理工艺中采用生物厌氧工艺与本项目污水处理工艺类似），本项目非甲烷总烃的产生量为 0.2t/a，硫化氢产生量为 0.75t/a，氨产生量为 1.125t/a，臭气浓度 19000 无量纲。

表 3.6-20 废水处理站源强一览表

项目	污染因子	产生浓度 (kg/h)	产生量 (kg/a)	治理措施
废水处理站	非甲烷总烃	0.023	200	碱洗塔+生物滤床+活性炭吸附装置+27m 排气筒 1 套 (DA004)
	硫化氢	0.086	750	
	氨	0.129	1125	
	臭气浓度	19000 (无量纲)		

3.6.1.4 有组织废气

本项目共设 4 套废气处理系统。废气治理措施流程图详见图 3.6-1~3.6-3

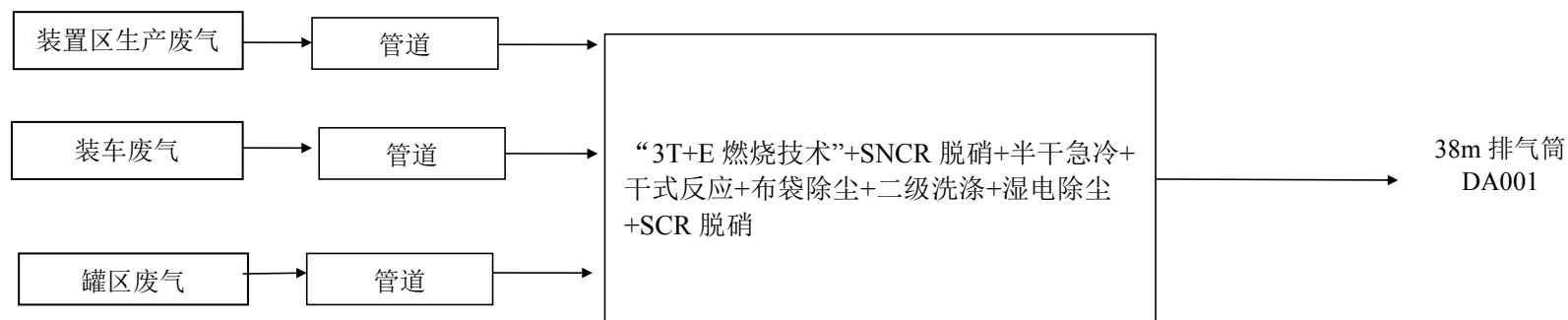


图 3.6-1 焚烧炉废气治理措施流程图

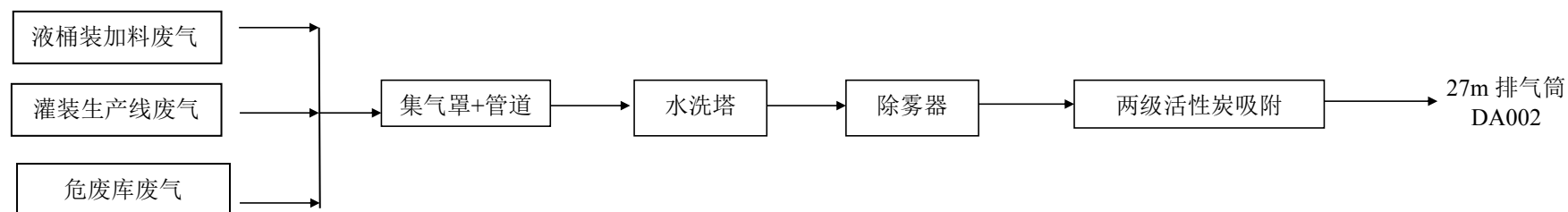


图 3.6-2 灌装车间、危废库废气治理措施流程图

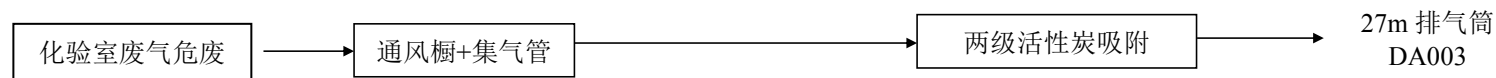


图 3.6-3 化验室废气治理措施流程图

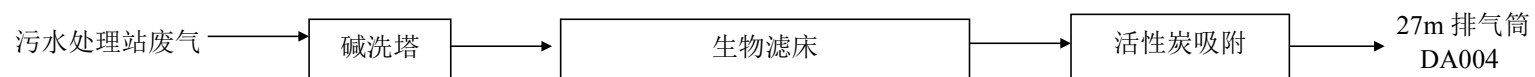


图 3.6-4 废水处理站废气治理措施流程图

1、焚烧炉废气处理系统

（1）烟气排放量

根据核算，建成后焚烧炉运行时间 7200h/a，风量为 11000m³/h。

（2）颗粒物

危险废物中的灰分以及天然气在燃烧时产生颗粒物，部分随烟气流排出焚烧炉。根据类比和参数计算，颗粒物产生浓度约 27.73mg/m³，颗粒物经过“3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝+38 米高排气筒”工艺除尘效率可达 99%以上。

（3）NO_x

危险废物焚烧过程中，NO_x主要有三个来源：（1）危险废物自身具有的有机和无机含氮化合物在焚烧过程中与 O₂ 发生反应生成 NO_x；（2）助燃空气中的 N₂ 在高温条件下被氧化生成 NO_x；（3）助燃燃料燃烧生成 NO_x。焚烧炉通过遵循 3T+E（即保证焚烧炉出口烟气的足够温度（Temperature）、烟气在燃烧室内停留足够的时间（Time）、燃烧过程中适当的湍流（Turbulence）和过量的空气（ExcessAir））的燃烧控制基本原则降低 NO_x 的产生，焚烧炉采用低氮燃烧，根据物料平衡计算，NO_x 产生浓度约 1408.64mg/m³，烟气处理工艺中“3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝+35 米高排气筒”，脱硝能够有效的去除烟气中的 NO_x，处理效率 90%。

（4）SO₂

根据物料平衡核算，SO₂ 产生浓度约为 11.94 mg/m³，““3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝” 焚烧烟气中 SO₂ 去除效率可达到 95%以上。

（5）HF

根据项目焚烧的废物种类分析，生产环节有含氟有机物，氟化物在燃烧过程中会生成 HF。根据物料平衡 HF 产生浓度约为 52.70mg/m³，采用“3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝工艺进行处理后，焚烧烟气中 HF 去除效率可达到 95%以上。

（6）二噁英类

危险废物焚烧过程中二噁英类的主要来源如下：项目焚烧废液中无有机氯化物，考虑其他因素带入，在燃烧中前体物分子通过重排、自由基综合、脱氯或其

它分子反应等过程会生成二噁英，这部分二噁英在高温燃烧条件下大部分也会被分解；当因燃烧不充分而在烟气中产生过多的未燃尽物质，并遇适量的触媒物质（如 Cu、Fe 等过渡金属或其氧化物）及 300~500℃ 的温度环境，则在高温燃烧中已分解的二噁英将会重新生成。项目通过以下措施控制二噁英的产生和排放：设计合理的焚烧炉结构，加之先进的计算机控制系统，确保合理的焚烧工况，实现 3T+E 焚烧，使烟气温度达到 1100℃ 以上时，在炉内停留时间大于 2s，以确保二噁英的分解；在急冷塔中 1 秒内骤冷至 200℃ 以下，减少二噁英类物质的重新生成；通过烟气处理系统中的活性炭喷入装置，将活性炭喷入袋式除尘器之前的烟气管道中，吸附烟气中的二噁英类，吸附后的活性炭在袋式除尘器中与其它颗粒物一起被收集。

项目焚烧废液中无有机氯化物，考虑其他因素带入，根据类比调查，经采取有效的制二噁英产生措施，进入布袋前的二噁英类产生浓度小于 0.179ngTEQ/m³，再经““3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝” 焚烧烟气中的二噁英的净化效率达 75%以上。

（7）CO

CO 是由于废物中有机物不完全燃烧产生的。焚烧炉运行过程中，由于局部供氧不足或温度偏低等原因，有机物中的碳元素一部分被氧化成 CO。

本项目废物焚烧过程一是要求控制适宜的燃烧温度，使废物燃烧完全；二是要求控制适当的过量空气量，可以获得较高的焚烧热效率。

（8）焚烧烟气治理措施及排放情况

项目焚烧炉通过遵循 3T+E 的燃烧控制，减少 NO_x、二噁英类、CO 等污染物的产生量；同时在危险废物焚烧烟气流程上采用“SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤”工艺进行末端净化。

2、灌装车间、危废库废气处理装置

灌装站、危废库废气经管道收集后，进入废气处理装置，废气处理装置采用水洗塔+两级活性炭吸附装置处理，处理后废气经 27m 高排气筒排放（DA002）。灌装站、危废库废气主要是溶于水的有机废气，N-甲基甲酰胺等胺类物质也可以通过酸性水去除，去除率按 50%计，二级活性炭对剩余废气污染物的去除率按 80%计，综合处理效率 90%，该套废气治理设施企业设计风量为 35000m³/h，废气量为 25200×10⁴m³/a

3、化验室废气废气处理装置

化验室废气经通风橱收集管道送至废气处理装置，废气处理装置采用喷淋塔+两级活性炭吸附装置处理，处理后废气经 27m 高排气筒排放（DA003）。实验室废气主要是溶于水的有机废气，N-甲基甲酰胺等胺类物质也可以通过酸性水喷淋去除，去除率按 50%计，二级活性炭对剩余废气污染物的去除率按 80%计，综合处理效率 90%，该套废气治理设施企业设计风量为 9000m³/h，废气量为 6.48×10⁷m³/a。

4、废水处理站废气

本项目新建废水处理站 1 座，加盖密闭，废气全部收集，废水处理站运行过程中产生废气非甲烷总烃、硫化氢和氨，废气经过废气处理装置处理，废气处理装置采用“碱喷淋+生物滤床+两级活性炭吸附”，处理后废气经 27m 高排气筒排放（DA004）。装置对废气污染物的综合去除率按 99.5%计，该套废气治理设施企业设计风量为 15000m³/h，废气量为 13140×10⁴m³/a。

生产废气排放情况详见表 3.6-21。

表 3.6-21 生产废气排放情况一览表

产品及生产工序	污染物	气量 (m³/h)	气量 (m³/a)	产生情况			处理效率	排放情况			处理措施	排放规律
				mg/m³	t/a	kg/h		mg/m³	t/a	kg/h		
焚烧炉废气	颗粒物	11000	7.92×10 ⁷	27.73	1.61	0.22	99%	0.277	0.016	0.002	“3T+E 燃烧技术”+SNCR 脱硝+半干急冷+干式反应+布袋除尘+二级洗涤+湿电除尘+SCR 脱硝+38m 排气筒 (DA001)	连续排放
	SO ₂			11.94	0.693	0.1	95%	0.597	0.035	0.005		
	NO _x			1408.64	81.792	11.36	90%	140.864	8.179	1.136		
	CO			17.30	1.0	12.63	/	17.3	1.000	12.63		
	HF			52.70	3.06	0.14	95%	2.635	0.153	0.007		
	二噁英			0.271 ngTEQ/m ³	2.15×10 ⁻² gTEQ/m ³	2.99×10 ⁻⁶ gTEQ/m ³	75%	0.067 ngTEQ/m ³	5.383×10 ⁻³ gTEQ/a	7.48×10 ⁻⁷ gTEQ/h		
危废库、灌装站	非甲烷总烃 (合计)	35000	2.52×10 ⁸	13.29	1.47	0.465	90%	1.329	0.147	0.0465	喷淋塔+两级活性炭吸附装置+27m 排气筒 1 套 (DA002)	间歇排放
	甲醇			0.11	0.013	0.004		0.011	0.0013	0.0004		
	丙酮			1.09	0.113	0.038		0.109	0.0113	0.0038		
	臭气浓度			2000 (无量纲)				200 (无量纲)				
化验室	非甲烷总烃 (合计)	9000	6.48×10 ⁷	1.44	0.015	0.013	90%	0.14	0.002	0.001	两级活性炭吸附装置+27m 排气筒 1 套 (DA003)	间歇排放
废水处理站	非甲烷总烃	15000	13140×10 ⁴	1.517	0.2	0.023	98%	0.03	0.004	0.0005	碱洗塔+生物滤床+活性炭吸附+27m 排气筒 1 套 (DA004)	连续排放
	硫化氢			5.700	0.75	0.086	98%	0.114	0.015	0.002		
	氨			8.567	1.125	0.129	98%	0.171	0.0225	0.003		
	臭气浓度			19000 (无量纲)			99%			190 (无量纲)		

经过以上分析可知，

（1）焚烧废气

焚烧炉烟气中颗粒物排放浓度约为 $0.277\text{mg}/\text{m}^3$ ，颗粒物排放速率为 $0.002\text{kg}/\text{h}$ ，排放量为 $0.016\text{t}/\text{a}$ 。颗粒物排放浓度满足《危险废物焚烧污染控制标准》（GB18484-2020）表 3 中标准限值（1 小时均值 $30\text{mg}/\text{m}^3$ ，24 小时均值 $20\text{mg}/\text{m}^3$ ）。

焚烧炉烟气中 NO_x 排放浓度约为 $140.864\text{mg}/\text{m}^3$ ， NO_x 排放速率为 $1.136\text{kg}/\text{h}$ ，排放量为 $8.179\text{t}/\text{a}$ 。 NO_x 排放浓度满足《危险废物焚烧污染控制标准》（GB18484-2020）表 3 中标准限值（1 小时均值 $300\text{mg}/\text{m}^3$ ，24 小时均值 $250\text{mg}/\text{m}^3$ ）。

焚烧炉烟气中 SO_2 排放浓度约为 $0.597\text{mg}/\text{m}^3$ ， SO_2 排放速率为 $0.005\text{kg}/\text{h}$ ，排放量为 $0.035\text{t}/\text{a}$ 。 SO_2 排放浓度满足《危险废物焚烧污染控制标准》（GB18484-2020）表 3 中标准限值（1 小时均值 $100\text{mg}/\text{m}^3$ 、24 小时均值 $80\text{mg}/\text{m}^3$ ）。

焚烧炉烟气中 HF 排放浓度约为 $2.635\text{mg}/\text{m}^3$ ，HF 排放速率为 $0.007\text{kg}/\text{h}$ ，排放量为 $0.153\text{t}/\text{a}$ 。HF 排放浓度满足《危险废物焚烧污染控制标准》（GB18484-2020）表 3 中标准限值（1 小时均值 $4.0\text{mg}/\text{m}^3$ ，24 小时均值 $2.0\text{mg}/\text{m}^3$ ）。

焚烧炉烟气中二噁英排放浓度约 $0.067\text{ngTEQ}/\text{m}^3$ ，二噁英类排放速率为 $7.48 \times 10^{-7}\text{gTEQ}/\text{h}$ ，排放量为 $5.383 \times 10^{-3}\text{gTEQ}/\text{a}$ 。二噁英类排放浓度满足《危险废物焚烧污染控制标准》（GB18484-2020）表 3 中标准限值（ $0.5\text{ngTEQ}/\text{m}^3$ ）。

焚烧炉烟气中 CO 产生浓度控制到 $17.3\text{mg}/\text{m}^3$ ，CO 排放速率为 $12.63\text{kg}/\text{h}$ ，排放量为 $1\text{t}/\text{a}$ 。CO 排放浓度满足《危险废物焚烧污染控制标准》（GB18484-2020）表 3 中标准限值（1 小时均值 $100\text{mg}/\text{m}^3$ ，24 小时均值 $80\text{mg}/\text{m}^3$ ）。

净化后的焚烧烟气通过一根 38 米高排气筒（DA001）排放，烟气中各污染物排放浓度符合《危险废物焚烧污染控制标准》（GB18484-2020）表 3 中标准限值。

（2）危废库、灌装站废气

经分析危废库、灌装站废气排放过程中生产装置废气中非甲烷总烃排放满足《工业企业挥发性有机物排放控制标准》（DB13/2322-2016）表 1 中其他行业标准要求（ $80\text{mg}/\text{m}^3$ ）；

臭气浓度排放满足《恶臭污染物排放标准》（GB14554-93）表 2 排放标准值（6000（无量纲），25m 排气筒）；

甲醇排放满足《工业企业挥发性有机物排放控制标准》（DB13/2322-2016）表 1 中的医药制造工业标准（ $20\text{mg}/\text{m}^3$ ）。

丙酮排放满足《工业企业挥发性有机物排放控制标准》（DB13/2322-2016）

表1中的医药制造工业标准。（60mg/m³）

（3）化验室废气

经分析化验室废气排放过程中非甲烷总烃排放满足《工业企业挥发性有机物排放控制标准》（DB13/2322-2016）表1中其他行业标准要求（80mg/m³）；

（4）污水处理站废气

污水处理站废气中非甲烷总烃排放满足《工业企业挥发性有机物排放控制标准》（DB13/2322-2016）表1中标准要求（80mg/m³）；

污水处理站废气中氨排放满足《恶臭污染物排放标准》（GB14554-93）表2排放标准（最高允许排放速率：14kg/h，25m排气筒）；

污水处理站废气中硫化氢排放满足《恶臭污染物排放标准》（GB14554-93）表2排放标准值（最高允许排放速率：0.90kg/h，25m排气筒）；

污水处理站废气中臭气浓度排放满足《恶臭污染物排放标准》（GB14554-93）表2排放标准值（6000（无量纲），25m排气筒）

3.6.1.6 无组织废气

无组织排放源主要包括生产装置区、废水处理站以及储运工程的污染物逸散。为减少无组织排放污染物，项目原料输送管线均闭，并尽量减少阀门等接点，并加强管理。

1、储运工程

本项目所有有机物料储罐均设置氮封系统，有机物料储存过程中产生的废气均送至相应的废气处理设施处理后排放。

（1）原料转移过程（由桶转移到罐）以及灌装生产线（灌装车间）

罐车运送的原料卸料过程中原料罐产生废气经管道收集后由废气处理装置处理，杜绝无组织排放。原料转移过程中的无组织排放主要产生自以桶装形式运输的原料转移加入原料罐过程中，原料桶操作口处的挥发性有机物逸散。通过在装卸区的桶装物料加料区的原料桶开口上方设置集气罩来对有机废气进行收集，并送至废气处理系统处理后排放。根据分析，集气罩收集效率按照 90%计，故非甲烷总烃排放量为 149.912kg/a，0.017kg/h；甲醇排放量为 1.41kg/a，0.00016kg/h；丙酮排放量为 14.98kg/a，0.0017kg/h。

2、生产过程

项目生产装置投料、出料方式均为管道输送，不存在开放环境下投料产生污染物逸散。各生产装置均采用氮封技术，生产过程中整个装置与外界环境隔绝，装置废气输送至装置区废气处理系统处理达标后排放，有效控制生产过程无组织排放。

通过以上分析，生产装置运行过程中无组织排放得到有效控制，考虑到生产环节各设备、管线的阀门、法兰等处可能存在少量的跑冒滴漏，无组织挥发量以原料中主要易挥发成分万分之一计。经过分析，非甲烷总烃的产生量为 3000kg/a，产生速率为 0.42kg/h。甲醇的产生量为 375kg/a，产生速率为 0.05kg/h，丙酮排放量为 125kg/a，0.017kg/h。

3、废水处理站

未被收集的 H₂S、NH₃ 厂区无组织排放，采取各产臭单元密闭，加强有组织收集，合理布局、建设绿化隔离带、污泥及时外运等措施，建成后各污染因子的排放量及排放速率分别为 NH₃：0.0022t/a、0.0003kg/h；H₂S：0.0011t/a、0.00012kg/h。