塔顶采出罐暂存会产生少量不凝气（G30-4），主要污染物为 1，2-丙二醇。

⑤产品采出脱重

塔釜内剩余物料经 P4301A/B 塔塔釜泵送入 T4401 塔中部塔内到指定液位。塔釜用蒸汽加热 T4401 塔再沸器（E-4401），汽化后的物料上升到塔顶，经塔顶一级冷凝器（E-4402）和二级冷凝器（E-4403）冷凝后进入 T4401 塔回流罐（V-4401）经 P4402A/B 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 T4201 塔进料预热器（E-4204）经产品冷却器（E-4205）进入到 T4401 塔产品罐（V4501）缓存，再由 T4401 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（G30-5），主要污染物为 1，2-丙二醇。

产品冷却器会产生少量不凝气（G30-6），主要污染物为 1，2-丙二醇。

产品罐暂存会产生少量不凝气（G30-7），主要污染物为 1，2-丙二醇。

⑥刮板工序

产品采出后，塔釜物料经 T4401 塔塔釜泵（P-4401A/B）排放至 T4401 塔残液罐（V-4502）中暂存后进入刮板蒸发工段处理。

T4401 塔残液罐（V-4502）残液经泵送往 V-3601 中，残液经刮板预热器（E3601）加热后进入到 E-3603 刮板蒸发器中，汽化的物料经刮板冷凝器（E-3602）冷凝后进入刮板接收罐（V-3602A/B）中，分离出粗品返回（V4101）原料缓冲罐，刮板底部物料作为固废进入到刮板残液罐（V-3603）中经刮板残液泵（P3603）输送去焚烧。

残液罐废气（G30-8），主要污染物为 1，2-丙二醇；

残液缓冲罐废气（G30-9），主要污染物为 1，2-丙二醇；

冷凝器产生的不凝气（G30-10），主要污染物为 1，2-丙二醇；

刮板接收罐暂存废气（G30-11），主要污染物为 1，2-丙二醇 ；

刮板废液（S30-1），主要污染物为 1，2-丙二醇、甘油。

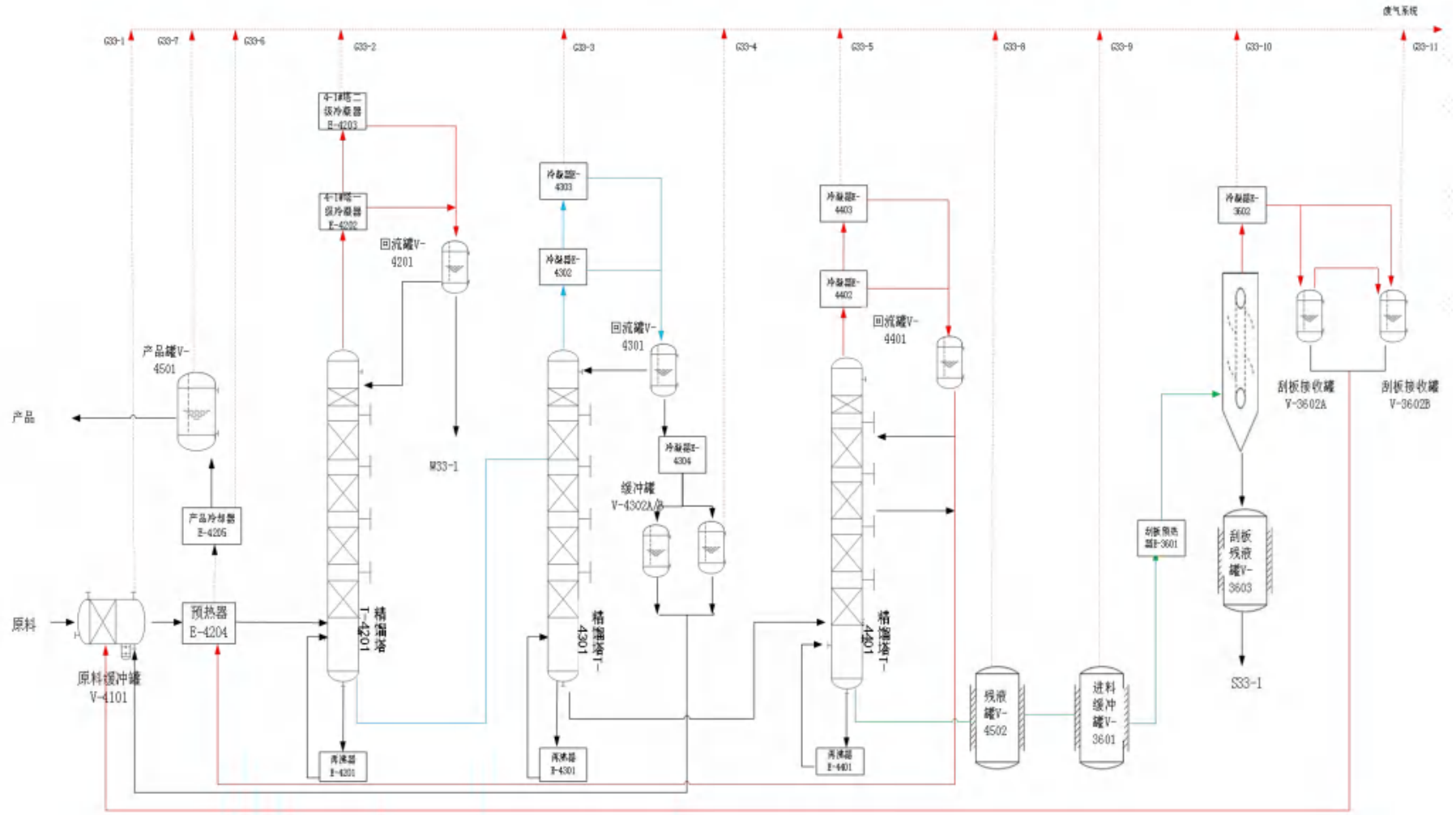


图 3.5.1-33 1,2-丙二醇废液处理工艺流程图

废气 G、废水 W、固废 S

表 3.5.1-30 1,2-丙二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	G30-1	进料工序	1,2-丙二醇	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）
	G30-2	升温脱水冷凝工序	1,2-丙二醇		
	G30-3	升温初采二级冷凝工序	1,2-丙二醇		
	G30-4	塔顶采出罐暂存	1,2-丙二醇		
	G30-5	产品采出二级冷凝工序	1,2-丙二醇		
	G30-6	产品冷却工序	1,2-丙二醇		
	G30-7	产品罐	1,2-丙二醇		
	G30-8	残液罐	1,2-丙二醇		
	G30-9	残液缓冲罐	1,2-丙二醇		
	G30-10	刮板冷凝器	1,2-丙二醇		
	G30-11	刮板接收罐	1,2-丙二醇		
废水	W30-1	冷凝废水	1,2-丙二醇、水		污水处理站
固废	S30-1	刮板工序	1,2-丙二醇、甘油		送焚烧炉处理

3.5.1.31 一乙醇胺废液处理工艺流程

生产原理：废液主要成分一乙醇胺、水、 2-氨乙基硫酸酯（926-39-6），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。

一乙醇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，二塔二次脱水，三塔为精制产品，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，应使用清水及蒸汽清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在化验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

一乙醇胺废液经 T4201 塔进料泵（P4101A/B)送入 T4201 塔中部，塔釜到指定液位。

原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G31-1），主要污染物为 一乙醇胺。

③升温脱水

用蒸汽加热 T4201 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 T4201 塔一级冷凝器（E-4202）和二级冷凝器（E-4203）冷凝，冷凝温度 50℃，冷凝液进入 T4201 塔回流罐（V-4201）经 T4201 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（G31-2），主要污染物为 一乙醇胺。

冷凝过程会产生废水（W34-1），主要污染物为 一乙醇胺、水。

④升温汽化初采

塔釜内剩余物料经 P4201A/B 塔塔釜泵送入 T4301 塔中部塔内到指定液位。用蒸汽加热 T4301 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 T4301 塔顶一级冷凝器（E-4302）和二级冷凝器（E-4303）进行冷凝后进入回流罐（V4301）,再经过冷凝器（E-4304），进入塔顶采出罐（V4302A/B），经 P4303A/B 采出泵送入原料缓冲罐（V4101）进行回收。

二级冷凝器会产生少量不凝气（G31-3），主要污染物为一乙醇胺。

塔顶采出罐暂存会产生少量不凝气（G31-4），主要污染物为一乙醇胺。

⑤产品采出脱重

塔釜内剩余物料经 P4301A/B 塔塔釜泵送入 T4401 塔中部塔内到指定液位。塔釜用蒸汽加热 T4401 塔再沸器（E-4401），汽化后的物料上升到塔顶，经塔顶一级冷凝器（E-4402）和二级冷凝器（E-4403）冷凝后进入 T4401 塔回流罐（V-4401）经 P4402A/B 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 T4201 塔进料预热器（E-4204）经产品冷却器（E-4205）进入到 T4401 塔产品罐（V4501）缓存，再由 T4401 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（G31-5），主要污染物为 一乙醇胺。

产品冷却器会产生少量不凝气（G31-6），主要污染物为 一乙醇胺。

产品罐暂存会产生少量不凝气（G31-7），主要污染物为 一乙醇胺。

⑥刮板工序

产品采出后，塔釜物料经 T4401 塔塔釜泵（P-4401A/B）排放至 T4401 塔残液罐（V-4502）中暂存后进入刮板蒸发工段处理。

T4401 塔残液罐（V-4502）残液经泵送往 V-3601 中，残液经刮板预热器（E3601）加热后进入到 E-3603 刮板蒸发器中，汽化的物料经刮板冷凝器（E-

3602）冷凝后进入刮板接收罐（V-3602A/B）中，分离出粗品返回（V4101）原料缓冲罐，刮板底部物料作为固废进入到刮板残液罐（V-3603）中经刮板残液泵（P3603）输送去焚烧。

残液罐废气（G31-8），主要污染物为 一乙醇胺；

残液缓冲罐废气（G31-9），主要污染物为 一乙醇胺；

冷凝器产生的不凝气（G31-10），主要污染物为 一乙醇胺；

刮板接收罐暂存废气（G31-11），主要污染物为 一乙醇胺 ；

刮板废液（S31-1），主要污染物为 一乙醇胺、 2-氨乙基硫酸酯。

表 3.5.1-31 一乙醇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	G31-1	进料工序	一乙醇胺	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）
	G31-2	升温脱水冷凝工序	一乙醇胺		
	G31-3	升温初采二级冷凝工序	一乙醇胺		
	G31-4	塔顶采出罐暂存	一乙醇胺		
	G31-5	产品采出二级冷凝工序	一乙醇胺		
	G31-6	产品冷却工序	一乙醇胺		
	G31-7	产品罐	一乙醇胺		
	G31-8	残液罐	一乙醇胺		
	G31-9	残液缓冲罐	一乙醇胺		
	G31-10	刮板冷凝器	一乙醇胺		
	G31-11	刮板接收罐	一乙醇胺		
废水	W31-1	冷凝废水	一乙醇胺、水		污水处理站
固废	S31-1	刮板工序	一乙醇胺、 2-氨乙基硫酸酯		送焚烧炉处理

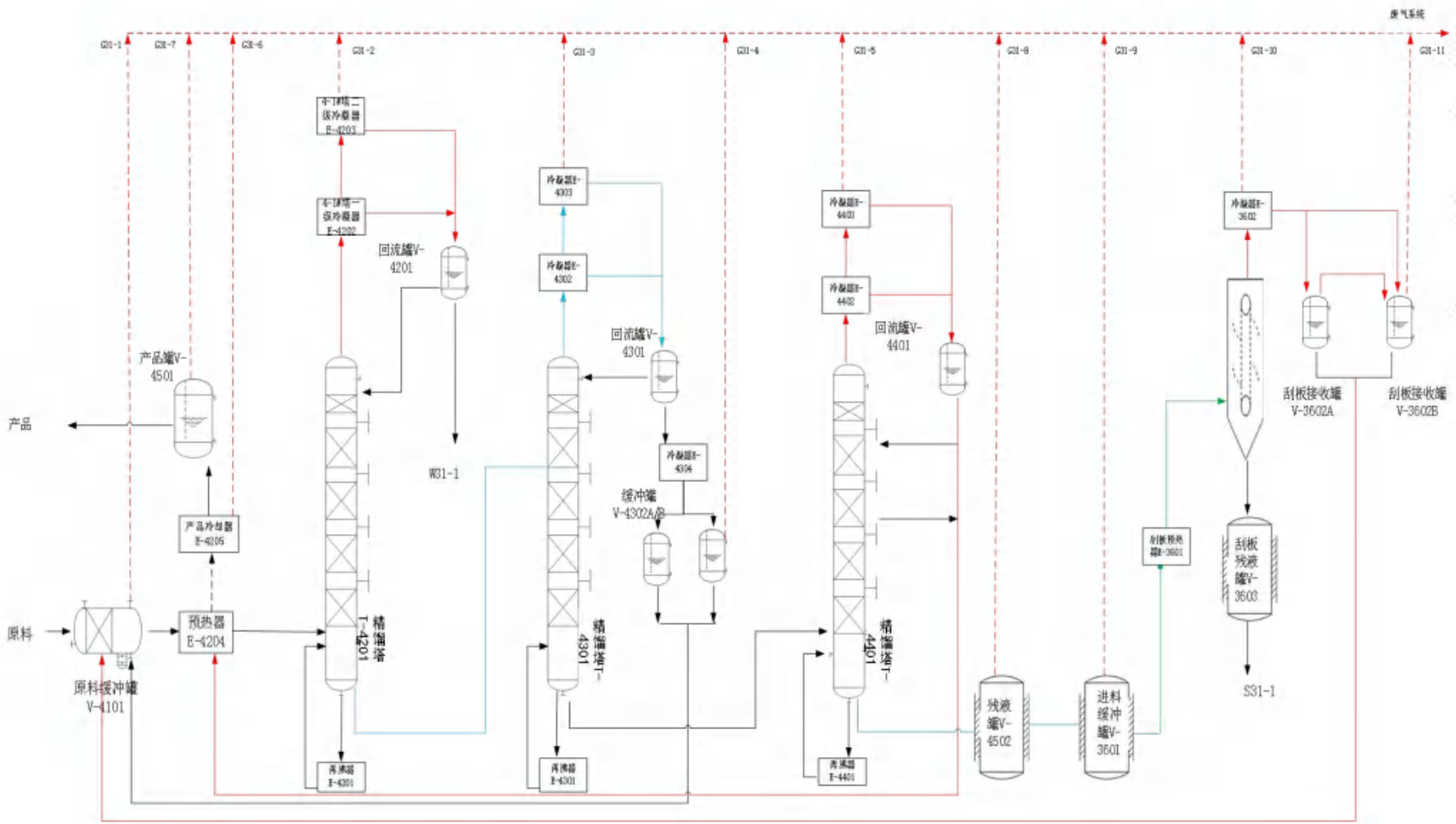


图 3.5.1-34 一乙醇胺废液处理工艺流程图

废气 G、废水 W、固废 S

3.5.1.32 乙酸正丁酯废液处理工艺流程

生产原理：废液主要成分乙酸正丁酯、 4-孕甾烯-11α，17α，21-三醇-3，20二酮、水、，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。

乙酸正丁酯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，二塔二次脱水，三塔为精制产品，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，应使用清水及蒸汽清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在化验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

乙酸正丁酯废液经 T4201 塔进料泵（P4101A/B)送入 T4201 塔中部，塔釜到指定液位。

原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G32-1），主要污染物为 乙酸正丁酯。

③升温脱水

用蒸汽加热 T4201 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 T4201 塔一级冷凝器（E-4202）和二级冷凝器（E-4203）冷凝，冷凝温度 50℃，冷凝液进入 T4201 塔回流罐（V-4201）经 T4201 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（G32-2），主要污染物为乙酸正丁酯。

冷凝过程会产生废水（W32-1），主要污染物为乙酸正丁酯、水。

④升温汽化初采

塔釜内剩余物料经 P4201A/B 塔塔釜泵送入 T4301 塔中部塔内到指定液位。用蒸汽加热 T4301 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 T4301 塔顶一级冷凝器（E-4302）和二级冷凝器（E-4303）冷凝后进入回流罐（V4301）,再经过冷凝器（E-4304），进入塔顶采出罐（V4302A/B），经 P4303A/B 采出泵送入原料缓冲罐（V4101）进行回收。

二级冷凝器会产生少量不凝气（G32-3），主要污染物为乙酸正丁酯。

塔顶采出罐暂存会产生少量不凝气（G32-45），主要污染物为乙酸正丁酯。

⑤产品采出脱重

塔釜内剩余物料经 P4301A/B 塔塔釜泵送入 T4401 塔中部塔内到指定液位。塔釜用蒸汽加热 T4401 塔再沸器（E-4401），汽化后的物料上升到塔顶，经塔顶一级冷凝器（E-4402）和二级冷凝器（E-4403）冷凝后进入 T4401 塔回流罐（V-4401）经 P4402A/B 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 T4201 塔进料预热器（E-4204）经产品冷却器（E-4205）进入到 T4401 塔产品罐（V4501）缓存，再由 T4401 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（G32-5），主要污染物为　乙酸正丁酯。

产品冷却器会产生少量不凝气（G32-6），主要污染物为 乙酸正丁酯。

产品罐暂存会产生少量不凝气（G32-7），主要污染物为 乙酸正丁酯。

⑥刮板工序

产品采出后，塔釜物料经 T4401 塔塔釜泵（P-4401A/B）排放至 T4401 塔残液罐（V-4502）中暂存后进入刮板蒸发工段处理。

T4401 塔残液罐（V-4502）残液经泵送往 V-3601 中，残液经刮板预热器（E3601）加热后进入到 E-3603 刮板蒸发器中，汽化的物料经刮板冷凝器（E-3602）冷凝后进入刮板接收罐（V-3602A/B）中，分离出粗品返回（V4101）原料缓冲罐，刮板底部物料作为固废进入到刮板残液罐（V-3603）中经刮板残液泵（P3603）输送去焚烧。

残液罐废气（G32-8），主要污染物为 乙酸正丁酯；

残液缓冲罐废气（G32-9），主要污染物为 乙酸正丁酯；

冷凝器产生的不凝气（G32-10），主要污染物为 乙酸正丁酯；

刮板接收罐暂存废气（G32-11），主要污染物为 乙酸正丁酯 ；

刮板废液（S32-1），主要污染物为乙酸正丁酯、 4-孕甾烯-11α，17α，21-三醇-3，20 二酮。

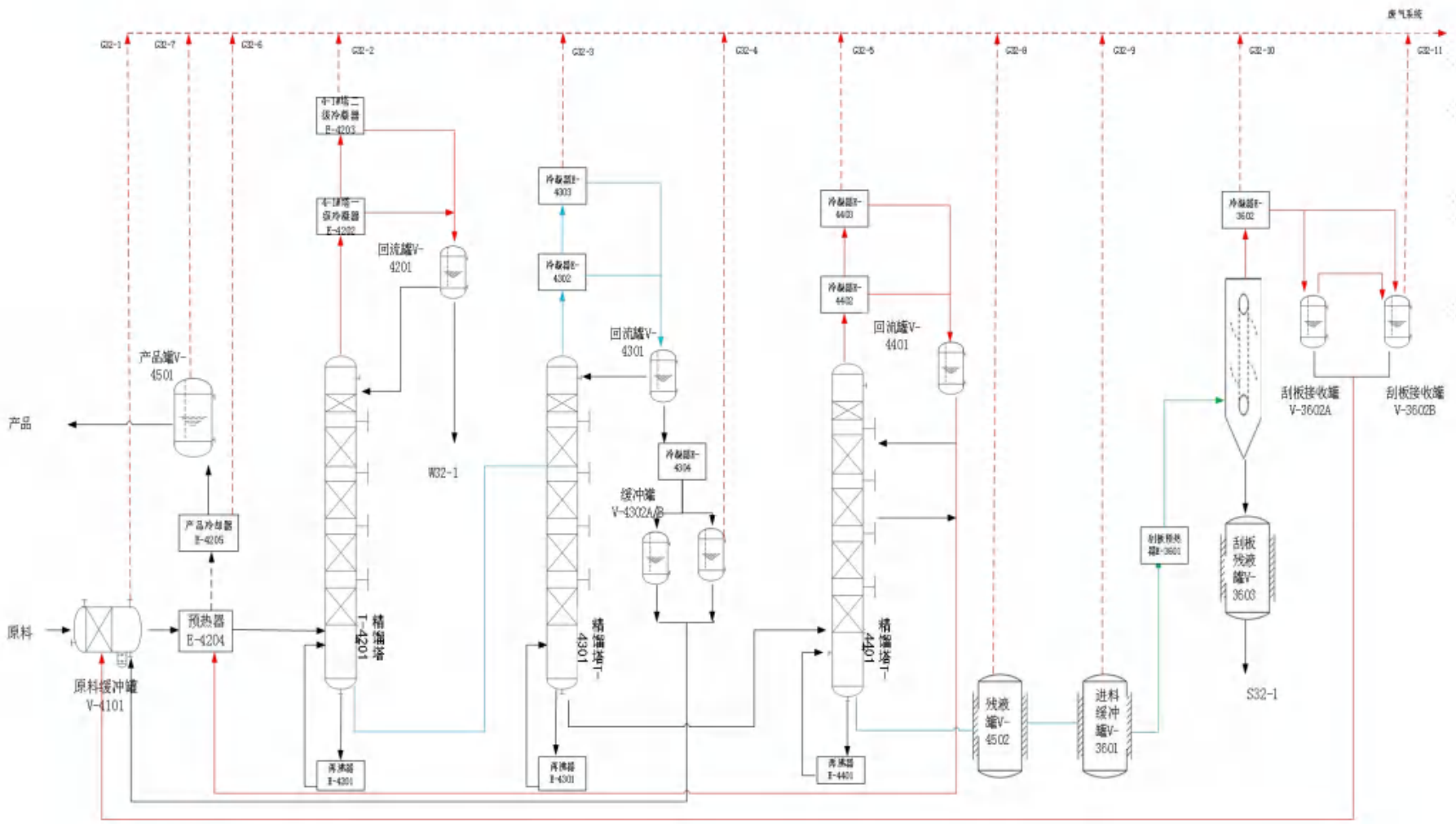


图 3.5.1-35 乙酸正丁酯废液处理工艺流程图

废气 G、废水 W、固废 S

表 3.5.1-32 乙酸正丁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	G32-1	进料工序	乙酸正丁酯	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）
	G32-2	升温脱水冷凝工序	乙酸正丁酯		
	G32-3	升温初采二级冷凝工序	乙酸正丁酯		
	G32-4	塔顶采出罐暂存	乙酸正丁酯		
	G32-5	产品采出二级冷凝工序	乙酸正丁酯		
	G32-6	产品冷却工序	乙酸正丁酯		
	G32-7	产品罐	乙酸正丁酯		
	G32-8	残液罐	乙酸正丁酯		
	G32-9	残液缓冲罐	乙酸正丁酯		
	G32-10	刮板冷凝器	乙酸正丁酯		
	G32-11	刮板接收罐	乙酸正丁酯		
废水	W32-1	冷凝废水	乙酸正丁酯、水		污水处理站
固废	S32-1	刮板工序	乙酸正丁酯、 4-孕甾烯-11α，17α，21-三醇-3，20 二酮		送焚烧炉处理

3.5.1.33 乙酸仲丁酯工艺流程

生产原理：废液主要成分乙酸仲丁酯 、水、异丁醇，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。

乙酸仲丁酯采用三塔连续常压工艺进行处理，主工艺为一塔为一次脱水和异丁醇，二塔二次脱水和异丁醇，三塔为精制产品，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，应使用清水及蒸汽清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在化验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

乙酸促丁酯废液经 T4201 塔进料泵（P4101A/B)送入 T4201 塔中部，塔釜到指定液位。

原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G33-1），主要污染物为异丁醇。

③升温脱水

用蒸汽加热 T4201 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 T4201 塔一级冷凝器（E-4202）和二级冷凝器（E-4203）冷凝，冷凝温度 50℃，冷凝液进入 T4201 塔回流罐（V-4201）经 T4201 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（G33-2），主要污染物为异丁醇。

冷凝过程会产生废水（W33-1），主要污染物为异丁醇、水。

冷凝过程会产生废液（S33-1），主要污染物为异丁醇。

④升温汽化初采

塔釜内剩余物料经 P4201A/B 塔塔釜泵送入 T4301 塔中部塔内到指定液位。用蒸汽加热 T4301 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 T4301 塔顶一级冷凝器（E-4302）和二级冷凝器（E-4303）冷凝后进入回流罐（V4301）,再经过冷凝器（E-4304），进入塔顶采出罐（V4302A/B），经 P4303A/B 采出泵送入原料缓冲罐（V4101）进行回收。

二级冷凝器会产生少量不凝气（G33-3），主要污染物为异丁醇、乙酸仲丁酯。

塔顶采出罐暂存会产生少量不凝气（G33-4），主要污染物为异丁醇、乙酸仲丁酯。

⑤产品采出脱重

塔釜内剩余物料经 P4301A/B 塔塔釜泵送入 T4401 塔中部塔内到指定液位。塔釜用蒸汽加热 T4401 塔再沸器（E-4401），汽化后的物料上升到塔顶，经塔顶一级冷凝器（E-4402）和二级冷凝器（E-4403）冷凝后进入 T4401 塔回流罐（V-4401）经 P4402A/B 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 T4201 塔进料预热器（E-4204）经产品冷却器（E-4205）进入到 T4401 塔产品罐（V4501）缓存，再由 T4401 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（G33-5），主要污染物为　乙酸仲丁酯。

产品冷却器会产生少量不凝气（G33-6），主要污染物为 乙酸仲丁酯。

产品罐暂存会产生少量不凝气（G33-7），主要污染物为 乙酸仲丁酯。

⑥刮板工序

产品采出后，塔釜物料经 T4401 塔塔釜泵（P-4401A/B）排放至 T4401 塔残液罐（V-4502）中暂存后进入刮板蒸发工段处理。

T4401 塔残液罐（V-4502）残液经泵送往 V-3601 中，残液经刮板预热器（E3601）加热后进入到 E-3603 刮板蒸发器中，汽化的物料经刮板冷凝器（E-3602）冷凝后进入刮板接收罐（V-3602A/B）中，分离出粗品返回（V4101）原料缓冲罐，刮板底部物料作为固废进入到刮板残液罐（V-3603）中经刮板残液泵（P3603）输送去焚烧。

残液罐废气（G33-8），主要污染物为 乙酸仲丁酯；

残液缓冲罐废气（G33-9），主要污染物为 乙酸仲丁酯；

冷凝器产生的不凝气（G33-10），主要污染物为 乙酸仲丁酯；

刮板接收罐暂存废气（G33-11），主要污染物为 乙酸仲丁酯 ；

刮板废液（S33-2），主要污染物为乙酸仲丁酯。

表 3.5.1-33 乙酸仲丁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	G33-1	进料工序	异丁醇	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）
	G33-2	升温脱水冷凝工序	异丁醇		
	G33-3	升温初采二级冷凝工序	异丁醇、乙酸仲丁酯		
	G33-4	塔顶采出罐暂存	异丁醇、乙酸仲丁酯		
	G33-5	产品采出二级冷凝工序	乙酸仲丁酯		
	G33-6	产品冷却工序	乙酸仲丁酯		
	G33-7	产品罐	乙酸仲丁酯		
	G33-8	残液罐	乙酸仲丁酯		
	G33-9	残液缓冲罐	乙酸仲丁酯		
	G33-10	刮板冷凝器	乙酸仲丁酯		
	G33-11	刮板接收罐	乙酸仲丁酯		
废水	W33-1	冷凝废水	异丁醇、水		污水处理站
固废	S33-1	冷凝废液	异丁醇		送焚烧炉处理
	S33-2	刮板工序	乙酸仲丁酯		

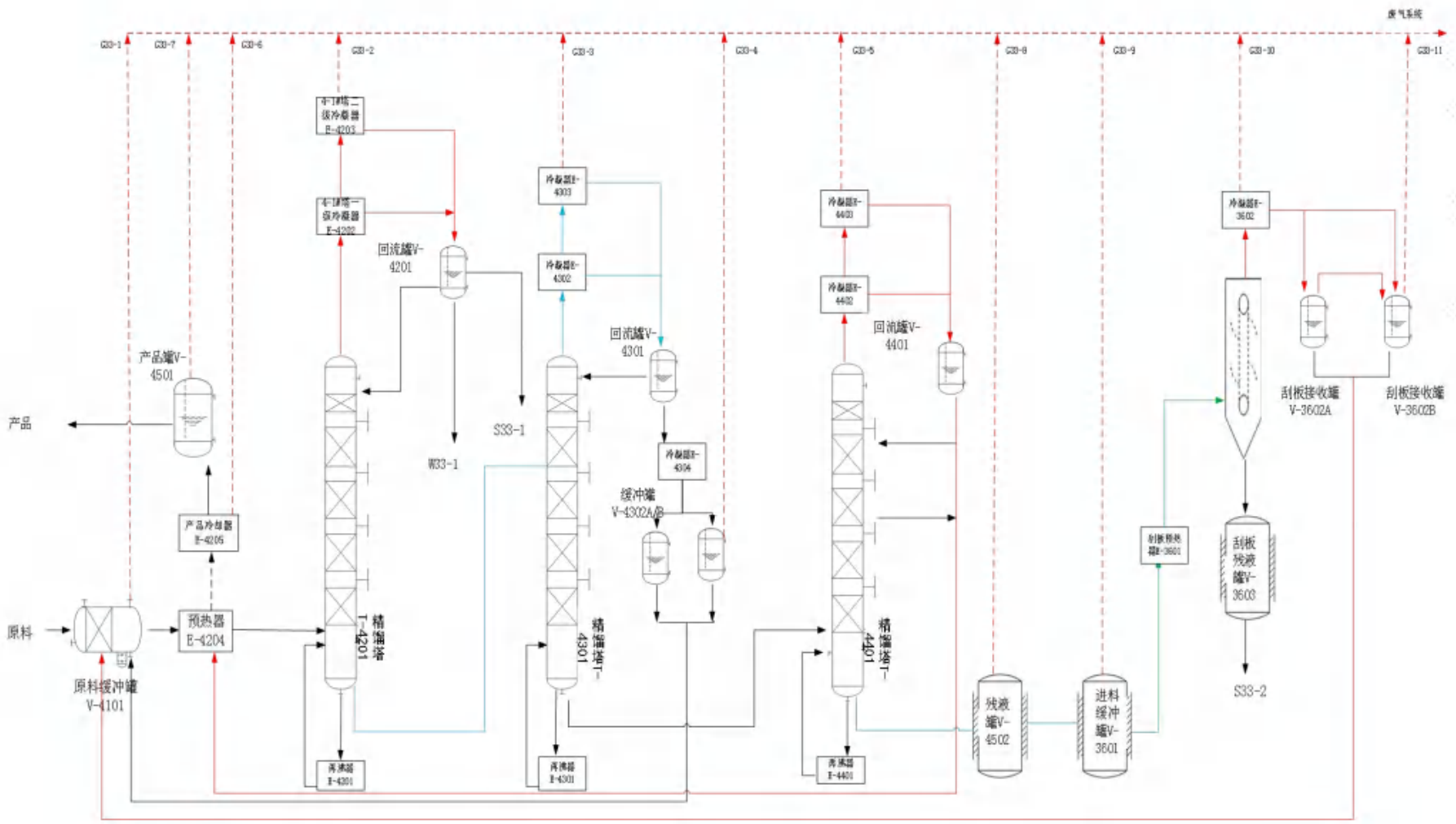


图 3.5.1-36 乙酸仲丁酯废液处理工艺流程图

废气 G、废水 W、固废 S

3.5.1.34 碳酸二甲酯废液工艺流程

生产原理：废液主要成分碳酸二甲酯、乙二醇、甲醇、水，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。

碳酸二甲酯采用三塔连续常压工艺进行处理，主工艺为一塔为一次轻组份，二塔二次脱水，三塔为精制产品，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，应使用清水及蒸汽清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在化验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

碳酸二甲酯废液经 T4201 塔进料泵（P4101A/B)送入 T4201 塔中部，塔釜到指定液位。

原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G34-1），主要污染物为碳酸二甲酯、甲醇。

③升温脱轻组份

用蒸汽加热 T4201 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 T4201 塔一级冷凝器（E-4202）和二级冷凝器（E-4203）冷凝，冷凝温度 50℃，冷凝液进入 T4201 塔回流罐（V-4201）经 T4201 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，轻组份采出输送到焚烧。

冷凝器冷凝过程会产生少量不凝气（G34-2），主要污染物为甲醇、碳酸二甲酯。

冷凝过程会产生废液（S34-1），主要污染物为 甲醇、碳酸二甲酯。

④产品采出脱重

塔釜内剩余物料经 P4201A/B 塔塔釜泵送入 T4401 塔中部塔内到指定液位。用蒸汽加热 T4401 塔再沸器（E-4401），塔釜中物料汽化，汽化后的物料上升到塔顶，经 T4301 塔顶一级冷凝器（E-4402）和二级冷凝器（E-4403）冷凝后进入塔顶回流罐（V4401），经 P4402A/B 一部分做回流返回塔顶，另一部分采出输送至原料缓冲罐（V4101），侧线采出产品自流经 T4201 塔进料预热器

（E4204），产品冷却器（E4205）进入到产品罐（V4501），再由 4401 塔产品泵（V4501A/B）输送至界区外。

二级冷凝器会产生少量不凝气（G34-3），主要污染物为 碳酸二甲酯。

产品冷却器会产生少量不凝气（G34-4），主要污染物为碳酸二甲酯。

产品罐会产生少量不凝气（G34-5），主要污染物为 碳酸二甲酯。

⑤升温汽化初采

塔釜内剩余物料经 P4401A/B 塔塔釜泵送入 T4301 塔中部塔内到指定液位。塔釜用蒸汽加热 T4301 塔再沸器（E-4301），汽化后的物料上升到塔顶，经塔顶一级冷凝器（E-4302）和二级冷凝器（E-4303）冷凝后进入 T4301 塔回流罐（V-4301），经 P4302A/B 回流泵打入塔内做回流，回流一段时间后，采出废水至缓冲罐（V4302A/B），经 P4303A/B 采出进入污水处理。

二级冷凝器会产生少量不凝气（G34-6），主要污染物为碳酸二甲酯。

冷凝器会产生少量不凝气（G34-7），主要污染物为碳酸二甲酯。

冷凝过程产生废水（W34-1）,主要为碳酸二甲酯和水。

⑥刮板工序

产品采出后，塔釜物料经 T4301 塔塔釜泵（P-4301A/B）排放至残液罐（V-4502）中暂存后进入刮板蒸发工段处理。

残液罐（V-4502）残液经泵送往 V-3601 中，残液经刮板预热器（E3601）加热后进入到 E-3603 刮板蒸发器中，汽化的物料经刮板冷凝器（E-3602）冷凝后进入刮板接收罐（V-3602A/B）中，分离出粗品返回（V4101）原料缓冲罐，刮板底部物料作为固废进入到刮板残液罐（V-3603）中经刮板残液泵（P3603）输送去焚烧。

残液罐废气（G34-8），主要污染物为 碳酸二甲酯；

残液缓冲罐废气（G34-9），主要污染物为 碳酸二甲酯；

冷凝器产生的不凝气（G34-10），主要污染物为 碳酸二甲酯；

刮板接收罐暂存废气（G34-11），主要污染物为 碳酸二甲酯；

刮板废液（S34-2），主要污染物为碳酸二甲酯、乙二醇、水。

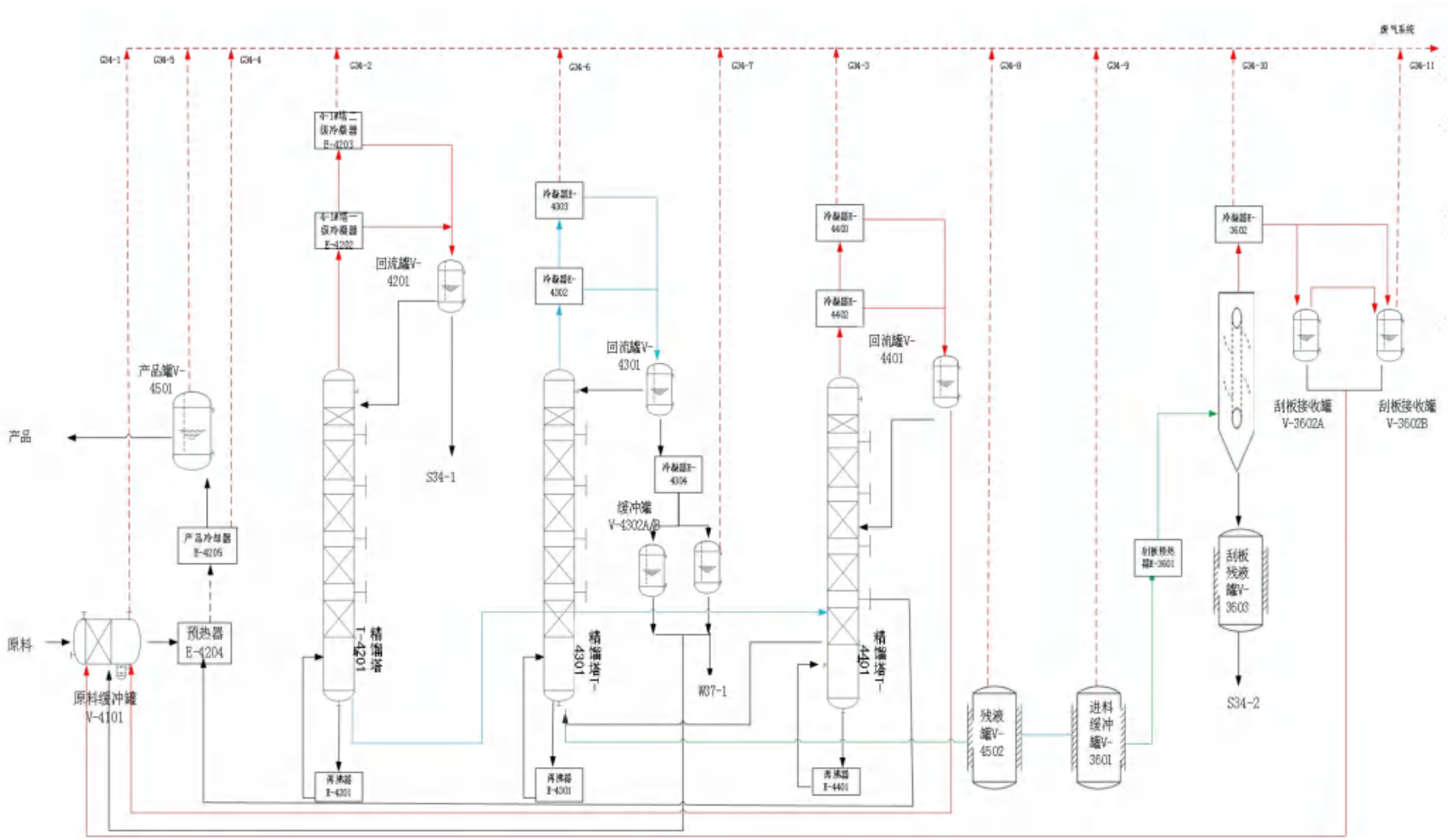


图 3.5.1-37 碳酸二甲酯废液处理工艺流程图

废气 G、废水 W、固废 S

表 3.5.1-34 碳酸二甲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	G34-1	进料工序	碳酸二甲酯、甲醇	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）
	G34-2	升温脱轻组分冷凝工序	碳酸二甲酯、甲醇		
	G34-3	产品二级冷凝工序	碳酸二甲酯		
	G34-4	产品冷却工序	碳酸二甲酯		
	G34-5	产品罐	碳酸二甲酯		
	G34-6	升温汽化脱水二级冷凝工序	碳酸二甲酯		
	G34-7	塔顶采出罐暂存	碳酸二甲酯		
	G34-8	残液罐	碳酸二甲酯		
	G34-9	残液缓冲罐	碳酸二甲酯		
	G34-10	刮板冷凝器	碳酸二甲酯		
	G34-11	刮板接收罐	碳酸二甲酯		
废水	W34-1	冷凝废水	碳酸二甲酯、水		污水处理站
固废	S34-1	轻组分冷凝	甲醇、碳酸二甲酯		送焚烧炉处理
	S34-2	刮板工序	碳酸二甲酯、乙二醇		

3.5.1.35 丙二醇乙醚废液工艺流程

生产原理：废液主要成分为丙二醇乙醚、 丙二醇甲醚、 二丙二醇甲醚、水，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。

丙二醇乙醚采用三塔连续常压工艺进行处理，主工艺为一塔为一次脱水和丙二醇甲醚，二塔二次脱水和丙二醇甲醚，三塔为精制产品，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，应使用清水及蒸汽清洗设备。根据生产计划，确定需要生产原料的储罐，并采样在化验室进行样品分析，检测原料的组分情况。

②原料进料

丙二醇乙醚废液经 T4201 塔进料泵（P4101A/B)送入 T4201 塔中部，塔釜到指定液位。

原料缓冲罐进料及暂存料过程会产生少量废气（G35-1），主要污染物为丙二醇甲醚。

③升温脱水

用蒸汽加热 T4201 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 T4201 塔一级冷凝器（E-4202）和二级冷凝器（E-4203）冷凝，冷凝温度 50℃，冷凝液进入 T4201 塔回流罐（V-4201）经 T4201 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（G35-2），主要污染物为丙二醇甲醚。

冷凝过程会产生废水（W35-1），主要污染物为丙二醇甲醚、水。

冷凝过程会产生废液（S35-1），主要污染物为丙二醇甲醚。

④升温汽化初采

塔釜内剩余物料经 P4201A/B 塔塔釜泵送入 T4301 塔中部塔内到指定液位。用蒸汽加热 T4301 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 T4301 塔顶一级冷凝器（E-4302）和二级冷凝器（E-4303）冷凝后进入回流罐（V4301）,再经过冷凝器（E-4304），进入塔顶采出罐（V4302A/B），经 P4303A/B 采出泵送入原料缓冲罐（V4101）进行回收。

二级冷凝器会产生少量不凝气（G35-3），主要污染物为丙二醇甲醚、丙二醇乙醚。

塔顶采出罐暂存会产生少量不凝气（G35-4），主要污染物为丙二醇甲醚、丙二醇乙醚。

⑤产品采出脱重

塔釜内剩余物料经 P4301A/B 塔塔釜泵送入 T4401 塔中部塔内到指定液位。塔釜用蒸汽加热 T4401 塔再沸器（E-4401），汽化后的物料上升到塔顶，经塔顶一级冷凝器（E-4402）和二级冷凝器（E-4403）冷凝后进入 T4401 塔回流罐（V-4401）经 P4402A/B 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 T4201 塔进料预热器（E-4204）经产品冷却器（E-4205）进入到 T4401 塔产品罐（V4501）缓存，再由 T4401 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（G35-5），主要污染物为　丙二醇乙醚。

产品冷却器会产生少量不凝气（G35-6），主要污染物为 丙二醇乙醚。

产品罐暂存会产生少量不凝气（G35-7），主要污染物为 丙二醇乙醚。

⑥刮板工序

产品采出后，塔釜物料经 T4401 塔塔釜泵（P-4401A/B）排放至 T4401 塔残液罐（V-4502）中暂存后进入刮板蒸发工段处理。

T4401 塔残液罐（V-4502）残液经泵送往 V-3601 中，残液经刮板预热器（E3601）加热后进入到 E-3603 刮板蒸发器中，汽化的物料经刮板冷凝器（E-3602）冷凝后进入刮板接收罐（V-3602A/B）中，分离出粗品返回（V4101）原料缓冲罐，刮板底部物料作为固废进入到刮板残液罐（V-3603）中经刮板残液泵（P3603）输送去焚烧。

残液罐废气（G35-8），主要污染物为 丙二醇乙醚；

残液缓冲罐废气（G35-9），主要污染物为 丙二醇乙醚；

冷凝器产生的不凝气（G35-10），主要污染物为 丙二醇乙醚；

刮板接收罐暂存废气（G35-11），主要污染物为 丙二醇乙醚 ；

刮板废液（S35-2），主要污染物为丙二醇乙醚、 二丙二醇甲醚。

表 3.5.1-35 丙二醇乙醚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	G35-1	进料工序	丙二醇甲醚	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）
	G35-2	升温脱水冷凝工序	丙二醇甲醚		
	G35-3	升温初采二级冷凝工序	丙二醇甲醚、丙二醇乙醚		
	G35-4	塔顶采出罐暂存	丙二醇甲醚、丙二醇乙醚		
	G35-5	产品采出二级冷凝工序	丙二醇乙醚		
	G35-6	产品冷却工序	丙二醇乙醚		
	G35-7	产品罐	丙二醇乙醚		
	G35-8	残液罐	丙二醇乙醚		
	G35-9	残液缓冲罐	丙二醇乙醚		
	G35-10	刮板冷凝器	丙二醇乙醚		
	G35-11	刮板接收罐	丙二醇乙醚		
废水	W35-1	冷凝废水	丙二醇甲醚、水		污水处理站
固废	S35-1	冷凝废液	丙二醇乙醚		送焚烧炉处理
	S35-2	刮板工序	丙二醇乙醚、 二丙二醇甲醚		

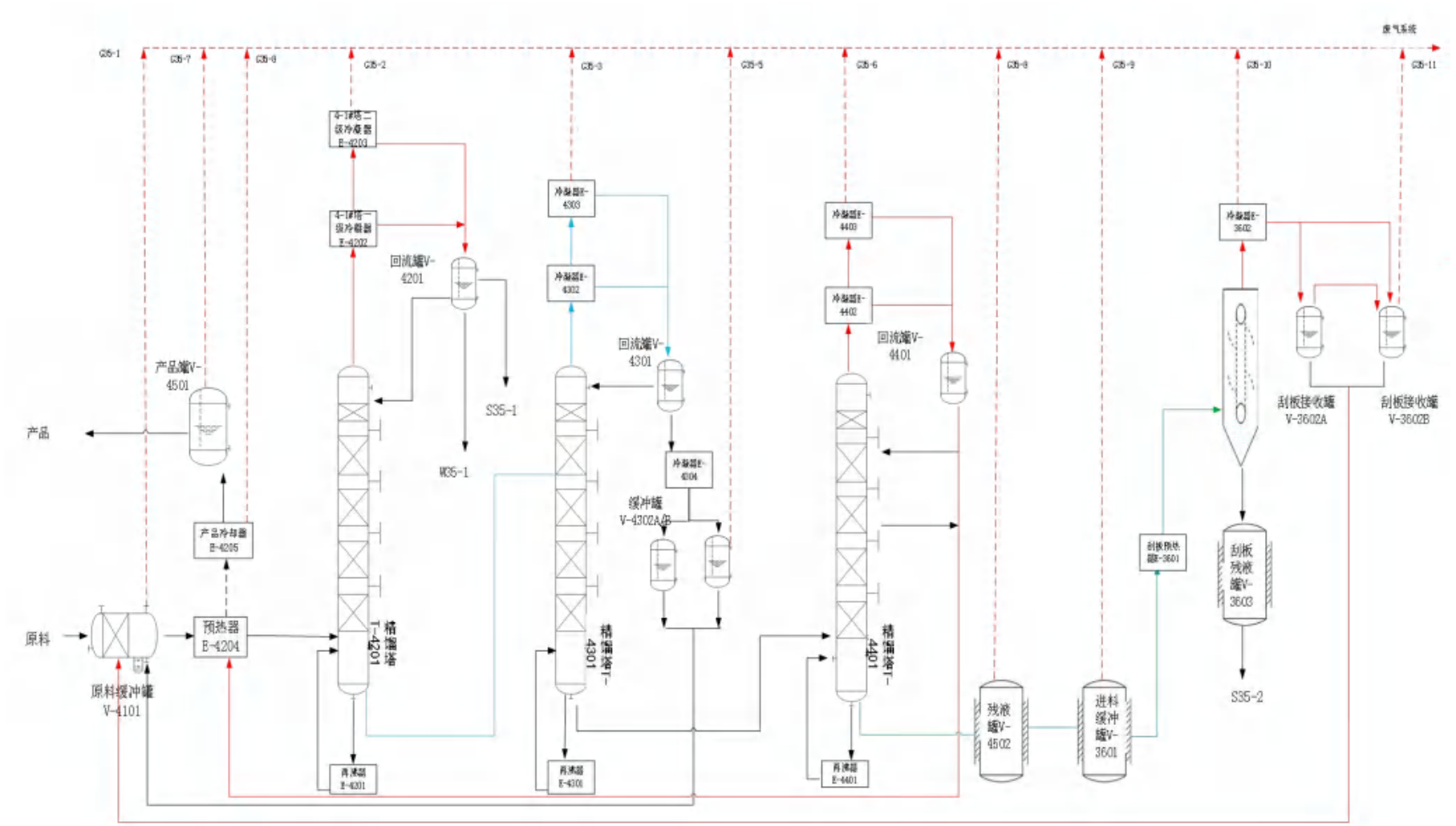


图 3.5.1-38 丙二醇乙醚废液处理工艺流程图

废气 G、废水 W、固废 S

3.5.1.36 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、乙醇废液处理过程、丁醇废液处理过程、异丙醚废液处理过程、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。

废液处理后产生的废共沸剂均在废液精馏装置中进行一次初步的精馏提纯，塔 T-3201 的空闲时间分别进行精馏处理，精馏过程中由塔顶采出部分环己烷和其他轻组分的混合物，该塔顶采出物已基本无回用价值（环己烷纯度 40%左右），做为过渡馏分送至界外焚烧。由 T-3201 塔顶采出累积的高浓度共沸剂返回新鲜共沸剂罐循环回用。回收的纯度 40%以上的共沸剂，送共沸剂回收系统进行再次精馏。

共沸剂回收系统采用先进的塔式气液接触装置，利用混合物中各组分具有不同的挥发度，即在同一温度下各组分的蒸气压不同这一性质，使液相中的轻组分转移到气相中，而气相中的重组分转移到液相中。

对于一些沸点相近，尤其是相对挥发度接近 1 的物系，进行精馏分离十分困难, 精馏分离后两个品种的纯度都要求在 99%以上。共沸剂处理系统采用的是处理难分离物系的精馏装置。装置特点：1、采用高效填料，把 CY 型不锈钢丝网填料进行表面处理，使其提高与物料的浸润能力，在操作中可形成很薄的液膜，有利于增加接触面积，降低气液交换的阻力，强化了传质过程。能使塔效率从通常的 5 块塔板/米提高到 8 块塔板/米。2、采用改进的液体分布器，对于规则填料的精馏装置，液体的再分布特别重要。为此，每 3 米填料设置一个再分布器，以下分布器结构对于上升的气体畅通无阻，而把下降的冷凝液体均匀地喷淋在填料，以保证良好的气液接触，满足塔效率要求。3、采用双 U 型页面控制装置，连续精馏装置的塔釜排液系统应保持稳定的液面高度。设计了倒 U 型管的上端用接管与塔釜相连，下端与正 U 型管接通，形成双 U 型液面控制装置。该装置的液面高度始终与倒 U 型管的上端位置一致，无论塔釜内压力怎么变化，液面位置不会波动。也就不会影响塔内的温度分布与浓度分布，有利于塔效率的提高和稳定。4、采用稳定加热气化量的措施。通常的塔釜加热系统用温度来控制，但温度设定略有偏差，会引起气化量很大的波动，甚至产生液泛或漏液。研究采用塔顶、塔釜压力差控制的方法，气化量非常稳定，即使加热蒸汽压力产生波动也不影响气化量的大小。这也是稳定塔内温度分布与浓度分布的重要措施。5、解决塔顶

温度抗干扰问题。精馏塔塔顶温度是决定产品质量的重要标志，尤其是塔顶温度和塔釜温度相差很小的情况下，塔顶温度的准确度显得特别重要。为此，把冷凝器以倒倾斜的方法安装，避免冷凝液体的过冷而影响塔顶温度，保证产品质量。项目共沸剂企业内部使用，定期补充新共沸剂，共沸剂再生过程无需达到新共沸剂产品标准，仅需达到企业内部使用要求即可，根据设计共沸剂纯度达到 60%以上即可重复使用，项目共沸剂回收装置完全能够满足企业需求。

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（G36-1），主要污染物为环己烷、乙醇、异丙醚、丁酮。

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（G36-2），主要污染物为环己烷、乙醇、异丙醚、丁酮。

分项冷却器会产生少量不凝气（G36-3），主要污染物为环己烷、乙醇、异丙醚、丁酮。

采出冷却器冷凝过程会产生少量不凝气（G36-4），主要污染物为环己烷、

乙醇、异丙醚、丁酮。

废液罐暂存废气（G36-5），主要污染物为环己烷、乙醇、异丙醚、丁酮。

精馏釜残（G36-1），主要污染物为异丙醇、丁醇、环己烷、丙二醇甲醚。

精馏前馏分（G36-2），主要污染物为乙醇、丁酮、异丙醚、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（G36-6），主要污染物为环己烷。

表 3.5.1-40 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	G36-1	粗共沸剂暂存	环己烷、乙醇、异丙醚、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）
	G36-2	二级冷凝器冷凝	环己烷、乙醇、异丙醚、丁酮		
	G36-3	分项冷却器冷凝	环己烷、乙醇、异丙醚、丁酮		
	G36-4	采出冷却器	环己烷、乙醇、异丙醚、丁酮		
	G36-5	废液罐暂存	环己烷、乙醇、异丙醚、丁酮		
	G36-6	共沸剂罐暂存	环己烷		
固废	G36-1	精馏釜残	异丙醇、丁醇、环己烷、丙二醇甲醚		送焚烧炉处理
	G36-2	精馏前馏分	乙醇、丁酮、异丙醚、环己烷		

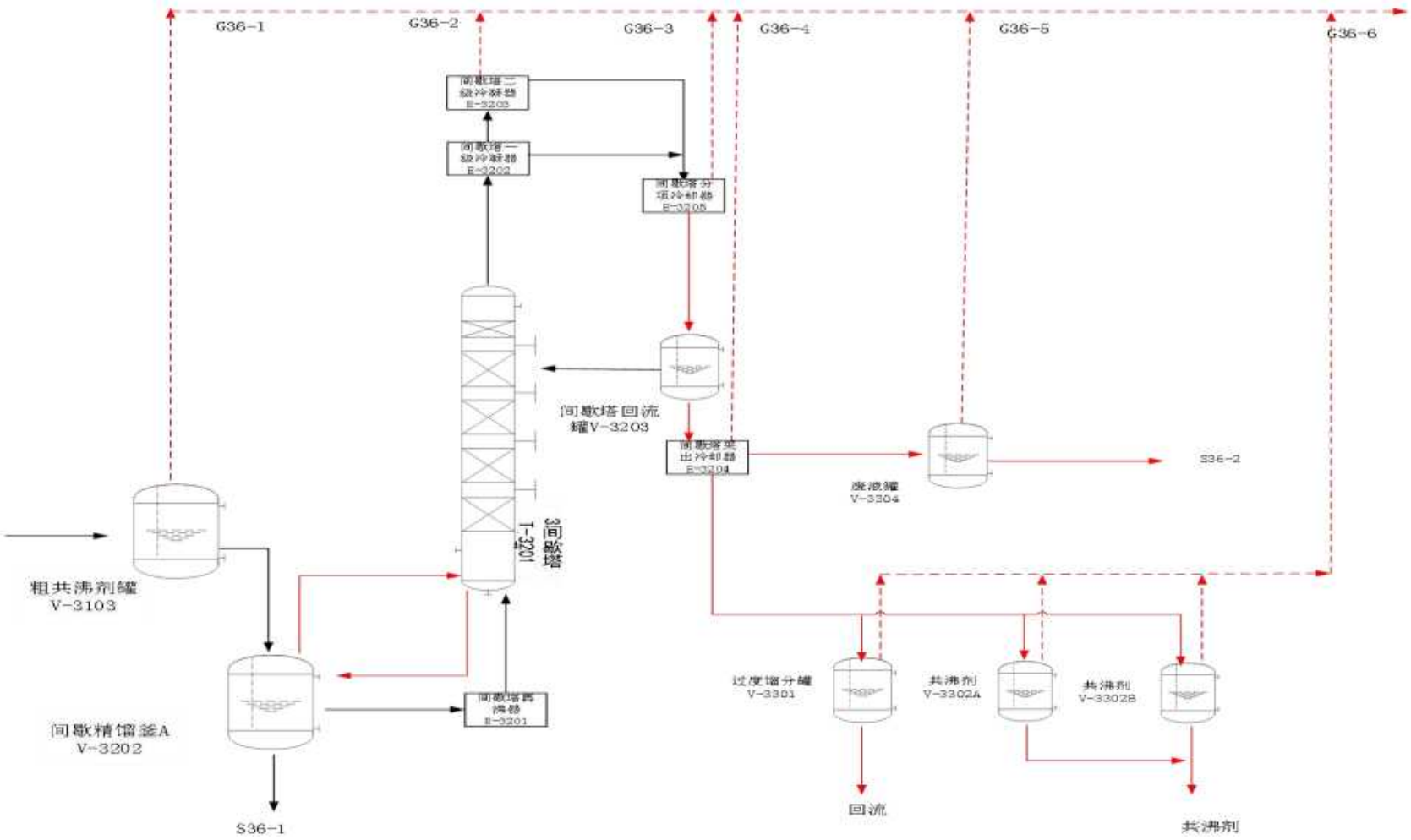


图 3.5.1-39　粗共沸剂（异丙醇废液、乙醇废液、丁醇废液、异丙醚废液、丙二醇甲醚废液、丁酮废液）处理工艺流程图

3.5.1.37 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 3.5.1-41　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	废气中污染物 390.517t	3641.8t（废液）
	进入焚烧炉 4037.742t	
按年运行 7200 小时计		
辅助燃料：天然气+沼气		

表 3.5.1-42　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	t/h	3.5
			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 3.5.1-37。

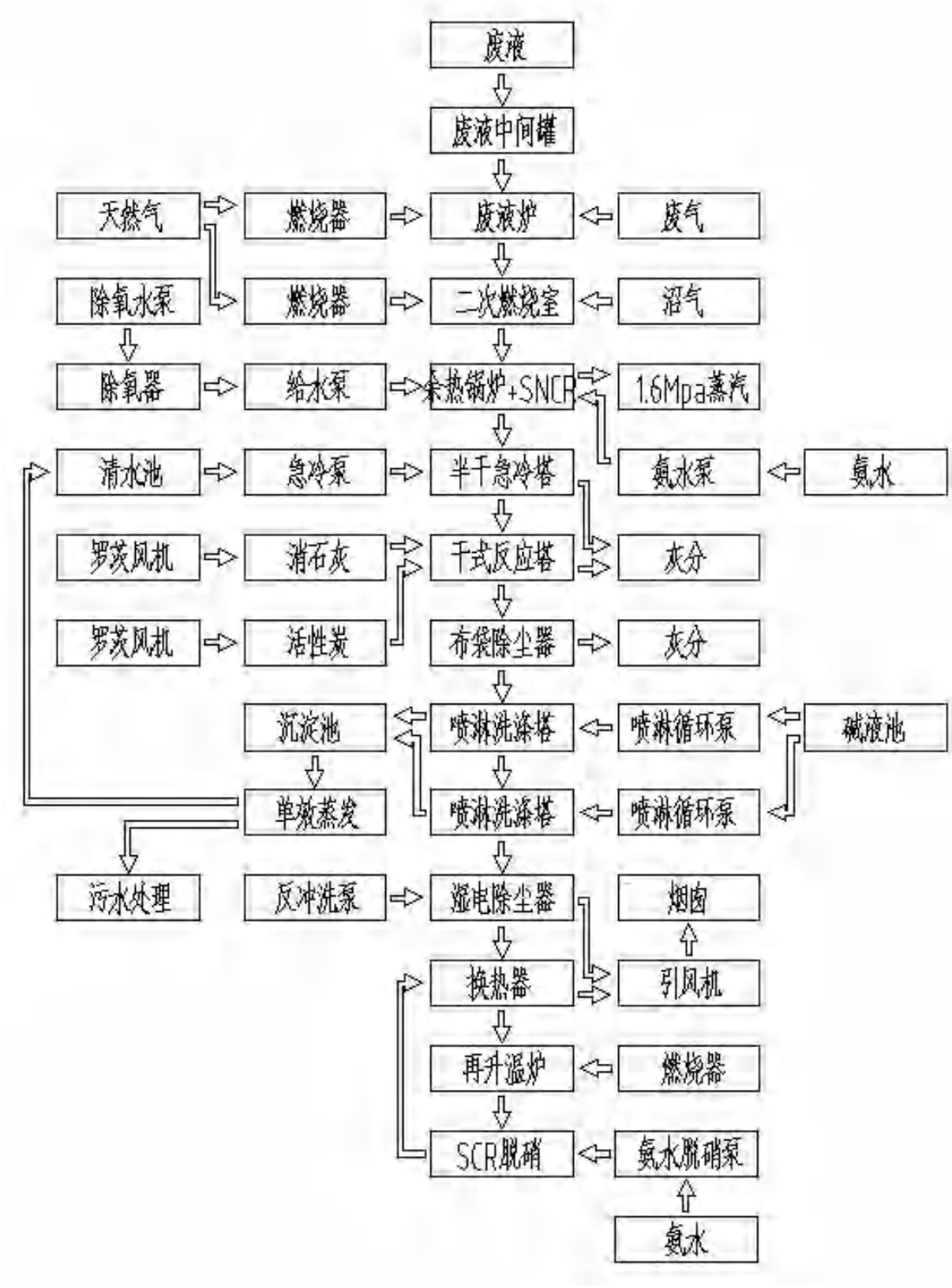


图 3.5.1-40　焚烧系统工艺流程及产污环节工艺流程图

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。

焚烧进料适宜的热值范围为：4187KJ/kg~50242KJ/kg，设计配伍热值 14600KJ/kg（3500kcal/kg）；根据对企业焚烧废物的热值分析，企业焚烧的主要危险废物热值均在上述热值范围内，适宜焚烧。为了保证入炉废物热值相对稳定，将高低热值废物和低热值废物掺伴混装，尽量控制平均热值在 3000~4000kcal/kg；高热值废液采用储罐贮存，经均质混匀后，通过雾化喷枪喷入二燃室进行焚烧处理。

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，最后引入炉内。

为防止或减轻对余热利用系统和烟气净化设施的腐蚀，对数量大的危险废物应尽量均匀焚烧，且控制整体数量，设计入炉酸性污染物含量为：氟≤0.6%、硫≤2%。根据对焚烧废物的检测分析，混合后废物的总氟含量约为 0.17%、总硫含量约为 0.001%，且不含重金属元素，可以满足入炉要求。

根据桶装废物、均质后的散装废物、液体废物成分及热值，经 DCS 系统计算器配伍的量，采用菜单配置方式将不同物料经各自的进料系统进入窑内；各种物料的进料量、进料速度和进料时间间隔均采用 PLC 和 DCS 控制。

焚烧系统各种物料在化验室分析后的结果经计算机处理后直接输入到 DCS 系统。

废气废液如何进行配置保证焚烧炉稳定焚烧：

废液采用雾化喷枪喷入废液炉焚烧，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补氧风机通入炉本体用作补氧风。

废液经废液泵输送至焚烧界区两个废液储罐，废液进出口设计过滤器，同时预留一个备用进液口。废液储罐设计外保温，进料方式采用泵输送至废液炉，管路上设计调节阀、开关阀及流量计，可通过炉膛温度自动控制废液流量，开关阀

可与炉膛内火检装置连锁，当检测不到炉膛火焰时可立刻关闭开关阀停止废液供给。废液通过压缩空气雾化，雾化喷枪设计在废液炉顶端，雾化枪采用哈氏合金喷头以及 316L 枪体。

工艺废气通过收集后由管道输送至炉本体废气接口，管道前端需设计氧含量检测仪，在检测到浓度高于设定值或停炉时需打开新风阀补充空气，废气管道上设计有阻火器，防止回火。

因焚烧废液种类繁多，容易发生化学反应产生沉淀，堵塞喷枪，故需经常清洗，针对于此，设计废液储罐及废液管道一备一用，方便清洗及准备废液。

废液炉的主要作用是将废液进行初步的焚烧，采用立式废液炉，顶部设计废液喷枪，烟气从上向下经过补氧风带，烟气和氧气充分接触，有效的去除了废液中的有机物和有毒有害物质，整个焚烧系统均始终在负压状态下运行。

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≥1100℃，烟气停留时间≥2s。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 NOx 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：

$$4NO + 4NH_3 + O_2 \rightarrow 4N_2 + 6H_2O$$

$$6NO_2 + 8NH_3 \rightarrow 7N_2 + 12H_2O$$

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°C，焚烧炉温度基本稳定在 1100°C，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，提高热能利用氯。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，由底部刮板输送器+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 200~220ºC，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器+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：

$$2SO_2 + O_2 + 4NaOH \rightarrow 2Na_2SO_4 + 2H_2O$$

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。在湿电除尘中，烟气在塔内被冷却、增湿和降温，烟气的温度降至 60-80℃左右。

⑩SCR 脱销

SCR 脱硝系统，技术原理为：SCR 脱硝采用低温催化剂，反应温度通常在

200℃左右，低温 SCR 技术是还原剂（NH_3、氨水）在金属催化剂作用下，选择性地与 NOx 反应生成 N_2 和 H_2O，而不是被 O_2 所氧化，故称为“选择性”。金属催化剂有贵金属和非贵金属两类。主要反应如下：

$$4NH_3+4NO+O_2 \rightarrow 4N_2+6H2O$$
$$4NH_3+2NO_2+O2 \rightarrow 6N_2+6H2O$$

低温 SCR 系统包括催化剂反应室、NH_3 储运系统、NH_3 喷射系统及相关的测试控制系统。SCR 工艺的核心装置是催化剂反应器，有水平和垂直气流两种布置方式。

SCR 采用催化剂促进 NH_3 和 NOx 的还原反应时，其反应温度取决于所选用催化剂的种类。

湿电除尘器出口烟气在经过板式换热器，与 SCR 出口温度进行换热后，烟气温度升高至 150℃左右，再通过再升温炉的燃烧器（升温炉燃烧器通过天然气加热）加热，温度升高至 180~230℃之间进入 SCR 脱硝反应器。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。

石灰仓、碳粉仓顶部采用硅胶条整体密封，卸料及日常加料过程产生废气通过罗茨风机吹入干式反应塔后经过布袋处理，最终通过焚烧炉排气筒排放。

飞灰仓废气由上部滤袋过滤后进入洗涤塔处理。

为了保证焚烧炉能够稳定正常运行，每年对焚烧炉进行一次全面检修，持续时间大概 10 天左右，焚烧炉检修同时精馏装置也同时停止运行进行检修，只有罐区原料、产品罐大小呼吸废气无法焚烧，此时该部分废气自动切换至尾气处理系统，该系统设置应急喷淋装置和活性碳吸附装置，尾气经过处理后通过 15m 烟囱排放。

表 3.5.1-43　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 ℃
	二燃室烟气温度	＞1100 ℃
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℃
	排烟温度	520-570℃
半干急冷塔	进口烟气温度	520-570℃
	出口烟气温度	200℃
	进口烟气量	8500 Nm^3/h
	出口烟气量	10700 Nm^3/h
干式反应器	进口烟气温度	200℃
	进口烟气量	10700 Nm^3/h
	出口烟气量	11000 Nm^3/h
布袋除尘器	进口烟气温度	180-200℃
	出口烟气温度	160℃
	进口烟气流量	11000Nm^3/h
喷淋洗涤塔	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
	二级喷淋吸收塔出口烟气温度	60-80℃
湿电除尘	进口操作烟气量	11000Nm^3/h
	进口烟气温度	＜80℃
	进口烟气压力	/
SCR 低温脱硝	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 ℃
烟囱	烟囱高度	38m
	烟气温度	80~120℃
	烟气流量	11000Nm^3/h

3.5.1.38 原料罐车卸车工艺流程、桶装原料卸车及入罐工艺流程、产品装罐车工艺流程、产品灌装成桶工艺流程

（1）罐装原料卸车工艺流程：

储存废稀释剂（丙二醇甲醚与丙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、乙醇废液、乙酸乙酯废液、石油醚废液、甲苯废液、N,N-二甲基甲酰胺（DMF）废液、N,N-二甲基乙酰胺（DMAC）废液、乙酸乙烯酯废液、乙酸甲酯废液、三乙胺废液、乙酸正丁酯废液、环己烷废液、丁醇废液、含吡啶废液、二甲基亚砜废液、正丁醚废液、乙酸异丙酯废液、二甲苯废液、乙二醇废液、异

丙醚废液、甲基异丁基酮废液、环己酮废液、乙二醇乙醚废液、1,2-丙二醇废液、一乙醇胺废液、乙酸仲丁酯废液、碳酸二甲酯废液、丙二醇乙醚废液、正己烷废液以及成品 N-甲基吡咯烷酮、N,N-二甲基甲酰胺、N,N-二甲基乙酰胺、三乙胺、吡啶、二甲基亚砜、乙二醇正丁醚、甲苯、二甲苯、乙二醇、甲基异丁基酮、环己酮、乙二醇乙醚、1,2-丙二醇、一乙醇胺、乙酸正丁酯、乙酸仲丁酯、碳酸二甲酯、丙二醇乙醚、乙腈、丁酮、四氢呋喃、丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯、乙酸乙酯、石油醚、乙酸乙烯酯、乙酸异丙酯、甲醇、丙酮、异丙醇、乙醇、乙酸甲酯、环己烷、丁醇、异丙醚、正己烷。　废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。但仍有小部分废稀释剂（丙二醇甲醚与丙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、乙醇废液、乙酸乙酯废液、石油醚废液、甲苯废液、N,N-二甲基甲酰胺（DMF）废液、N,N-二甲基乙酰胺（DMAC）废液、乙酸乙烯酯废液、乙酸甲酯废液、三乙胺废液、乙酸正丁酯废液、环己烷废液、丁醇废液、含吡啶废液、二甲基亚砜废液、乙二醇正丁醚废液、乙酸异丙酯废液、二甲苯废液、乙二醇废液、异丙醚废液、甲基异丁基酮废液、环己酮废液、乙二醇乙醚废液、1,2-丙二醇废液、一乙醇胺废液、乙酸仲丁酯废液、碳酸二甲酯废液、丙二醇乙醚废液、正己烷废液、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，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）产品装罐车工艺流程：

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）产品灌装工艺流程：

少量成品 N-甲基吡咯烷酮、N,N-二甲基甲酰胺、N,N-二甲基乙酰胺、三乙胺、吡啶、二甲基亚砜、乙二醇正丁醚、甲苯、二甲苯、乙二醇、甲基异丁基酮、环己酮、乙二醇乙醚、1,2-丙二醇、一乙醇胺、乙酸正丁酯、乙酸仲丁酯、碳酸二甲酯、丙二醇乙醚、乙腈、丁酮、四氢呋喃、丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯、乙酸乙酯、石油醚、乙酸乙烯酯、乙酸异丙酯、甲醇、丙酮、异丙醇、乙醇、乙酸甲酯、环己烷、丁醇、异丙醚、正己烷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 2 条，每一条灌装线都涉及：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；甲醇、丙酮、丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯、乙醇、乙酸乙酯、石油醚、甲苯、乙酸乙烯酯、乙酸甲酯、乙酸正丁酯、丁醇、吡啶二甲基亚砜、乙二醇、正丁醚、二甲苯、乙二醇、异丙醚、甲基异丁基酮产品，另一条灌装丁酮、四氢呋喃、乙腈、三乙胺、环己酮、乙二醇乙醚、1,2-丙二醇、乙酸仲丁酯、碳酸二甲酯、丙二醇乙醚、正己烷、乙酸异丙酯、环己烷产品。

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。

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。

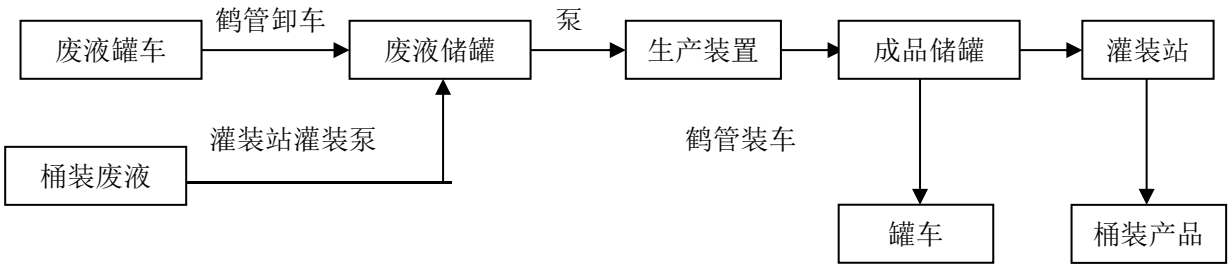


图 3.5.1-41 装卸工艺流程框图

3.5.1.39 项目产污节点汇总

表 3.5.1-44　　项目工程产污节点一览表

污染因素	序号	产生位置	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	精馏车间（三套精馏装置、预处理装置、共沸剂回收装置）	T1201 塔、T1301 塔、T2301 塔、T2401 塔、T2501 塔、T2601 塔、T3201 塔、T3401 塔、T4201 塔、T4301 塔和 T4401 塔顶部安全阀产生废气(事故状态启用)	甲醇、丙酮、苯、甲苯、二甲苯、吡啶、乙醛、丙烯醛、非甲烷总烃、臭气浓度	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）
			冷凝器 E1201、E1301、E3203、E3403、E3602、E4203、E4303、E4403 及配套真空缓冲罐、真空泵（减压蒸馏及蒸汽清洗设备）					
			冷凝器 E2303、E2302、E2403、E2503、E2603（常压蒸馏用及蒸汽清洗设备）					
			精馏装置中各相应储存罐废气					
			精馏装置中各工段原料缓冲罐废气					
		焚烧炉	有机废液及有机废气焚烧废气	颗粒物、二氧化硫、氮氧化物、HF、CO	连续	管道		
		装卸区	罐车装产品装车废气	甲醇、丙酮、苯、甲苯、二甲苯、吡啶、乙醛、丙	间歇	管道		
		罐区	原料储罐大呼吸废气					

污染因素	序号	产生位置	产生环节	主要污染物	产生	处理措施及排放去向		
			原料、产品储罐小呼吸废气	烯醛、非甲烷总烃、臭气浓度				
			产品储罐产品进入废气					
		污水处理站	污水处理站各池体废气	NH_3、H_2S、臭气浓度、非甲烷总烃	间歇	水池密闭+管道	水喷淋+生物滤床+活性炭吸附	1 根 27m 高排气筒（DA004）
			污水处理站 UASB 装置	沼气	间歇	管道	脱硫后引至焚烧装置焚烧处理	\
		灌装站	产品灌装废气	甲醇、丙酮、苯、甲苯、二甲苯、吡啶、乙醛、丙烯醛、非甲烷总烃、臭气浓度	间歇	管道	水洗塔+两级活性炭吸附装置	1 根 27m 高排气筒（DA002）
			桶装原料打入储罐过程产生废气					
		危废库	危废库废气	非甲烷总烃、臭气浓度	连续	危废库密闭+管道	水洗塔+两级活性炭吸附装置	1 根 27m 高排气筒（DA005）
		原料仓库（废液储存库）	原料仓库废气	甲醇、丙酮、苯、甲苯、二甲苯、吡啶、乙醛、丙烯醛、非甲烷总烃、臭气浓度	连续	管道		
		化验室	化验废气	非甲烷总烃、臭气浓度	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	化验室清洗废水	COD、SS、BOD_5、氨氮、总氮	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	循环水排水	COD、SS	间歇			
		精馏装置	生产废水	COD、SS、BOD_5、氨氮、TOC、TN、苯、甲苯、石油类、TOC	间歇	管道		
		设备清洗	设备清洗水	COD、SS、BOD_5、氨氮、TOC、TN、 苯、甲	间歇			

污染因素	序号	产生位置	产生环节	主要污染物	产生	处理措施及排放去向		
				苯				
		地面擦洗	地面擦洗水	COD、SS、BOD_5、氨氮、TOC、TN	间歇			
		废气治理装置	喷淋及焚烧等装置废水	COD、SS、BOD_5、氨氮、TOC、TN、氟化物、氯化物	间歇			
		罐区	夏季降温喷淋水	COD、SS	间歇			
		脱盐水制备	浓盐水	COD、SS、	间歇			
		厂区职工	职工生活废水	COD、SS、氨氮、BOD_5、总氮、总磷	间歇			
噪声	N	风机		噪声	间歇	/	减震、隔声	
		泵类		噪声	间歇	/		
		空压机		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			作为危废交有资质单位处理	
		原料库		废包装桶	间歇	专用容器	交由资质单位清洗后循环使用，待无法使用后作危废交有资质单位处理	
		污水处理站		药剂废包装袋	间歇	专用容器	作为危废交有资质单位处理	
		废气处理装置		废活性炭	间歇	专用容器	作为危废交有资质单位处理	
				废污泥			作为危废交有资质单位处理	
		化验室		废液	间歇	专用容器	作为危废交有资质单位处理	
				废试剂瓶			作为危废交有资质单位处理	
		焚烧炉		飞灰	间歇	专用容器	作为危废交有资质单位处理	
				炉渣			作为危废交有资质单位处理	
		检修		废润滑油	间歇	专用容器	作为危废交有资质单位处理	

污染因素	序号	产生位置	产生环节	主要污染物	产生	处理措施及排放去向	
		检修		废润滑油桶	间歇	专用容器	作为危废交有资质单位处理
		废气在线检测		在线检测废液	间歇	专用容器	作为危废交有资质单位处理
		废气处理装置		SCR 脱硝产生废催化剂	间歇	专用容器	作为危废交有资质单位处理
		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	作为危废交有资质单位处理
		沼气脱硫装置		废脱硫剂	间歇	专用容器	外售综合利用
		脱盐水站		脱盐水站废活性炭	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取极端值进行核算“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 3.5.2-1 所示。

表 3.5.2-1 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	N-甲基吡咯烷酮(NMP)废液	2400	产品	N-甲基吡咯烷酮(NMP)	2218.872
	乙腈废液	1700		乙腈	1327.1
	四氢呋喃废液	1500		四氢呋喃	1200.49
	异丙醇废液	800		异丙醇	613.07
	甲醇/丙酮废液	1500		甲醇	182.61
				丙酮	1095.51
	丙二醇甲醚乙酸酯/丙二醇甲醚废液	1000		丙二醇甲醚乙酸酯	609.85
				丙二醇甲醚	235.257
	乙醇废液	600		乙醇	433.47
	乙酸乙酯废液	700		乙酸乙酯	580.60
	石油醚废液	500		石油醚	360.00
	甲苯废液	700		甲苯	206.50
	N,N-二甲基甲酰胺（DMF）废液	3600		N,N-二甲基甲酰胺（DMF）	1404
	N,N-二甲基乙酰胺（DMAC）废液	5000		N,N-二甲基乙酰胺（DMAC）	725.00
	乙酸乙烯酯（醋酸乙烯）废液	500		乙酸乙烯酯（醋酸乙烯）	70.00
	乙酸甲酯废液	500		乙酸甲酯	147.23
	三乙胺废液	500		三乙胺	205.00
	乙酸正丁酯废	500		乙酸正丁酯	397.50

	液				
	丁酮（甲乙酮）废液	500		丁酮（甲乙酮）	386.74
	环己烷废液	500		环己烷	244.59
	丁醇废液	500		丁醇	295.38
	吡啶废液	500		吡啶	247.50
	二甲基亚砜废液	400		二甲基亚砜	238.00
	乙二醇正丁醚废液	400		乙二醇正丁醚	90.00
	乙酸异丙酯废液	400		乙酸异丙酯	92.00
	二甲苯废液	400		二甲苯	336.80
	乙二醇废液	400		乙二醇	357.20
	异丙醚废液	400		异丙醚	273.18
	甲基异丁基酮废液	400		甲基异丁基酮	338.00
	环己酮废液	400		环己酮	216.80
	乙二醇乙醚废液	400		乙二醇乙醚	97.20
	1,2-丙二醇废液	400		1,2-丙二醇	290.00
	一乙醇胺废液	400		一乙醇胺	158.00
	乙酸仲丁酯废液	400		乙酸仲丁酯	117.20
	碳酸二甲酯废液	400		碳酸二甲酯	58.00
	丙二醇乙醚废液	400		丙二醇乙醚	196.80
	正己烷废液	400		正己烷	327.7
补充共沸剂	环己烷	47.332	废气		390.517
萃取剂	乙二醇	0.011	废水		9641.877
粗共沸剂	粗环己烷	5438.628	粗环己烷		5438.628
			固废（精馏废液）		3641.8
合计		35485.971	合计		35485.971

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 73.5 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 3.5-2 和图 3.5-1。

表 3.5.2-2 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	225.00	产品	甲醇	103.52	182.61
	丙酮	637.79	1125.06		丙酮	621.04	1095.51
	水	85.00	149.94				
				废气		30.67	54.10
				废水		90.62	159.84
				废液		4.5	7.93
合计		850.34	1500.00	废液		850.34	1500.00

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 39.2d。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 3.5.2-3 和图 3.5.2-2。

表 3.5.2-3　异丙醇废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
异丙醇废液	异丙醇	680.27	640.00	产品	异丙醇	651.65	613.07
	水	170.07	160.00				
共沸剂（环己烷）		1015.97	955.82	废气		24.29	22.85
				废水		171.27	161.13
				固废（废共沸剂）		1019.10	958.77
合计		1866.31	1755.82			1866.31	1755.82

3.5.2.4 乙醇废液处理物料平衡

（1）物料平衡

乙醇生产时间连续生产 29.4d。乙醇废液物料平衡见表 3.5.2-4 和图 3.5.2-3。

表 3.5.2-4　乙醇废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
乙醇废液	乙醇 75%	637.76	450.00	产品	乙醇	614.32	433.47
	水 20%	170.07	120.00				
	杂质（二乙二醇）2.8%	23.81	16.8	废气		24.29	17.14
	杂质（（R）-3--（4--苯氧基苯基）-1-（哌啶-3-基）-1H-吡唑啉【3，4-d】嘧啶-1-4-胺（YLS-2））2.2%	18.71	13.2	废水		147.86	104.33
共沸剂（环己烷）		1015.97	716.87	固废（进焚烧）		60.74	42.86
				固废（废共沸剂）		1019.10	719.08
合计		1866.31	1316.87			1866.31	1316.87

3.5.2.5 乙酸甲酯废液处理物料平衡

（1）物料平衡

乙酸甲酯生产时间连续生产 24.5d(588h/a)。乙酸甲酯废液物料平衡见表 3.5.2-5 和图 3.5.2-4。

表 3.5.2-5 乙酸甲酯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
乙酸甲酯废液	乙酸甲酯	255.10	150.00	产品	乙酸甲酯	250.39	147.23
	水	297.62	175.00				
	苯	42.52	25.00	废气		24.29	14.28
	甲醇	255.10	150.00	废水		311.24	183.01
共沸剂（环己烷）		1015.97	597.39	固废（精馏废液）1		261.28	153.63
				固废（釜残废液）2		2.61	1.53
				固废（废共沸剂）		1016.49	597.7

合计	1866.31	1097.39		1866.31	1097.39

3.5.2.6 环己烷废液处理物料平衡

（1）物料平衡

环己烷生产时间连续生产 24.5d(588h/a)。该处理装置物料平衡见下表所示。

环己烷废液物料平衡见表 3.5.2-6 和图 3.5.2-5。

表 3.5.2-6 环己烷废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
环己烷废液	环己烷	425.17	250.00	产品	环己烷	415.96	244.59
	水	340.14	200.00				
	异丙醇	85.03	50.00	废气		24.38	14.34
				废水		350.48	206.08
				固废（精馏废液）		59.52	35.00
合计		850.34	500.00			850.34	500.00

3.5.2.7 丁醇废液处理物料平衡

（1）物料平衡

丁醇生产时间连续生产 24.5d(588h/a)。该处理装置物料平衡见下表所示。

丁醇废液物料平衡见表 3.5.2-7 和图 3.5.2-6。

表 3.5.2-7 丁醇废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
丁醇废液	丁醇	510.20	300.00	产品	丁醇	502.35	295.38
	水	255.10	150.00				
	猪油脂	85.03	50.00	废气		24.29	14.28
共沸剂（环己烷）		1015.97	597.39	废水		234.54	137.9
				固废（废共沸剂）		1019.10	599.23
				固废釜残（焚烧）		86.03	50.6
合计		1866.31	1097.39			1866.31	1097.39

3.5.2.8 异丙醚废液处理物料平衡

（1）物料平衡

异丙醚生产时间连续生产 19.6d(470.4h/a)。该处理装置物料平衡见下表所示。

异丙醚废液物料平衡见表 3.5.2-8 和图 3.5.2-7。

表 3.5.2-8 异丙醚废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
异丙醚废液	异丙醚	595.24	280.00	产品	异丙醚	580.73	273.18
	水	212.59	100.00				
	异丙醇	42.52	20.00	废气		24.29	11.43
共沸剂（环己烷）		1015.97	477.91	废水		242.19	113.93
				固废（废共沸剂）		1019.10	479.38
合计		1866.31	877.91			1866.31	877.91

3.5.2.9 正己烷废液处理物料平衡

（1）物料平衡

正己烷生产时间连续生产 19.6d(470.4h/a)。该处理装置物料平衡见下表所示。

正己烷废液物料平衡见表 3.5.2-9 和图 3.5.2-8。

表 3.5.2-9 正己烷废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
正己烷废液	正己烷	722.79	340.00	产品	正己烷	696.57	327.67
	水	127.55	60.00				
				废气		15.88	7.47
				废水		137.89	64.86
合计		850.34	400.00			850.34	400.00

3.5.2.10 丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯废液处理物料平衡

（1）批次物料平衡

生产时间连续生产 40.2d(964.8h/a)。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 3.5.2-10 和图 3.5.2-9。

表 3.5.2-10 丙二醇甲醚、丙二醇甲醚乙酸酯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
丙二醇甲	水	18.66	18	产品	丙二醇甲醚乙酸酯	632.10	609.85

醚、丙二醇甲醚乙酸酯废液	丙二醇甲醚乙酸酯	663.35	640		丙二醇甲醚	243.84	235.257
	丙二醇甲醚	257.15	248.1	废气		9.27	8.94
	苯甲醇	37.31	36	固废（脱水）		23.38	22.56
	乳酸乙酯	10.36	10	固废（釜残）		128.97	124.43
	4-羟基丁酸	3.11	3	固废（废共沸剂）		199.85	192.815
	其他杂质（光刻胶）	46.54	44.9				
	共沸剂	200.93	193.858				
合计		1237.41	1193.86			1237.41	1193.86

3.5.2.11 丁酮废液处理物料平衡

（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 19 天。脱水工序及精馏工序为连续生产，24 小时连续生产，生产 20 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 3.5.2-11 和图 3.5.2-10。

表 3.5.2-11　丁酮废液物料平衡表

	投入				产出			
	项目		kg/批	t/a	项目		kg/批	t/a
预处理工段	丁酮废液	水	594.00	90.00	预处理后废液	水	545.18	82.63
		丁酮	2640.00	400.00		丁酮	2618.31	396.69
		R-丁内酯	66.00	10.00	废气		9.03	1.38
					固废		127.48	19.31
	合计		3300.00	500.00			3300.00	500.00
	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	172.14	82.63	产品	丁酮	805.70	386.74
		丁酮	826.43	396.69	废气		5.41	2.60
	共沸剂	环己烷	1744.27	837.25	固废（废共沸剂）		1742.88	836.58
					固废（焚烧）		4.16	2.00
					废水		184.69	88.65
	合计		2742.84	1316.50			2742.84	1316.50

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计。

3.5.2.12 四氢呋喃废液物料平衡

（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 56.82 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 60.3 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 3.5.2-12 和图 3.5.2-10。

表 3.5.2-12　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	243.00	预处理后废液	水	507.26	230.57
		四氢呋喃	2706	1230.00		四氢呋喃	2677.29	1216.95
		R-甘油醛缩丙酮	59.4	27.00	废气		23.99	10.91
					固废		91.42	41.55
	合计		3300	1500.00			3300.00	1500.00
	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	159.31	230.55	产品	四氢呋喃	829.52	1200.49
		四氢呋喃	840.81	1216.82	废气		9.40	13.61
	补充萃取剂	乙二醇	0.02	0.03	废水		161.21	233.30
	合计		1000.13	1447.40			1000.13	1447.40

3.5.2.13 乙腈废液处理物料平衡

（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 64.375 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 67.8 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 3.5.2-13 和图 3.5.2-12。

表 3.5.2-13　乙腈废液物料平衡表

	投入				产出			
	项目		kg/批	t/a	项目		kg/批	t/a
预处理工	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

段	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

3.5.2.14 乙酸乙酯废液处理物料平衡

（1）批次物料平衡

生产时间连续生产 28.1d(675.36h/a)。该处理装置物料平衡见下表所示。

乙酸乙酯废液物料平衡见表 3.5.2-14 和图 3.5.2-13。

表 3.5.2-14 乙酸乙酯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
乙酸乙酯废液	乙酸乙酯	881.01	595	产品	乙酸乙酯	859.70	580.60
	水	103.65	70				
	杂质（1，4-苯基-4-吡嗪-1，4-哌啶-1，4-哌啶酮）	51.82	35	废气		9.75	6.58
补充萃取剂	乙二醇	0.03	0.02	废水		115.23	77.83
				固废（釜残焚烧）		51.83	35.01
合计		1036.51	700.02			1036.51	700.02

3.5.2.15 乙酸异丙酯废液处理物料平衡

（1）批次物料平衡

生产时间连续生产 16d(384h/a)。该处理装置物料平衡见下表所示。

乙酸异丙酯废液物料平衡见表 3.5.2-15 和图 3.5.2-14。

表 3.5.2-15 乙酸异丙酯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
乙酸异丙酯废液	乙酸异丙酯	260.42	100	产品	乙酸异丙酯	239.60	92.00
	水	208.33	80				
	异丙醇	572.92	220	废气		9.38	3.60
补充萃取剂	乙二醇	0.05	0.02	废水		218.76	84.00
				固废（焚烧）		573.99	220.41
合计		1041.72	400.02			1041.72	400.02

3.5.2.16 N,N-二甲基乙酰胺（DMAC）废液处理物料平衡

（1）批次物料平衡

生产时间连续生产 66.75d(1602h/a)。该处理装置物料平衡见下表所示。

N,N-二甲基乙酰胺（DMAC）废液物料平衡见表 3.5.2-16 和图 3.5.2-15。

表 3.5.2-16 N,N-二甲基乙酰胺（DMAC）废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
N,N-二甲基乙酰胺（DMAC）废液	N,N-二甲基乙酰胺（DMAC）	468.16	750.00	产品	N,N-二甲基乙酰胺（DMAC）	452.56	725.00
	水	2652.93	4250.00	废气		6.24	10.00
				废水		2656.29	4255.39
				废液		6	9.61
合计		3121.10	5000.00			3121.10	5000.00

3.5.2.17 石油醚废液处理物料平衡

（1）批次物料平衡

生产时间连续生产 20d(480h/a)。该处理装置物料平衡见下表所示。

石油醚废液物料平衡见表 3.5.2-17 和图 3.5.2-16。

表 3.5.2-17 石油醚废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
石油醚废液	石油醚	781.25	375	产品	石油醚	750.00	360.00
	水	208.33	100				
	杂质（三脂）	46.87	22.5	废气		8.33	4.00
	杂质（甘油）	5.21	2.5	废水		215.63	103.5
				固废（釜残焚烧）		67.7	32.5
合计		1041.67	500			1041.67	500.00

3.5.2.18 乙酸乙烯酯废液处理物料平衡

（1）批次物料平衡

生产时间连续生产 20d(480h/a)。该处理装置物料平衡见下表所示。

乙酸乙烯酯废液物料平衡见表 3.5.2-18 和图 3.5.2-17。

表 3.5.2-18 乙酸乙烯酯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
乙酸乙烯酯废液	乙酸乙烯酯	156.25	75	产品	乙酸乙烯酯	145.83	70.00
	水	572.92	275				
	乙醛	208.33	100	废气		203.13	97.50
	丙烯醛	104.17	50	废水		578.13	277.50
				固废（精馏废液）		114.58	55.00
合计		1041.67	500			1041.67	500.00

3.5.2.19 N-甲基吡咯烷酮废液处理物料平衡

（1）物料平衡

生产时间连续生产 32.0 天。N-甲基吡咯烷酮废液物料平衡见表 3.5.2-19 和图 3.5.2-18。

表 3.5.2-19 N-甲基吡咯烷酮废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
N-甲基吡咯烷酮废液	N-甲基吡咯烷酮	2932.8	2256	产品	N-甲基吡咯烷酮	2884.33	2218.716
	水	155.064	119.28		3-羟基-N-甲基哌嗪	0.20	0.156
	N-甲基丁二酰胺	14.976	11.52	废气		33.00	25.38
	3-羟基-N-甲基哌嗪	15.6	12	废水		156.56	120.432
	聚偏氟乙烯	1.56	1.2	固废（精馏废液）		45.91	35.316
合计		3120	2400			3120.00	2400

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计

3.5.2.20 N,N-二甲基甲酰胺（DMF）废液处理物料平衡

（1）物料平衡

生产时间连续生产 30.7 天。N，N-二甲基甲酰胺废液物料平衡见表 3.5.2-20 和图 3.5.2-19。

表 3.5.2-20 N，N-二甲基甲酰胺（DMF）废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
N,N-二甲基甲酰胺（DMF）废液	N,N-二甲基甲酰胺（DMF）	1248.44	920.00	产品	N,N-二甲基甲酰胺（DMF）	1217.23	897.00
	水	780.27	575.00	废气		9.36	6.90
	乙二醇	780.27	575.00	废水		795.88	586.50
	对苯二甲酰胺	312.11	230.00	固废（精馏废液）		1098.63	809.60
合计		3121.10	2300.00			3121.10	2300.00

3.5.2.21 三乙胺废液处理物料平衡

（1）物料平衡

生产时间连续生产 6.675 天。三乙胺废液物料平衡见表 3.5.2-21 和图 3.5.2-20。

表 3.5.2-21 三乙胺废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
三乙胺废液	三乙胺	1310.86	210.00	产品	三乙胺	1279.65	205.00
	水	624.22	100.00	废气		7.80	1.25
	乙腈	1092.38	175.00	废水		655.43	105.00
	三唑啉酮甲酸苯酯	93.63	15.00	固废（精馏废液）		1178.21	188.75
合计		3121.10	500.00			3121.10	500.00

3.5.2.22 吡啶废液处理物料平衡

（1）物料平衡

生产时间连续生产 6.675 天。吡啶废液物料平衡见表 3.5.2-22 和图 3.5.2-21。

表 3.5.2-22　吡啶废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
吡啶废液	吡啶	1560.55	250.00	产品	吡啶	1544.94	247.50
	水	312.11	50.00	废气		6.24	1.00
	乙酰水杨酸	1186.02	190.00	废水		343.32	55.00
	R-甘油醛缩丙酮	62.42	10.00	固废（精馏废液）		1226.59	196.50
合计		3121.10	500.00			3121.10	500.00

3.5.2.23 二甲基亚砜废液处理物料平衡

（1）物料平衡

生产时间连续生产 5.34 天。二甲基亚砜废液物料平衡见表 3.5.2-23 和图 3.5.2-22。

表 3.5.2-23 二甲基亚砜废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
二甲基亚砜废液	二甲基亚砜	1872.66	240.00	产品	二甲基亚砜	1857.05	238.00
	水	1092.38	140.00	废气		6.24	0.80
	乙酰水杨酸	156.05	20.00	废水		1101.14	141.122
				固废（精馏废液）		156.66	20.078

合计	3121.10	400.00		3121.10	400.00

3.5.2.24 乙二醇正丁醚废液处理物料平衡

（1）物料平衡

生产时间连续生产 5.34 天。乙二醇正丁醚废液物料平衡见表 3.5.2-24 和图 3.5.2-23。

表 3.5.2-24 乙二醇正丁酯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
乙二醇正丁醚废液	乙二醇正丁醚	717.85	92.00	产品	乙二醇正丁醚	702.25	90.00
	水	1622.97	208.00	废气		6.87	0.88
	丁醇	780.27	100.00	废水		1638.58	210.00
				固废（精馏废液）		773.41	99.12
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.25 甲苯废液处理物料平衡

（1）物料平衡

生产时间连续生产 9.345 天。甲苯废液物料平衡见表 3.5.2-25 和图 3.5.2-24。

表 3.5.2-25 甲苯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
甲苯废液	甲苯	936.33	210.00	产品	甲苯	920.72	206.50
	水	1872.66	420.00	废气		7.18	1.61
	苯甲醇	312.11	70.00	废水		1880.91	421.85
				固废（精馏废液）		312.29	70.04
合计		3121.10	700.00			3121.10	700.00

3.5.2.26 二甲苯废液处理物料平衡

（1）物料平衡

生产时间连续生产 5.34 天。二甲苯废液物料平衡见表 3.5.2-26 和图 3.5.2-25。

表 3.5.2-26　二甲苯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
二甲苯废液	二甲苯	2652.93	340.00	产品	二甲苯	2627.97	336.80
	水	62.42	8.00	废气		8.74	1.12
	甲醇	218.48	28.00	固废（精馏废液）		484.39	62.08
	乙醇	93.63	12.00				
	丙酮	93.63	12.00				
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.27 乙二醇废液处理物料平衡

（1）物料平衡

连续生产时间 5.34 天。乙二醇废液物料平衡见表 3.5.2-27 和图 3.5.2-26。

表 3.5.2-29　乙二醇废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
乙二醇废液	乙二醇	2808.99	360.00	产品	乙二醇	2787.14	357.20
	水	265.29	34.00	废气		7.80	1.00
	甲醇	6.24	0.80	废水		274.66	35.20
	乙醇酸甲酯	9.36	1.20	固废（精馏废液）		51.50	6.60
	二乙二醇	15.61	2.00				
	1,4-丁内酯	15.61	2.00				
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.28 甲基异丁基酮废液处理物料平衡

（1）物料平衡

连续生产时间 5.34 天。甲基异丁基酮废液物料平衡见表 3.5.2-28 和图 3.5.2-27。

表 3.5.2-27　甲基异丁基酮废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
甲基异丁基酮废液	甲基异丁基酮	2652.93	340.00	产品	甲基异丁基酮	2637.33	338.00
	水	156.05	20.00	废气		3.75	0.48
	油蜡	312.11	40.00	废水		163.86	21.00
				固废（精馏废液）		316.17	40.52
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.29 环己酮废液处理物料平衡

（1）物料平衡

连续生产时间 5.34 天。环己酮废液物料平衡见表 3.5.2-29 和图 3.5.2-28。

表 3.5.2-29 环己酮废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
环己酮废液	环己酮	1716.60	220.00	产品	环己酮	1691.64	216.80
	水	62.42	8.00	废气		5.93	0.76
	乙醇	1248.44	160.00	废水		93.63	12.00
	2-羟基-4-正辛氧基二苯甲酮	93.63	12.00	固废（精馏废液）		1329.90	170.44
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.30 乙二醇乙醚废液处理物料平衡

（1）物料平衡

连续生产时间 5.34 天。乙二醇乙醚废液物料平衡见表 3.5.2-30 和图 3.5.2-29。

表 3.5.2-30　乙二醇乙醚废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
乙二醇乙醚废液	乙二醇乙醚	780.27	100.00	产品	乙二醇乙醚	758.43	97.20
	水	1560.55	200.00	废气		3.43	0.44
	乙二醇甲醚	780.27	100.00	废水		1598.00	204.80
				固废（精馏废液）		761.24	97.56
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.31 1,2-丙二醇废液物料平衡

（1）物料平衡

连续生产时间 5.34 天（128.16h）。1，2-丙二醇废液物料平衡见表 3.5.2-31 和图 3.5.2-30。

表 3.5.2-31　1，2-丙二醇废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
1,2-丙二醇废液	1,2-丙二醇	2294.01	294.00	产品	1,2-丙二醇	2262.80	290.00
	水	811.49	104.00	废气		3.12	0.40
	甘油	15.61	2.00	废水		855.18	107.34
				废液（焚烧）		17.6	2.26
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.32 一乙醇胺废液物料平衡

（1）物料平衡

连续生产时间 5.34 天（128.16h）。一乙醇胺废液物料平衡见表 3.5.2-32 和图 3.5.2-31。

表 3.5.2-32 一乙醇胺废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
一乙醇胺废液	一乙醇胺	1248.44	160.00	产品	一乙醇胺	1232.83	158.00
	水	1716.60	220.00	废气		3.12	0.40
	2-氨乙基硫酸酯	156.05	20.00	废水		1728.59	221.54
				废液（焚烧）		156.81	20.06
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.33 乙酸正丁酯废液物料平衡

（1）物料平衡

连续生产时间 6.675 天（160.2h）。乙酸正丁酯废液物料平衡见表 3.5.2-33 和图 3.5.2-32。

表 3.5.2-33 乙酸正丁酯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
乙酸正丁酯废液	乙酸正丁酯	2496.88	400.00	产品	乙酸正丁酯	2481.27	397.50
	水	468.16	75.00	废气		2.81	0.45
	4-孕甾烯-11α，17α，21-三醇-3，20 二酮	156.05	25.00	废水		479.46	76.81
				废液（焚烧）		157.56	25.24
合计		3121.10	500.00			3121.10	500.00

3.5.2.34 乙酸仲丁酯废液物料平衡

（1）物料平衡

连续生产时间 5.34 天（128.16h）。乙酸仲丁酯废液物料平衡见表 3.5.2-34 和图 3.5.2-33。

表 3.5.2-34 乙酸仲丁酯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
乙酸仲丁酯废液	乙酸仲丁酯	936.33	120.00	产品	乙酸仲丁酯	914.48	117.20
	水	1560.55	200.00	废气		4.06	0.52
	异丙醇	624.22	80.00	废水		1591.76	204.00
				固废（精馏废液）		610.80	78.28
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.35 碳酸二甲酯废液物料平衡

（1）物料平衡

连续生产时间 5.34 天（128.16h）。碳酸二甲酯废液物料平衡见表 3.5.2-35 和图 3.5.2-34。

表 3.5.2-35 碳酸二甲酯废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
碳酸二甲酯废液	碳酸二甲酯	468.16	60.00	产品	碳酸二甲酯	452.56	58.00
	水	936.33	120.00	废气		3.12	0.40
	乙二醇	1404.49	180.00	废水		946.33	121.28
	甲醇	312.11	40.00	固废（精馏废液）		1719.09	220.32
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.36 丙二醇乙醚废液物料平衡

（1）物料平衡

连续生产时间 5.34 天（128.16h）。丙二醇乙醚废液物料平衡见表 3.5.2-36 和图 3.5.2-35。

表 3.5.2-36 丙二醇乙醚废液物料平衡表

投入				产出			
项目		kg/h	t/a	项目		kg/h	t/a
丙二醇乙醚废液	丙二醇乙醚	1560.55	200.00	产品	丙二醇乙醚	1535.58	196.80
	水	717.85	92.00	废气		2.81	0.36
	丙二醇甲醚	218.48	28.00	废水		749.06	96.00
	二丙二醇甲醚	624.22	80.00	固废（精馏废液）		833.65	106.84
合计		3121.10	400.00			3121.10	400.00

3.5.2.37 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 3.5-37 和图 3.5-36。

表 3.5-37 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	5964.635	952.09	共沸剂	环己烷	5963.125	951.849
	异丙醇	35.365	5.645	废气		0.088	0.014
				固废（精馏废液）		36.787	5.872
合计		6000	957.735			6000	957.735
粗共沸剂废液（丁酮）	环己烷	5999.240	836.448	共沸剂	环己烷	5981.632	833.993
	丁酮	0.760	0.106	废气		0.079	0.011
				固废（精馏废液）		18.289	2.55
合计		6000	836.554			6000	836.554
粗共沸剂废液（丙二醇甲醚）	环己烷	5938.449	190.837	共沸剂	环己烷	5937.09	190.793
	丙二醇甲醚	61.551	1.978	废气		0.086	0.003
				固废（精馏废液）		62.84	2.019
合计		6000	192.815			6000	192.815
粗共沸剂废液（乙醇）	环己烷	5922.701	709.812	共沸剂	环己烷	5955.343	713.724
	乙醇	53.869	6.456	废气		0.100	0.012
	水	23.430	2.808	固废（精馏废液）		44.557	5.34
合计		6000	719.076			6000	719.076
粗共沸剂废液（乙酸甲酯）	环己烷	5961.653	593.88	共沸剂	环己烷	5961.573	593.872
	乙酸甲酯	2.951	0.294	废气		0.080	0.008
	苯	35.396	3.526	固废（精馏废液）		38.347	3.82
合计		6000	597.7			6000	597.7
粗共沸剂废液（丁醇）	环己烷	5855.563	561.852	共沸剂	环己烷	5855.459	561.842
	水	144.437	13.859	废气		0.104	0.01
				固废（精馏废液）		144.437	13.859
合计		6000	575.711			6000	575.711
粗共沸剂	环己烷	5952.130	475.560	共沸剂	环己烷	5952.039	475.553

废液（异丙醚）	异丙醇	44.863	3.584	废气	0.100	0.008
	异丙醚	3.003	0.240	固废（精馏废液）	47.861	3.824
合计		6000	479.385		6000	479.385

表中废气产生量均以尾气经冷凝后污染物产生量统计

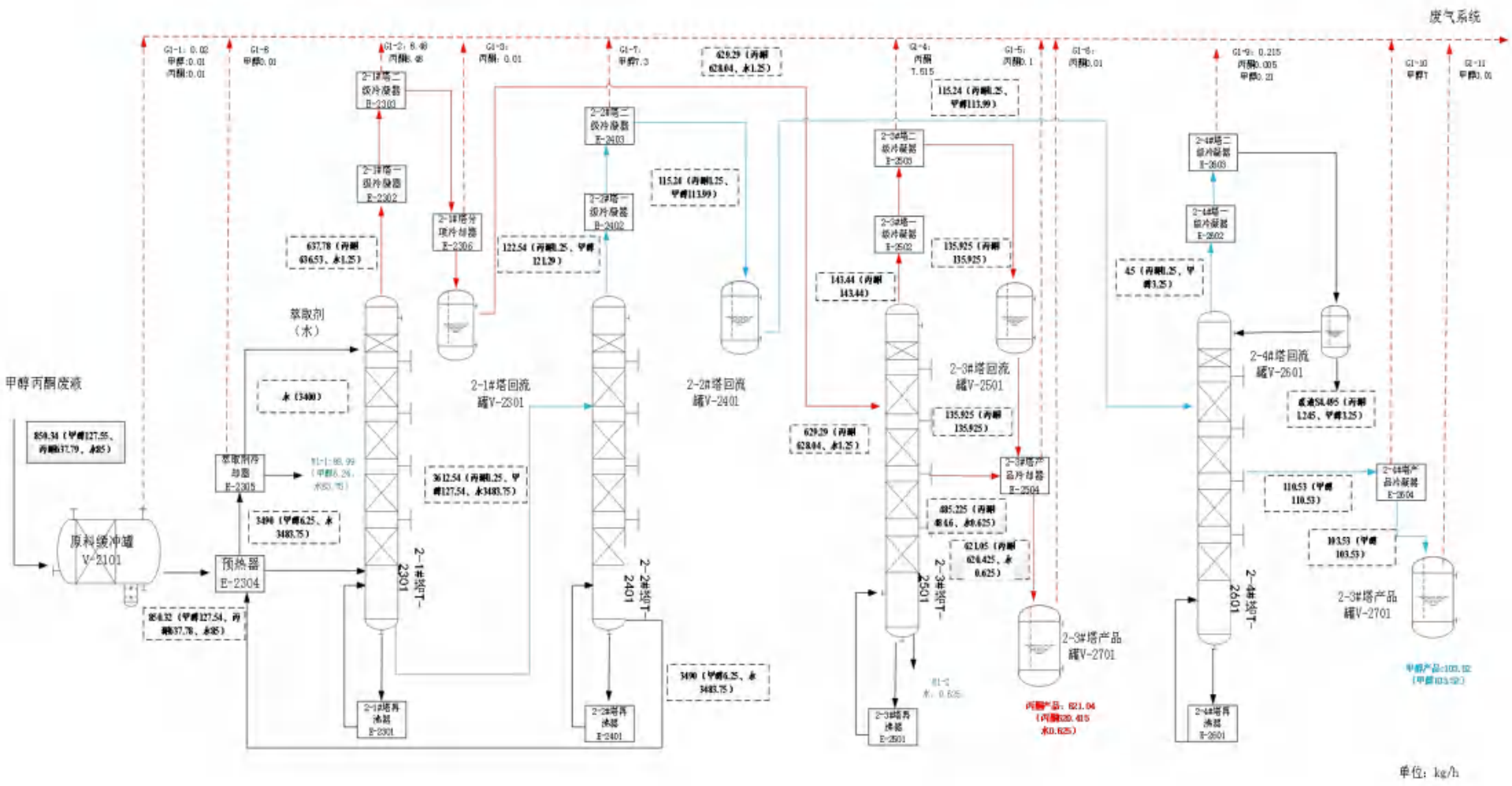


图 3.5.2-1　　甲醇丙酮废液处理物料平衡图（kg/h）

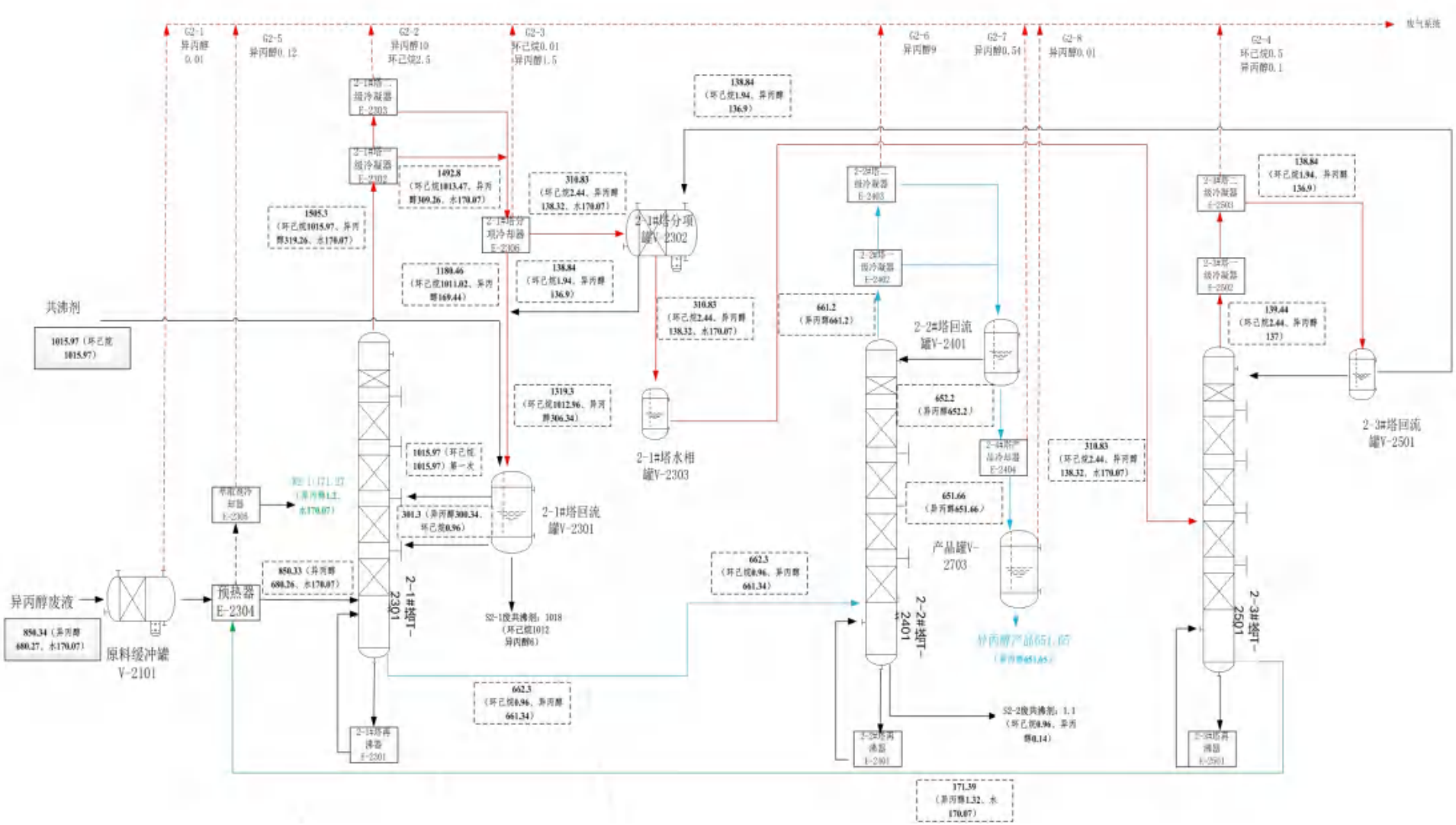
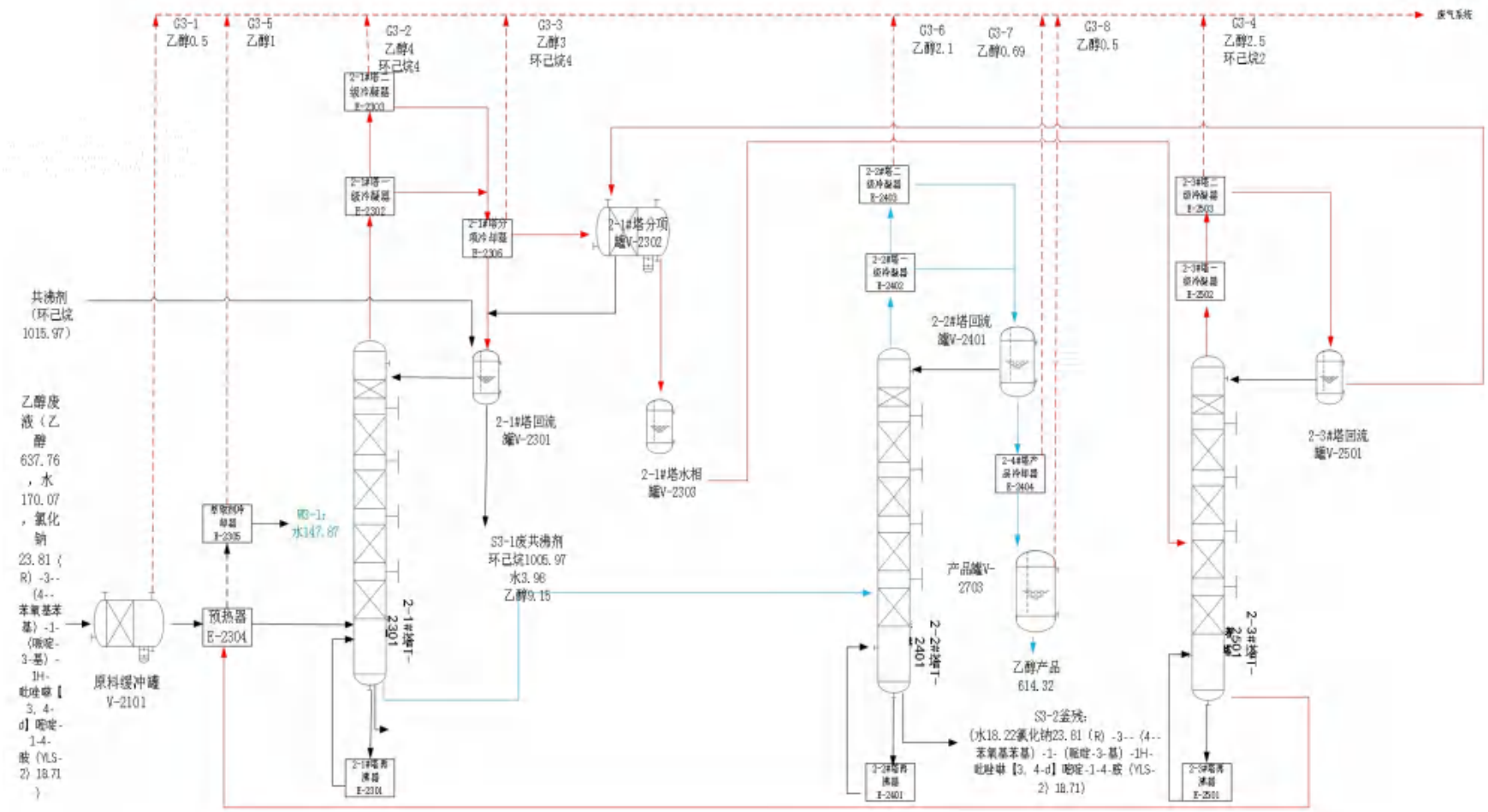
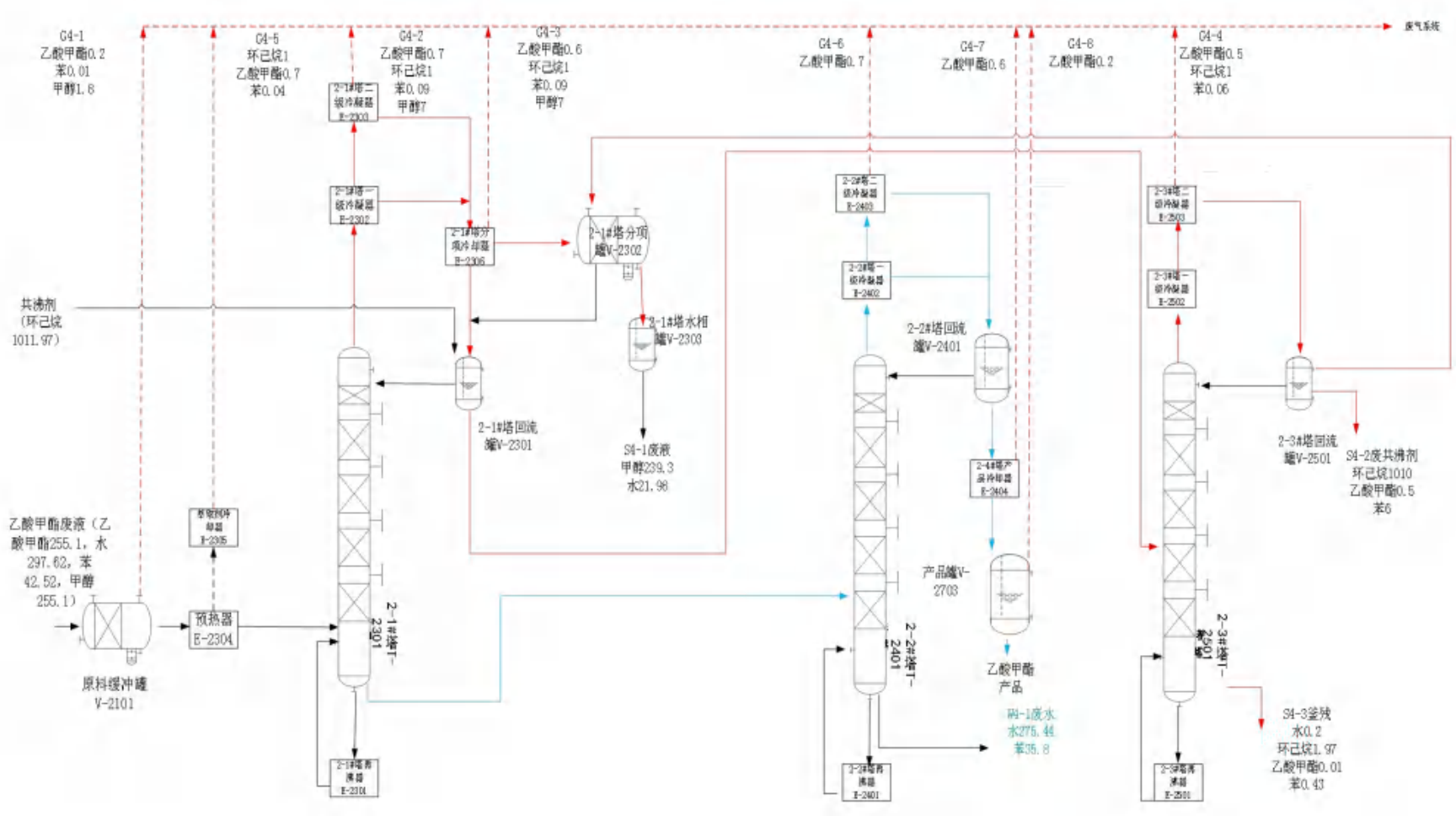


图 3.5.2-2　　异丙醇废液处理物料平衡图（kg/h）



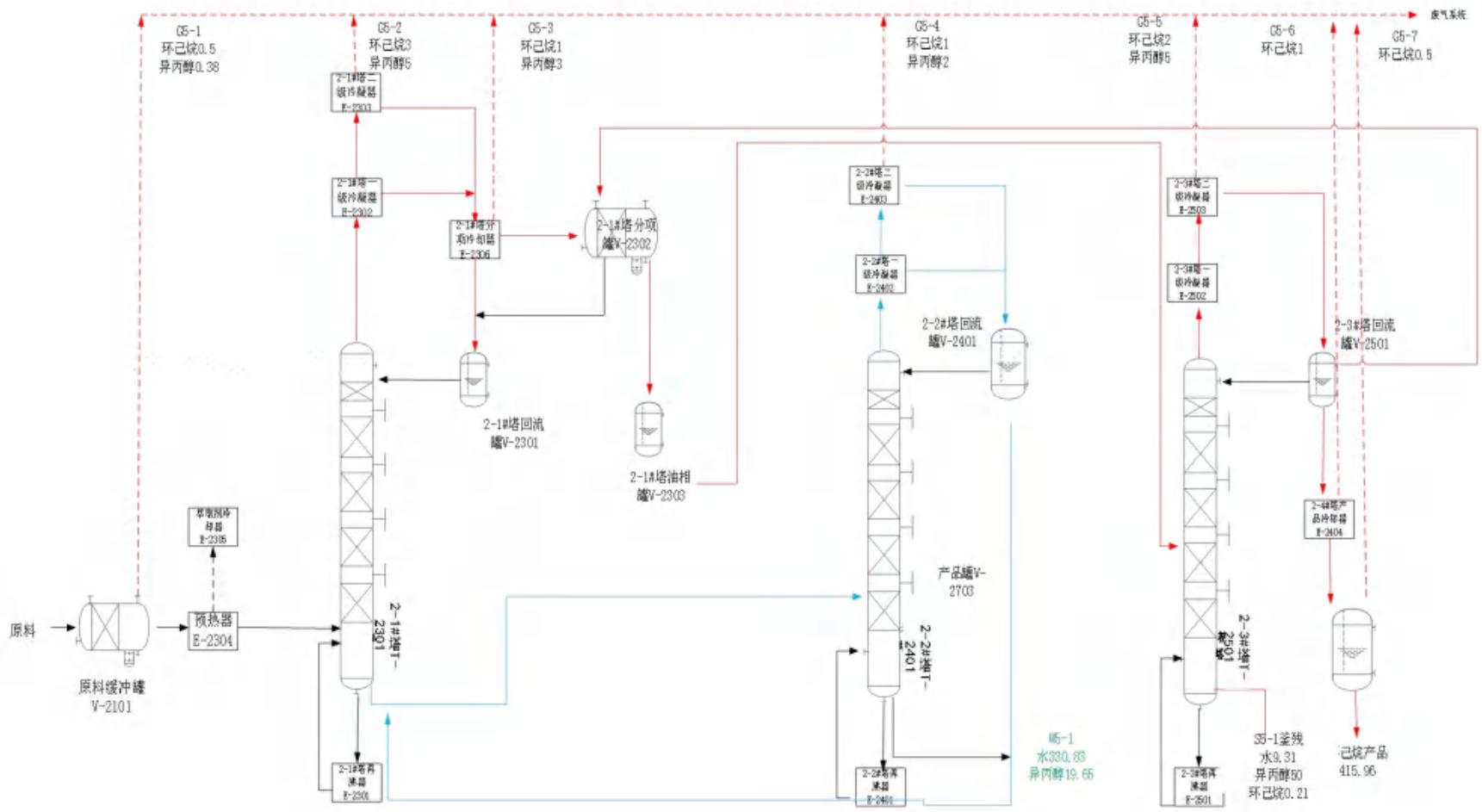
废气 G、废水 W、固废

图 3.5.2-3　　乙醇废液处理物料平衡图（kg/h）



废气 G、废水 W、固废

图 3.5.2-4　乙酸甲酯废液处理物料平衡图（kg/h）



废气 G、废水 W、固废

图 3.5.2-5　环己烷废液处理物料平衡图(kg/h)

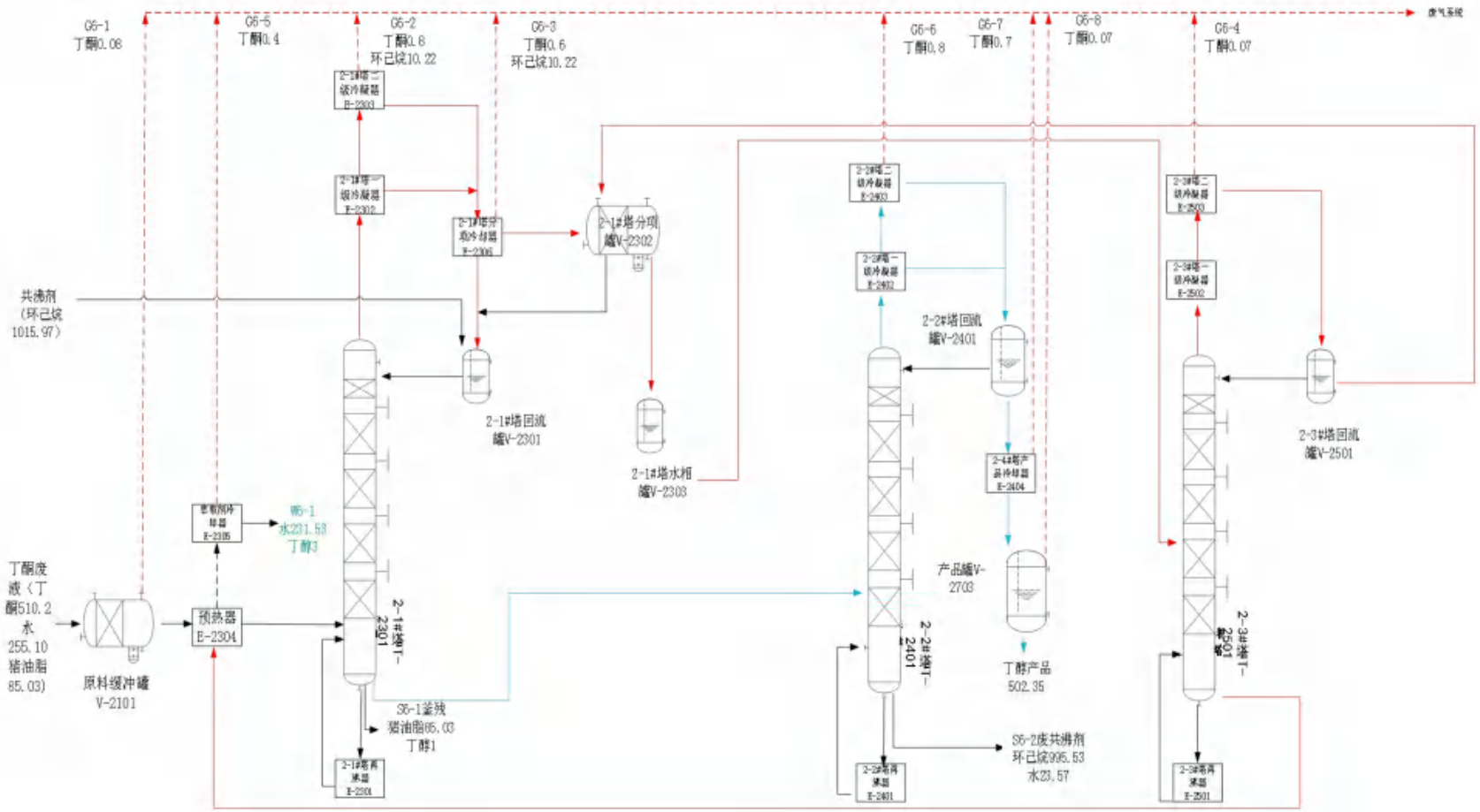


图 3.5.2-6　丁醇废液处理过程物料平衡图（kg/h）

废气 G、废水 W、固废 S

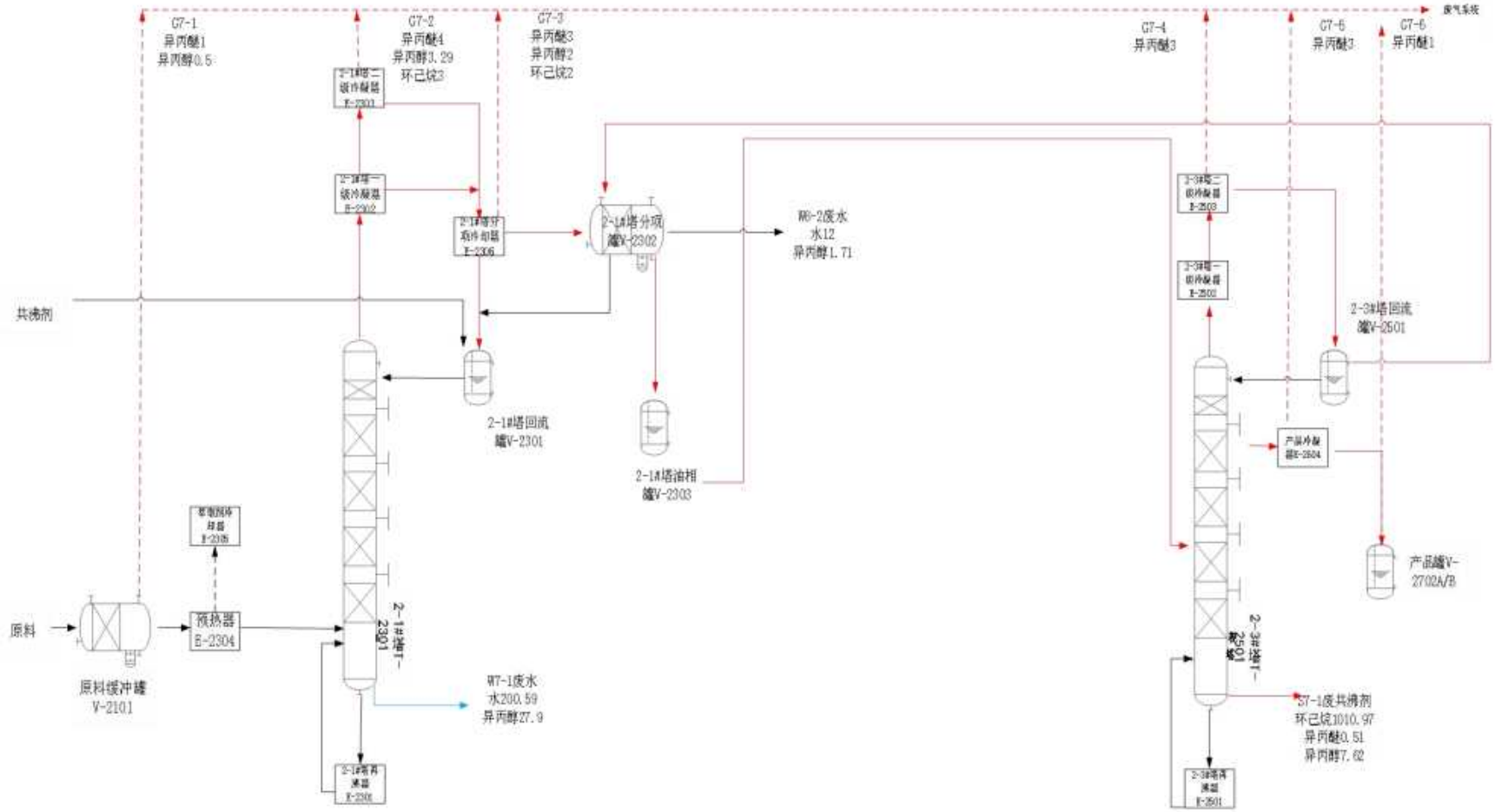


图 3.5.2-7　　异丙醚废液物料平衡图（kg/h）

废气 G、废水 W、固废 S

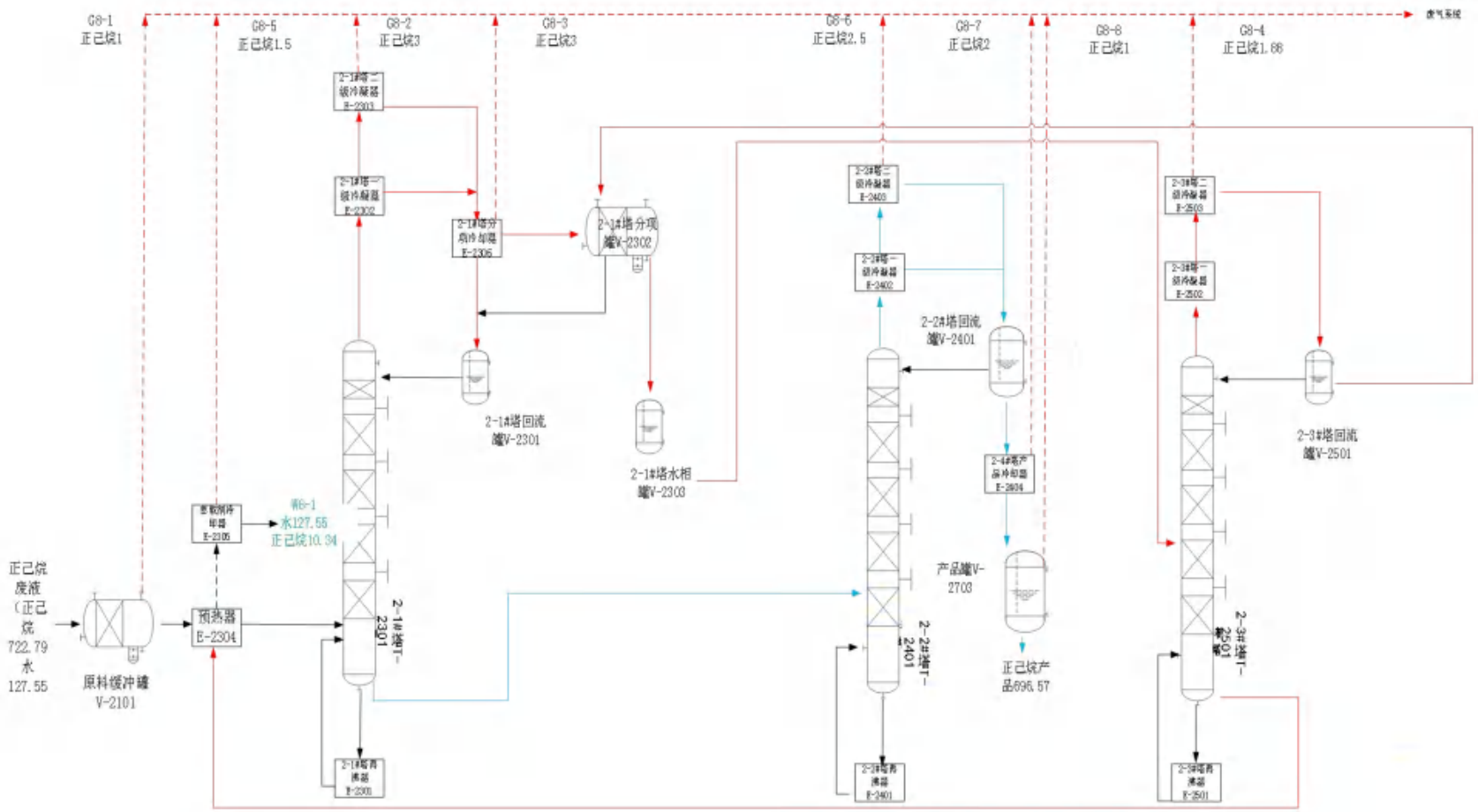
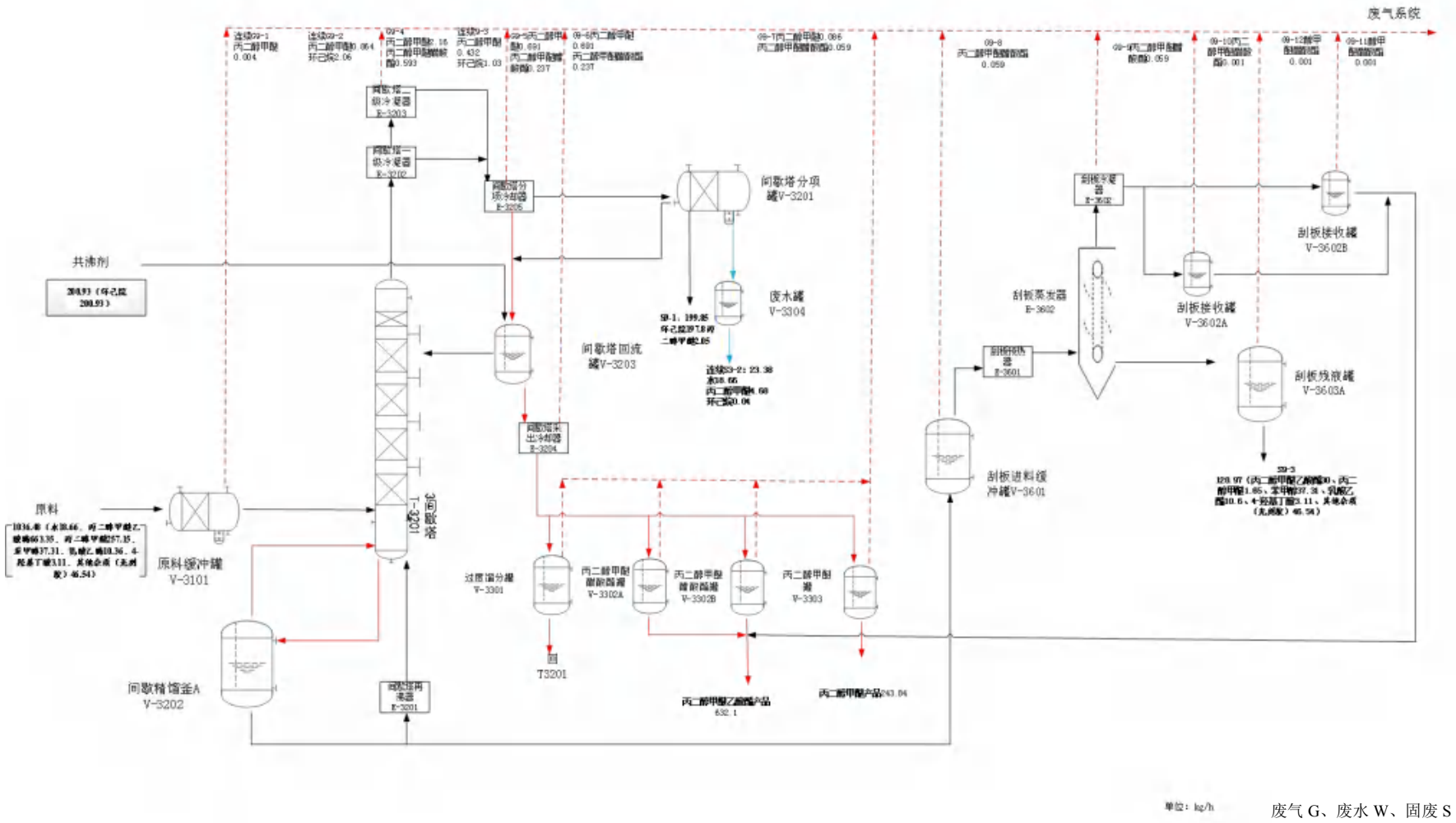


图 3.5.2-8　　正己烷废液处理物料平衡图（kg/h）

废气 G、废水 W、固废 S



废气 G、废水 W、固废 S

图 3.5.2-9　丙二醇甲醚、丙二醇甲醚醋酸酯废液处理物料平衡图（kg/h）