

行处理。

经薄膜蒸发器后的轻组分送至粗四氯化钛塔将四氯化钛和甲苯与高沸物进行初步分离。粗四氯化钛塔顶气相进入塔顶冷凝器，冷凝液进入塔回流罐，其中部分回流至塔顶，另一部分利用重力输送至粗甲苯罐，粗四氯化钛塔的塔釜液经塔釜液罐送去粗四氯化钛罐。

四氯化钛精馏塔、己烷脱除塔的塔釜残液送至蒸馏釜后，搅拌升温。蒸馏塔塔顶气相经蒸馏塔顶冷凝器冷凝后进入塔回流罐，其中部分回流至蒸馏塔塔顶，另一部分进入蒸馏塔塔中间采出罐中，并最终送入粗四氯化钛塔进料罐中。釜内残液为含有酯钛络合物等杂质的高沸物和少量四氯化钛、甲苯，送到综合处理单元处理。

（2）滤液粗分

来自合成釜的甲苯钛滤液进入粗分塔进料罐经粗分塔进料泵输入粗分塔进行粗分。滤液中含有四氯化钛、甲苯以及酯钛络合物等高沸物，粗分塔的作用是将四氯化钛和甲苯与高沸物进行初步分离。粗分塔顶气相进入塔顶冷凝器，冷凝液进入回流罐，部分回流，另一部分送至粗四氯化钛塔进料罐，粗分塔的塔釜液经塔釜液罐去蒸馏釜。

（3）四氯化钛回收

粗四氯化钛罐中的四氯化钛用四氯化钛精馏塔进料泵连续送入四氯化钛精馏塔中精馏，塔顶采出合格四氯化钛，经精四氯化钛精馏塔塔顶冷凝器冷凝后进入回流罐，利用重力回流，部分物料回流，部分物料至回收四氯化钛罐储存。

塔釜液相采出为含高沸物和四氯化钛的残液进四氯化钛精馏塔釜液罐，然后送到蒸馏釜进行进一步杂质脱除处理。

（4）甲苯回收

将粗甲苯罐中粗甲苯液用甲苯精馏塔进料泵连续送到甲苯精馏塔中进行精馏，塔顶采出物为合格的回收甲苯，经塔顶冷凝器冷凝后至塔回流罐，采用重力回流部分甲苯回流，部分甲苯至回收甲苯罐，回收的甲苯经回收甲苯泵输送至合成单元进行使用，剩余部分送至甲苯水洗釜进行水洗处理。

塔釜液相采出为含高沸物和四氯化钛的残液进甲苯精馏塔塔釜液罐，然后送

到粗四氯化钛塔处理。

（5）水洗甲苯回收

为使回收甲苯满足溶解投料，需除去其中少量四氯化钛、己烷，因此将回收甲苯水洗除钛。来自的回收甲苯送至甲苯水洗釜进行水洗。水洗后的甲苯经甲苯水洗罐后进入甲苯分层罐中，静置分层。洗涤水部分送去综合处理单元回用，部分洗涤水送至洗液罐回用；上层的水洗后甲苯经水洗甲苯塔进料泵连续送入水洗甲苯塔进行精馏。水洗甲苯塔顶采出为甲苯、己烷和水的混合液，经冷凝器、回流罐，利用重力部分回流，部分送至水洗甲苯塔采出罐后并定期送至界区外；水洗甲苯塔釜侧线采出为合格甲苯，经侧线出料冷凝器冷凝至侧线出料罐，然后间歇使用氮气压入洗后甲苯罐储存，与原料甲苯掺混经精制塔脱水后使用；塔釜残液经塔釜残液罐储存并定期装桶送至界区外。

（6）己烷回收

合成单元洗涤后己烷送至己烷滤液罐中，己烷滤液用己烷精馏塔进料泵连续送到己烷精馏塔中进行精馏，塔顶采出物为合格的己烷，经塔顶冷凝器冷凝后送至己烷精馏塔回流罐，采用重力回流部分己烷回流，部分己烷送回收己烷罐储存。

塔釜液相采出为含甲苯、四氯化钛和少量己烷的残液，该残液送至己烷精馏塔釜出料，然后送到己烷脱除塔中处理。己烷脱除塔的作用是进一步脱除己烷精馏塔釜残液中的己烷，其塔顶采出含甲苯的己烷，经己烷脱除塔冷凝器冷却后送至己烷脱除塔回流罐，部分送至己烷精馏塔循环处理；塔釜采出含甲苯和四氯化钛的残液经四氯化钛精馏塔釜液罐压送至蒸馏釜进行除高沸点杂质处理。

（7）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，水洗精馏设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元不含钛放空收集处理设备集中处理。

②本单元生产过程中，母液粗分系统设备、甲苯四氯化钛回收系统设备、己烷回收系统设备、底馏分萃取系统设备及真空泵使用的设备运行过程中运行平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元含钛放空收集处理设备集中处理。

4 综合处理单元（400 单元）

BCM 催化剂在制备过程中需对生产过程平衡气和溶剂回收母液粗分设备产

生的高沸点混合物进行处理。其中平衡气体根据物料性质可分为含钛放空、不含钛带压放空两种平衡气体分为两组设备进行统一收集及处理。

（1）平衡气收集处理

①来自含钛放空管道输送来的平衡气体经两级深冷及缓冲收集后，经缓冲深冷后未凝气分别经水吸收设备进行水洗涤，洗涤塔生产出副产物盐酸作为副产品经密闭管道输送至界区外储存并包装。经过水洗后的含少量 HCl 的不凝气经密闭管道输送到碱液吸收塔进行碱液洗涤，洗涤后中性含有少量有机物的气体输送至聚烯烃催化剂焚烧炉集中处理。

②来自不含钛放空总管的平衡气经过两级深冷后，经凝液罐、缓冲罐实现气液分离，其冷凝液包装作为废溶剂形成危险废物，未凝气体经管道输送到聚烯烃催化剂焚烧炉集中处理。

（2）高沸物处理

来自溶剂回收单元蒸馏釜釜底的高沸物和薄膜蒸发器的底馏分间歇产生，其主要成分是四氯化钛和有机物。该高沸物首先送至水解釜对高沸物进行水解。四氯化钛与水混合后生成氯化氢和钛氧化物，其中氯化氢经石墨吸收器和喷淋水罐后形成副产盐酸溶液，作为副产品送至界区外；水解釜釜底含水废酸渣经静置分油后，其中油相进入洗油釜中和清洗后作为废溶剂包装作为危险废物进行统一处理，含固体水相直接装桶作为废酸渣作为危险废物进行统一处理，该过程产生的平衡气经密闭管道收集后输送至综合处理单元水吸收设备进行水洗涤。

表 4.1-4 BCM 催化剂装置产排污情况表

48

4.5 BCE 催化剂装置（属于聚烯烃催化剂装置）

BCE 催化剂的生产装置按工艺流程原料精制单元、催化剂合成单元、溶剂回收单元、综合处理单元共分为四个单元。

1、原料精制单元（100 单元）

（1）甲苯精制：自界区外来的原料甲苯和水洗后的甲苯存储于甲苯原料罐，经甲苯精制泵送至甲苯精制塔，甲苯精馏塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对甲苯进行精制，精制后的甲苯进入精甲苯罐中。对精制后的甲苯进行取样分析，以水含量作为检测指标进行控制，超标原料返回甲苯原料罐重新精制处理，合格甲苯经精甲苯泵输送到催化剂合成单元供生产使用。

（2）己烷精制：自界区外来的原料己烷存储于己烷原料罐，经己烷精制泵送至己烷精馏塔，己烷精馏塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对己烷进行精制，精制后的己烷进入精己烷罐中。以水含量作为检测指标进行控制，超标原料返回己烷原料罐重新精制处理，合格己烷用精己烷泵送到合成单元。

（3）乙醇精制：自界区外来的原料乙醇存储于乙醇原料罐，经乙醇精制泵送至乙醇精馏塔，乙醇精馏塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对乙醇进行精制，精制后的乙醇进入精乙醇罐中。对精制后的乙醇进行取样分析，合格乙醇用送到催化剂合成单元。

（4）四氯化钛储运：自界区外来的原料四氯化钛中转存储于四氯化钛原料罐，经四氯化钛泵送到合成单元。

（5）TBP 精制：原料 TBP 在 TBP 精制罐中，采用夹套通蒸汽加热、罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将 TBP 中水干燥到水含量合格后储存在精制罐。精 TBP 用氮气压力输送到精 TBP 计量罐备用。

（6）ECP 精制：原料 ECP 在 ECP 精制罐中，采用罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将 ECP 中水干燥到水含量合格后储存在精制罐。精 ECP 用氮气压送到精 ECP 计量罐备用。

（7）TEOS 精制：原料 TEOS 采用罐内通氮气汽提、抽真空等方法，将 TEOS 中水干燥。精 TEOS 用氮气压到合成单元计量罐备用。

（8）备用酯精制：原料备用酯在备用酯精制罐中，采用夹套通蒸汽加热、

罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将备用酯中水含量干燥到控制指标后备用。

（11）原料精制真空系统：原料精制过程中需要抽真空，原料精制单元设置了一套抽真空系统，对 ECP 精制罐、TBP 精制罐等设备进行抽真空操作，抽真空气体先经过真空凝液罐、真空缓冲罐，进入真空泵，再经过真空放空缓冲罐收集后和装置其余不含水尾气统一送聚烯烃催化剂焚烧炉。

（12）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，甲苯、己烷、乙醇、TBP、ECP、TEOS、备用酯及精制真空系统使用设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元不含钛放空收集处理设备集中处理。

②本单元生产过程中，四氯化钛使用设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元含钛放空收集处理设备集中处理。

2、催化剂合成单元（200 单元）

200 单元分为 A 线和 B 线，每条线的设计生产能力为 100 吨/年催化剂，A 线和 B 线相互独立，生产操作相同，下面以 A 线为例，进行流程说明。

（1）催化剂溶解：催化剂溶解釜经氮气置换合格后，通过甲苯流量计加入一定量的甲苯，搅拌，按规定量加入研磨后的氯化镁，然后依次加入一定量的 TBP 和 ECP，补加一定量的甲苯。在一定的反应温度条件下向混合液中滴入一定量的乙醇。加完乙醇的溶解液通过溶解釜夹套通入热水并升温至一定温度后恒温溶解一定时间，使氯化镁及其他原料与溶剂形成均匀溶液

（2）催化剂合成：经氮气置换合格后，接釜转移的物料，开启搅拌和夹套冷油系统，将釜中物料温度缓慢降温至设定温度后，将四氯化钛计量罐中的四氯化钛通过流量计滴加到合成釜中，滴加过程中保持釜温在一定温度。四氯化钛滴加完毕后，维持温度恒温持续反应一段时间后，使用 TEOS 计量罐在一定时间范围内向混合液中滴入 TEOS。物料混合均匀后，合成釜夹套改通入热油，使合成釜的温度在一定时间内均匀升至工艺要求的温度，再恒温反应一定时间，停止搅拌，通过静置并间歇使用带过滤器的滗析方式将合成釜内的上层清液排至溶剂回收单元母液中转罐。上层清液全部压完后，完成催化剂合成并加入一定量的己烷

经过搅拌后将己烷混合悬浮液转移至洗涤釜并开始洗涤工序。

（4）催化剂洗涤：洗涤釜经氮气置换合格后，接合转釜移来的悬浮液物料，然后静置并使用，然后加入一定量的己烷进行数次洗涤，洗后己烷用氮气压送至己烷滤液罐。如果滤液中的钛含量超标需要额外增加己烷洗涤，己烷洗是为了去除催化剂中未反应钛及残存溶剂甲苯。洗涤后的催化剂物料用一定量的己烷通过过滤器转移至催化剂周转釜，在周转釜中对催化剂浆液进行检测，检测不合格需返回洗涤釜继续洗涤，检测合格后转至浆液釜或干燥釜。

（5）催化剂抽干：经氮气置换合格后，接受从转移来的物料，沉降数小时，压滤出物料中的己烷滤液去。压滤完毕后，通过间歇鼓氮，搅拌，抽真空的方式利用沸点将生产用溶剂己烷去除，形成催化剂固体粉末。

（6）催化剂己烷浆液掺混调和：催化剂己烷浆液在浆液釜中进行掺混配制并罐装，掺混后的浆液催化剂为 30wt% 的催化剂浆液。

（7）催化剂合成单元的配套真空系统：

来自合成单元的抽真空气体，先经过粉尘过滤器过滤掉催化剂粉尘，然后进入真空冷凝器，将有机物冷凝至真空凝液罐，冷凝后的气体经过真空缓冲罐，进入真空泵，凝液罐中的冷凝液压送至溶剂回收单元己烷回收设备进行回收处理。

（8）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，溶解、小原料计量罐设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元不含钛放空收集处理设备集中处理。

②本单元生产过程中，催化剂合成釜、洗涤釜、干燥釜、浆液釜、四氯化钛计量设备及真空泵使用的设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元含钛放空收集处理设备集中处理。

3. 溶剂回收单元（300 单元）

（1）母液粗分

催化剂合成过程中产生的含钛母液为含四氯化钛、甲苯、高沸物的混合液。该混合液收集至母液中转罐后，经过预热器，连续进入薄膜蒸发器。在一定温度和高真空下，及在规定刮板转速下连续蒸发，重组分收集在底馏分接收罐中，再转移预处理釜。轻组分收集在顶馏分接收罐中，经隔膜泵送入粗四氯化钛塔，进

行处理。

经薄膜蒸发器后的轻组分送至粗四氯化钛塔将四氯化钛和甲苯与高沸物进行初步分离。粗四氯化钛塔顶气相进入塔顶冷凝器，冷凝液进入塔回流罐，其中部分回流至塔顶，另一部分利用重力输送至粗甲苯罐，粗四氯化钛塔的塔釜液经塔釜液罐送去粗四氯化钛罐。

四氯化钛精馏塔、己烷脱除塔的塔釜残液送至蒸馏釜后，搅拌升温。蒸馏塔塔顶气相经蒸馏塔顶冷凝器冷凝后进入塔回流罐，其中部分回流至蒸馏塔塔顶，另一部分进入蒸馏塔塔中间采出罐中，并最终送入粗四氯化钛塔进料罐中。釜内残液为含有酯钛络合物等杂质的高沸物和少量四氯化钛、甲苯，送到综合处理单元处理。

（2）四氯化钛回收

粗四氯化钛罐中的四氯化钛用四氯化钛精馏塔进料泵连续送入四氯化钛精馏塔中精馏，塔顶采出合格四氯化钛，经精四氯化钛精馏塔塔顶冷凝器冷凝后进入回流罐，利用重力回流，部分物料回流，部分物料至回收四氯化钛罐储存。

塔釜液相采出为含高沸物和四氯化钛的残液进四氯化钛精馏塔釜液罐，然后送到蒸馏釜进行进一步杂质脱除处理。

（3）甲苯回收

将粗甲苯罐中粗甲苯液用甲苯精馏塔进料泵连续送到甲苯精馏塔中进行精馏，塔顶采出物为合格的回收甲苯，经塔顶冷凝器冷凝后至塔回流罐，部分甲苯回流，部分甲苯至回收甲苯罐，回收的甲苯经回收甲苯泵输送至合成单元进行使用，剩余部分送至甲苯水洗釜进行水洗处理。

塔釜液相采出为含高沸物和四氯化钛的残液进甲苯精馏塔塔釜液罐，然后送到粗四氯化钛塔处理。

（4）水洗甲苯回收

为使回收甲苯满足溶解投料工艺要求，需除去其中少量四氯化钛、己烷，因此将回收甲苯水洗除钛。来自的洗涤釜的回收甲苯送至甲苯水洗釜进行水洗。水洗后的甲苯经甲苯水洗罐后进入甲苯分层罐中，静置分层。洗涤水部分送去综合处理单元回用，部分洗涤水送至洗液罐回用；上层的水洗后甲苯经水洗甲苯塔进

料泵连续送入水洗甲苯塔进行精馏。水洗甲苯塔顶采出为甲苯、己烷和水的混合液，经冷凝器、回流罐，利用重力部分回流，部分送至水洗甲苯塔采出罐后并定期送至界区外；水洗甲苯塔釜侧线采出为合格甲苯，经侧线出料冷凝器冷凝至侧线出料罐，然后间歇使用氮气压入洗后甲苯罐储存，与原料甲苯掺混经精制塔脱水后使用；塔釜残液经塔釜残液罐储存并定期装桶送至界区外。

（6）己烷回收

合成单元洗涤后己烷送至己烷滤液罐中，己烷滤液用己烷精馏塔进料泵连续送到己烷精馏塔中进行精馏，塔顶采出物为合格的己烷，经塔顶冷凝器冷凝后送至己烷精馏塔回流罐，采用重力回流部分己烷回流，部分己烷送回收己烷罐储存。

塔釜液相采出为含甲苯、四氯化钛和少量己烷的残液，该残液送至己烷精馏塔釜出料，然后送到己烷脱除塔中处理。

己烷脱除塔的作用是进一步脱除己烷精馏塔塔釜残液中的己烷，其塔顶采出含甲苯的己烷，经己烷脱除塔冷凝器冷却后送至己烷脱除塔回流罐，部分送至己烷精馏塔循环处理；塔釜采出含甲苯和四氯化钛的残液经四氯化钛精馏塔塔釜液罐压送至蒸馏釜进行除高沸点杂质处理。

（7）薄膜蒸发底馏分萃取

来自薄膜蒸发器底馏分接收罐的重组分压送至预处理釜，一定温度下恒温固定时间，同时向萃取洗涤釜内加入低温己烷并降至规定温度。从预处理釜向萃取洗涤釜中转移预处理后的底馏分并恒温一定时间，恒温结束后静置，将萃取滤液压入萃取液收集罐。对釜内萃取固渣进行己烷洗涤，部分己烷洗滤液进入己烷滤液罐，部分己烷洗滤液进入萃取洗液罐用于萃取及初次洗涤使用。压滤结束后，釜底萃取固渣转移至干燥釜中抽干后装桶。

萃取滤液罐中己烷滤液经萃取液精馏塔进料泵送入萃取液精馏塔处理，塔顶得到粗己烷采出至萃取液精馏塔塔采出罐，并用于下一批萃取洗涤操作；塔底液经塔釜出料罐送去己烷脱除塔进行回收处理。

（8）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，水洗精馏设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元不含钛放空收集处理设备集中处理。

②本单元生产过程中，母液粗分系统设备、甲苯四氯化钛回收系统设备、己烷回收系统设备、底馏分萃取系统设备及真空泵使用的设备运行过程中运行平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元含钛放空收集处理设备集中处理。

4、综合处理单元（400 单元）

BCE 聚乙烯催化剂在制备过程中需对生产过程平衡气和溶剂回收母液粗分设备产生的高沸点混合物进行处理。

（1）平衡气收集处理

平衡气体根据物料性质可分为含钛放空、不含钛带压放空两种平衡气体分为两组设备进行统一收集及处理。

①来自含钛放空管道输送来的平衡气体经两级深冷及缓冲收集后，经缓冲深冷后未凝气分别经水吸收设备进行水洗涤，洗涤塔生产出副产物盐酸作为副产品经密闭管道输送至界区外储存并包装。经过水洗后的含少量 HCl 的不凝气经密闭管道输送到碱液吸收塔进行碱液洗涤，洗涤后中性含有少量有机物的气体输送至聚烯烃催化剂焚烧炉处理。

②来自不含钛放空总管的平衡气经过两级深冷后，经凝液罐、缓冲罐实现气液分离，其冷凝液经密闭管道间歇输送至综合处理单元洗油釜进行后续处理，未凝气体经管道输送到聚烯烃催化剂焚烧炉处理。

（2）高沸物处理

来自溶剂回收单元蒸馏釜釜底的高沸物间歇排放主要成分是四氯化钛和有机物。该高沸物首先送至水解釜对高沸物进行水解。四氯化钛与水混合后生成氯化氢和钛氧化物，其中氯化氢经石墨吸收器和喷淋水罐后形成副产盐酸溶液，作为副产品送至界区外；水解釜釜底含水废酸渣经静置分油后，其中油相进入洗油釜中和清洗后作为废溶剂包装作为危险废物进行统一处理，含固体水相直接装桶作为废酸渣作为危险废物进行统一处理，该过程产生的平衡气经密闭管道收集后输送至综合处理单元水吸收设备进行水洗涤。

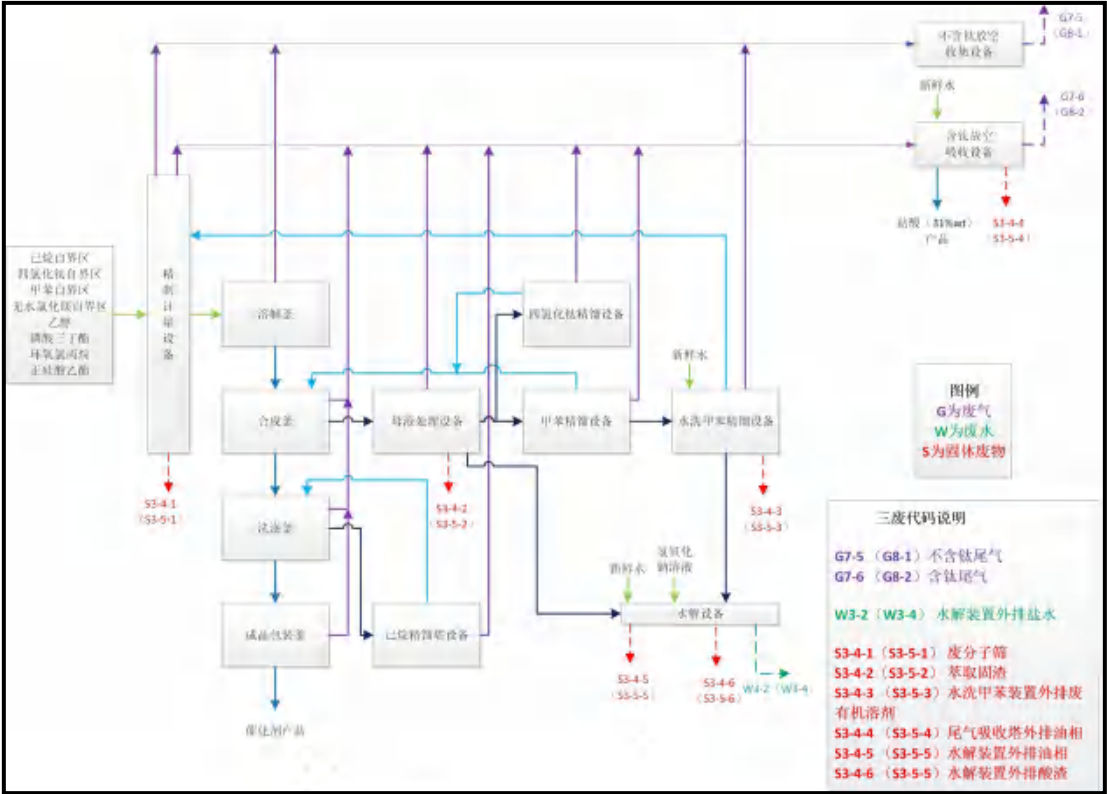


表 4.1-5 BCE 催化剂装置产排污情况表

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
废气	G7-5	不含钛尾气	甲苯、己烷	1#焚烧炉采用低氮燃烧器，尾气通过急冷塔+水洗塔+碱洗塔+湿式电除尘器+SCR脱硝反应器处理	40m 高排气筒 G7（DA011）排放
	G7-6	含钛尾气	甲苯、己烷、一氯乙烷		
废水	W3-3	水解装置	SS、COD、甲苯	送 1#污水处理站含盐污水系统	
固废	S3-4-1	废分子筛	危险废物 HW49(900-041-49)	暂存于危废间，定期交有资质单位处理	
	S3-4-2	萃取固渣	危险废物 HW34（900-349-34）		
	S3-4-3	废溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)	送 1#焚烧炉处理	
	S3-4-4	废溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)		
	S3-4-5	废溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)		

4.6BCND 催化剂装置（属于聚烯烃催化剂装置）

BCM 催化剂的生产装置按工艺流程原料精制单元、催化剂合成单元、溶剂

回收单元、综合处理单元共分为四个单元。

1、原料精制单元

（1）甲苯精制：自界区外来的原料甲苯和水洗后的甲苯存储于甲苯原料罐，经甲苯精制泵送至甲苯精制塔，甲苯精馏塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对甲苯进行精制，精制后的甲苯进入精甲苯罐中。对精制后的甲苯进行取样分析，以水含量作为检测指标进行控制，超标原料返回甲苯原料罐重新精制处理，合格甲苯经精甲苯泵输送到催化剂合成单元供生产使用。

（2）己烷精制：自界区外来的原料己烷存储于己烷原料罐，经己烷精制泵送至己烷精馏塔，己烷精馏塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对己烷进行精制，精制后的己烷进入精己烷罐中。以水含量作为检测指标进行控制，超标原料返回己烷原料罐重新精制处理，合格己烷用精己烷泵送到合成单元。

（3）四氯化钛储运：自界区外来的原料四氯化钛中转存储于四氯化钛原料罐，经四氯化钛泵分别送到合成单元。

（4）TBP 精制：原料 TBP 在 TBP 精制罐中，采用夹套通蒸汽加热、罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将 TBP 中水干燥到水含量合格后储存在精制罐。精 TBP 用氮气压到精 TBP 计量罐备用。

（5）ECP 精制：原料 ECP 在 ECP 精制罐中，采用罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将 ECP 中水干燥到水含量合格后储存在精制罐。精 ECP 用氮气压送到精 ECP 计量罐备用。

（7）二醇酯精制：原料二醇酯在二醇酯精制罐中，采用夹套通热水加热、罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将二醇酯中水干燥到水含量合格后储存在精制罐中。精二醇酯用氮气压到二醇酯计量罐备用。

（8）白油精制：原料白油在白油精制罐中，采用夹套通蒸汽加热、罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将白油中水干燥到水含量合格后储存于精制罐中。精白油用氮气压到精白油储罐备用。

（9）1#备用酯精制：原料 1#备用酯在备用酯精制罐中，采用夹套通蒸汽加热、罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将备用酯中水干燥到水含量合格后储存于精制罐中。精备用酯使用时用氮气压送到合成单元备用。

（10）2#备用酯精制：原料 2#备用酯在备用酯精制罐中，采用夹套通蒸汽加热、罐内通氮气汽提、精制罐抽真空等方法，将备用酯中水干燥到水含量合格后储存于精制罐中备用。精备用酯在使用时用氮气压送到合成单元备用。

（11）原料精制真空系统：原料精制过程中需要抽真空，原料精制单元设置了一套抽真空系统，对 ECP 精制罐、TBP 精制罐等设备进行抽真空操作，抽真空气体先经过真空凝液罐、真空缓冲罐，进入真空泵，再经过真空放空缓冲罐放空。

（12）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，甲苯、己烷、TBP、ECP、酯、备用酯及精制真空系统使用设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元不含钛放空收集处理设备集中处理。

②本单元生产过程中，四氯化钛使用设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元含钛放空收集处理设备集中处理。

2、催化剂合成单元

200 单元分为 A 线和 B 线，每条线的设计生产能力为 100 吨/年催化剂，A 线和 B 线相互独立，生产操作相同，下面以 A 线为例，进行流程说明。

（1）催化剂溶解：催化剂溶解釜经氮气置换合格后，通过甲苯流量计加入一定量的甲苯，搅拌，按规定量加入研磨后的氯化镁，然后依次、加入一定量的 TBP 和 ECP，补加一定量的甲苯。在一定的反应温度条件下，搅拌一定时间，使氯化镁溶解形成均匀溶液，再加入一定量苯酚，保持反应温度继续搅拌一定时间。溶解反应结束后，夹套通循环水冷却并静置一定时间后将溶解液通过釜内带滤网的滗析杆和釜底过滤器用氮气压滤到催化剂合成釜中。

（2）催化剂合成：经氮气置换合格后，接溶解釜转移的物料，开启搅拌和夹套冷油系统，将釜中物料温度缓慢降温至设定温度后，将四氯化钛计量罐中的四氯化钛通过流量计滴加到合成釜中，滴加过程中保持釜温在一定温度。四氯化钛滴加完毕后，夹套改通入热油，使合成釜的温度在一定时间内均匀升至工艺要求的温度，并保持一定时间后，将事先配好的酯类甲苯溶液加入到合成釜中，再恒温反应一定时间，停止搅拌进行静置一定时间，通过滗析的方式将合成釜内的

上层清液排至溶剂回收单元母液中转罐，其余物料通过釜底管线转移至催化剂洗涤釜。

（3）催化剂洗涤前预热：根据工艺条件，将一定量甲苯、四氯化钛和己烷分别加入原料预热釜，在预热釜中将原料预热到一定温度。

（4）催化剂洗涤：经氮气置换合格后，接合成釜转移来的物料，继续将催化剂压滤，加入预热过的一定量的甲苯对催化剂进行洗涤、压滤；然后加入预热过的一定浓度的四氯化钛和甲苯，在一定温度下处理一定时间，压滤；然后加入预热过的一定量的己烷进行数次洗涤，该工序中母液通过压滤的方式得到的母液滤液送入母液中转罐；甲苯洗液、钛处理液压滤得到的滤液送入蒸馏塔进料罐；己烷洗液送入己烷缓冲罐。洗涤后的催化剂物料用一定量的己烷通过过滤器转移至催化剂抽干釜。

（5）催化剂抽干：经氮气置换合格后，接受从转移来的物料，沉降数小时，压滤出物料中的己烷滤液去。压滤完毕后，通过间歇鼓氮，搅拌，抽真空的方式利用沸点将生产用溶剂己烷去除，形成催化剂固体粉末。

（6）催化剂筛分、掺合：待催化剂物料干燥后，干燥釜中的催化剂缓慢下料到全密闭并氮气保护的振动筛分机中，利用不同孔径的筛网进行催化剂筛分操作，催化剂粉料装如周转桶，并储存一定批次后使用催化剂掺和釜进行掺合，从掺和釜底部出料至专用包装物中进行成品催化剂包装。

（7）催化剂合成单元的配套真空系统：

催化剂合成真空系统：来自合成单元的抽真空气体，先经过粉尘过滤器过滤掉催化剂粉尘，然后进入真空冷凝器，将有机物冷凝至真空凝液罐，冷凝后的气体经过真空缓冲罐，进入真空泵，最后抽真空气体经过真空放空缓冲罐排至含钛放空总管。

（8）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，溶解、小原料计量罐设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元不含钛放空收集处理设备集中处理。

②本单元生产过程中，催化剂合成釜、洗涤釜、干燥釜、浆液釜、四氯化钛计量设备及真空泵使用的设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到

综合处理单元含钛放空收集处理设备集中处理。

3、溶剂回收单元（300 单元）

（1）滤液粗分

来自合成单元的甲苯洗液和钛处理液进入粗分塔进料罐，经粗分塔进料泵进入粗分塔进行粗分。滤液中含有四氯化钛、甲苯以及酯钛络合物等高沸物，粗分塔的作用是将四氯化钛和甲苯与高沸物进行初步分离。塔顶气相进入塔顶冷凝器，冷凝液进入塔回流罐，其中部分回流至塔顶，另一部分送至粗四氯化钛塔进料罐，粗分塔塔釜液经塔釜液罐去蒸馏釜。

（2）母液粗分

催化剂合成过程中产生的含钛母液为含四氯化钛、甲苯、高沸物的混合液。该混合液收集至母液中转罐后，经过预热器，连续进入薄膜蒸发器。在一定温度和高真空下，及在规定刮板转速下连续蒸发，重组分收集在底馏分接收罐中，再转移预处理釜。轻组分收集在顶馏分接收罐中，经隔膜泵送入粗四氯化钛塔，进行处理。

经薄膜蒸发器蒸发后的轻组分送至粗四氯化钛塔将四氯化钛和甲苯与高沸物进行初步分离。粗四氯化钛塔顶气相进入塔顶冷凝器，冷凝液进入塔回流罐，其中部分回流至塔顶，另一部分利用重力输送至粗甲苯罐，粗四氯化钛塔的塔釜液经塔釜液罐送去粗四氯化钛罐。

四氯化钛精馏塔、己烷脱除塔的塔釜残液送至蒸馏釜后，搅拌升温。蒸馏塔塔顶气相经蒸馏塔顶冷凝器冷凝后进入塔回流罐，其中部分回流至蒸馏塔塔顶，另一部分进入蒸馏塔塔中间采出罐中，并最终送入粗四氯化钛塔进料罐中。釜内残液为含有酯钛络合物等杂质的高沸物和少量四氯化钛、甲苯，送到综合处理单元处理。

（3）四氯化钛回收

粗四氯化钛罐中的四氯化钛用四氯化钛精馏塔进料泵连续送入四氯化钛精馏塔中精馏，塔顶采出合格四氯化钛，经精四氯化钛精馏塔塔顶冷凝器冷凝后进入回流罐，部分物料回流，部分物料至回收四氯化钛罐储存。

塔釜液相采出为含高沸物和四氯化钛的残液进四氯化钛精馏塔釜液罐，然后

送到蒸馏釜进行进一步杂质脱除处理。

（4）甲苯回收

将粗甲苯罐中粗甲苯液用甲苯精馏塔进料泵连续送到甲苯精馏塔中进行精馏，塔顶采出物为合格的回收甲苯，经塔顶冷凝器冷凝后至塔回流罐，部分甲苯回流，部分甲苯至回收甲苯罐，回收的甲苯经回收甲苯泵输送至合成单元进行使用，剩余部分送至甲苯水洗釜进行水洗处理。

塔釜液相采出为含高沸物和四氯化钛的残液进甲苯精馏塔塔釜液罐，然后送到粗四氯化钛塔处理。

（5）水洗甲苯回收

为使回收甲苯满足溶解投料工艺要求，需除去其中少量四氯化钛、己烷，因此将回收甲苯水洗除钛。来自洗涤釜的回收甲苯送至甲苯水洗釜进行水洗。水洗后的甲苯经甲苯水洗罐后进入甲苯分层罐中，静置分层。洗涤水部分送去综合处理单元回用，部分洗涤水送至洗液罐回用；上层的水洗后甲苯经水洗甲苯塔进料泵连续送入水洗甲苯塔进行精馏。水洗甲苯塔顶采出为甲苯、己烷和水的混合液，经冷凝器、回流罐，利用重力部分回流，部分送至水洗甲苯塔采出罐后并定期送至界区外；水洗甲苯塔釜侧线采出为合格甲苯，经侧线出料冷凝器冷凝至侧线出料罐，然后间歇使用氮气压入洗后甲苯罐储存，与原料甲苯掺混经精制塔脱水后使用；塔釜残液经塔釜残液罐储存并定期装桶送至界区外。

（6）己烷回收

合成单元洗涤后己烷送至己烷滤液罐中，己烷滤液用己烷精馏塔进料泵连续送到己烷精馏塔中进行精馏，塔顶采出物为合格的己烷，经塔顶冷凝器冷凝后送至己烷精馏塔回流罐，采用重力回流部分己烷回流，部分己烷送回收己烷罐储存。

塔釜液相采出为含甲苯、四氯化钛和少量己烷的残液，该残液送至己烷精馏塔釜出料，然后送到己烷脱除塔中处理。

己烷脱除塔的作用是进一步脱除己烷精馏塔塔釜残液中的己烷，其塔顶采出含甲苯的己烷，经己烷脱除塔冷凝器冷却后送至己烷脱除塔回流罐，部分送至己烷精馏塔循环处理；塔釜采出含甲苯和四氯化钛的残液经四氯化钛精馏塔塔釜液罐压送至蒸馏釜进行除高沸点杂质处理。

（7）薄膜蒸发底馏分萃取

来自薄膜蒸发器底馏分接收罐的重组分压送至预处理釜，一定温度下恒温固定时间，同时向萃取洗涤釜内加入低温己烷并降至规定温度。从预处理釜向萃取洗涤釜中转移预处理后的底馏分并恒温一定时间，恒温结束后静置，将萃取滤液压入萃取液收集罐。对釜内萃取固渣进行己烷洗涤，部分己烷洗滤液进入己烷滤液罐，部分己烷洗滤液进入萃取洗液罐用于萃取及初次洗涤使用。压滤结束后，釜底萃取固渣转移至干燥釜中抽干后装桶。

萃取滤液罐中己烷滤液经萃取液精馏塔进料泵送入萃取液精馏塔处理，塔顶得到粗己烷采出至萃取液精馏塔塔采出罐，并用于下一批萃取洗涤操作；塔底液经塔釜出料罐送去己烷脱除塔进行回收处理。

（8）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，水洗精馏设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元不含钛放空收集处理设备集中处理。

②本单元生产过程中，母液粗分系统设备、甲苯四氯化钛回收系统设备、己烷回收系统设备、底馏分萃取系统设备及真空泵使用的设备运行过程中运行平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元含钛放空收集处理设备集中处理。

4、综合处理单元

BCND 聚丙烯催化剂在制备过程中需要处理高沸物和放空气体。

其中放空气体可分为含钛带压放空、含钛常压放空、不含钛带压放空和不含钛常压放空。对放空气体分别进行处理。

（1）平衡气收集处理

①来自含钛放空管道输送来的平衡气体经两级深冷及缓冲收集后，经缓冲深冷后未凝气分别经水吸收设备进行水洗涤，洗涤塔生产出副产物盐酸作为副产品经密闭管道输送至界区外储存并包装。经过水洗后的含少量 HCl 的不凝气经密闭管道输送到碱液吸收塔进行碱液洗涤，洗涤后中性含有少量有机物的气体输送至 VOCs 处理装置集中处理。

②来自不含钛放空总管的平衡气经过两级深冷后，经凝液罐、缓冲罐实现气液分离，其冷凝液经密闭管道间歇输送至综合处理单元洗油釜进行后续处理，未

凝气体经管道输送到 VOCs 处理装置集中处理。

(2) 高沸物处理

来自溶剂回收单元蒸馏釜釜底的高沸物间歇排放主要成分是四氯化钛和有机物。该高沸物首先送至水解釜对高沸物进行水解。四氯化钛与水混合后生成氯化氢和钛氧化物，其中氯化氢经石墨吸收器和喷淋水罐后形成副产盐酸溶液，作为副产品送至界区外；水解釜釜底含水废酸渣经静置分油后，其中油相进入洗油釜中和清洗后作为废溶剂包装作为危险废物进行统一处理，含固体水相直接装桶作为废酸渣作为危险废物进行统一处理，该过程产生的平衡气经密闭管道收集后输送至综合处理单元水吸收设备进行水洗涤。

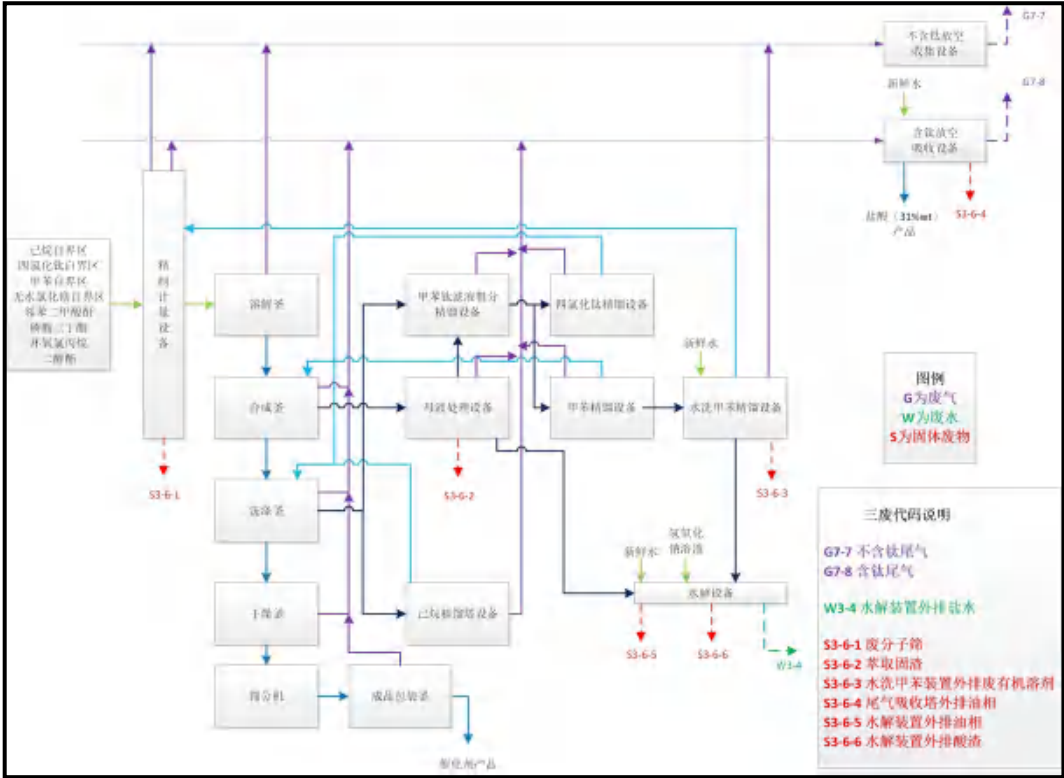


图 4.1-6 BCND 催化剂装置工艺流程及产排污节点图

表 4.1-6 BCND 催化剂装置产排污情况表

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
废气	G7-5	不含钛尾气	甲苯、己烷	1#焚烧炉低氮燃烧器+急冷塔+水洗塔+碱洗塔+湿式电除尘器+SCR脱硝反应器	40m 高排气筒 G7（DA011）排放
	G7-6	含钛尾气	甲苯、己烷		
废	W3-4	水解装置	SS、COD、甲苯	送 1#污水处理站含盐污水系统	

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
水					
固废	S3-6-1	废分子筛	危险废物 HW49(900-041-49)	暂存于危废间，定期交有资质单位处理	
	S3-6-2	萃取固渣	危险废物 HW06(900-402-06)		
	S3-6-3	废溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)	送 1#焚烧炉处理	
	S3-6-4	废溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)		
	S3-6-5	废溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)		

4.7 茂金属催化剂装置（属于聚烯烃催化剂装置）

茂金属催化剂的生产装置按工艺流程原料精制单元、催化剂合成单元、溶剂回收单元、公用工程单元共分为四个单元。

1、原料精制单元

（1）甲苯精制：自界区外来的原料甲苯和水洗后的甲苯存储于甲苯原料罐，经甲苯精制泵送至甲苯精制塔，甲苯精馏塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对甲苯进行精制，精制后的甲苯进入精甲苯罐中。对精制后的甲苯进行取样分析，以水含量作为检测指标进行控制，超标原料返回甲苯原料罐重新精制处理，合格甲苯经精甲苯泵输送到催化剂合成单元供生产使用。

（2）己烷精制：自界区外来的原料己烷存储于己烷原料罐，经己烷精制泵送至己烷精馏塔，己烷精馏塔中填充 4Å 分子筛，通过吸附脱水的方式对己烷进行精制，精制后的己烷进入精己烷罐中。以水含量作为检测指标进行控制，超标原料返回己烷原料罐重新精制处理，合格己烷用精己烷泵送到合成单元。

（3）硅胶活化：自界区外来的固体原料硅胶使用硅胶活化炉在一定温度下按一定速度通入氮气进行活化，活化后的硅胶包装入硅胶桶备用。

（4）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，甲苯、己烷精制真空系统使用设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到综合处理单元不含钛放空收集处理设备集中处理。

2、催化剂合成单元

（1）MAO 处理

在室温下，MAO 处理釜中加入 MAO 的甲苯溶液，启动搅拌器；配制槽升温，控制夹套热媒在一定温度，真空干燥，蒸出溶剂进回收罐中。至 MAO 变成

固体粉末，加入新鲜甲苯，启动搅拌器，同时给加套降温，到室温后，停止搅拌后将 MAO 的甲苯溶液待用。

（2）硅胶预处理

启动催化剂负载釜搅拌器，常温下，催化剂负载釜中加入经过预处理的硅胶，再加入甲苯，搅拌将硅胶悬浮。将 MAO 处理釜中的 MAO 溶液滴加到催化剂负载釜中，保持一定温度和压力维持搅拌一段时间。然后将催化剂负载釜温度升至工艺温度，恒温反应；停止搅拌，静置过滤。搅拌过程中维持催化剂负载釜的温度和压力，预处理完毕后保持催化剂负载釜的温度和压力及搅拌速度，等待母液。

（3）母液配制

在母液釜中加入新鲜甲苯，然后加入茂金属化合物，启动搅拌溶解。

（4）化合物负载

将催化剂负载釜温度降至工艺温度，控制稳定后，将母液釜中的茂金属甲苯溶液滴加到负载釜中，然后用甲苯冲洗母液釜，洗液也加入到负载釜中，搅拌反应一定时间，然后停止搅拌，静置过滤，完成后再次加入甲苯，在恒温搅拌状态下滴加入抗静电剂并维持反应。停止搅拌，静置过滤至无溶剂，然后加入甲苯，搅拌形成悬浮液后转移至洗涤干燥釜。

（5）甲苯洗涤

从甲苯储罐向洗涤干燥釜加入甲苯，在一定温度下，到温后维持一段时间停止搅拌，静置过滤；压滤甲苯进入溶剂回收单元甲苯沉降罐。

（6）己烷洗涤

洗涤干燥釜中加入己烷，维持一定温度并搅拌一定时间后，静置过滤至无溶剂，洗涤过滤液送入己烷沉降罐。

（7）催化剂干燥

洗涤干燥釜夹套加温，真空干燥，然后釜底鼓氮，至夹套与釜内温度相同维持并直至催化剂干燥。

（8）催化剂出料

将干燥好的催化剂冷却至常温后，取样并将催化剂过筛后转移至催化剂储罐内，氮封保存。

（9）催化剂合成单元的配套真空系统：

来自合成单元的抽真空气体，先经过粉尘过滤器过滤掉催化剂粉尘，然后进入真空冷凝器，将有机物冷凝至真空凝液罐，冷凝后的气体经过真空缓冲罐，进入真空泵，凝液罐中的冷凝液通过管道密闭压送至溶剂回收单元水解釜进行处理。

（10）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，合成各设备运行过程中产生的平衡气均采用密闭管道输送到溶剂回收后处理单元放空收集处理设备集中处理。

3.溶剂回收单元

（1）甲苯蒸馏

甲苯沉降罐中甲苯经沉降分离细粉后输送至甲苯蒸馏釜中，经蒸馏后塔顶采出回收甲苯并输送至 100 单元进行脱水回用处理。蒸馏釜残和甲苯沉降罐底残使用密闭管道输送至水解釜进行水解处理。

（2）己烷蒸馏

己烷沉降罐中己烷经沉降分离细粉后输送至己烷蒸馏釜中，经蒸馏后塔顶采出高纯度己烷并输送至 100 单元进行脱水回用处理。蒸馏釜残和己烷沉降罐底残使用密闭管道输送至水解釜进行水解处理。

（3）甲苯和己烷蒸馏设备的蒸馏釜残以及合成真空冷凝液送至水解釜对残液进行水解。然后引入一定量盐酸对水破乳化，并形成中性水溶液，水解釜水解液经静置分油后，其中油相进入洗油釜中和清洗后作为废溶剂包装作为危险废物进行统一处理，剩余中性含盐污水统一输送至厂区污水处理设施进行统一处理。

（4）本单元过程控制平衡气体管理：

①本单元生产过程中，蒸馏系统各设备运行平衡气经深冷收集后密闭输送至经尾气水洗塔水洗，蒸馏设备产生的尾气直接密闭输送至水洗塔水洗，其不凝气经管道密闭输送至聚烯烃催化剂焚烧炉，水洗塔洗涤污水输送至水解釜用于水解使用。

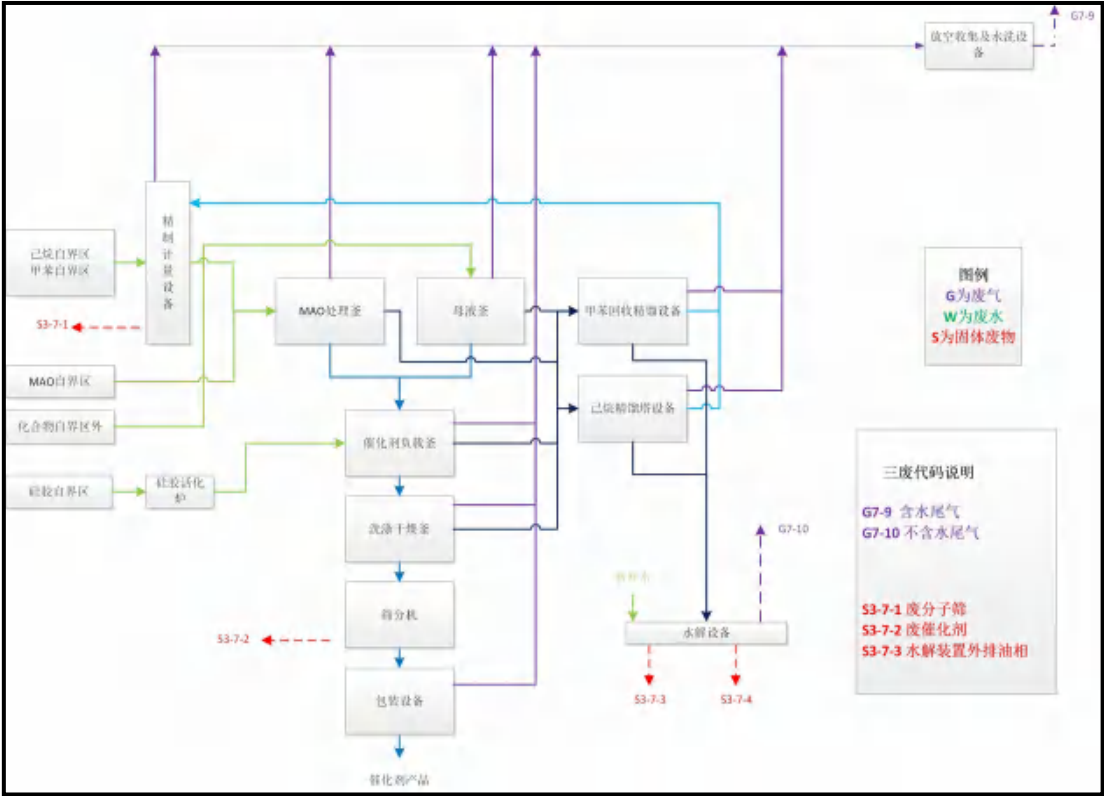


图 4.1-7 茂金属催化剂装置工艺流程及产排污节点图

表 4.1-7 茂金属催化剂装置产排污情况表

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
废气	G7-9	不含水尾气	甲苯、己烷	1#焚烧炉采用低氮燃烧器，尾气通过急冷塔+水洗塔+碱洗塔+湿式电除尘器+SCR 脱硝反应器处理	40m 高排气筒 G7（DA011）排放
	G7-10	含水尾气	甲烷		
固废	S3-7-1	废分子筛	危险废物 HW49(900-041-49)	暂存于危废间，定期交有资质单位处理	
	S3-7-2	废催化剂	危险废物 HW50(261-154-50)		
	S3-7-3	废氢氧化铝液	危险废物 HW35(900-352-35)		
	S3-7-4	废有机溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)	送 1#焚烧炉处理	

4.8 氯化镁加工装置（属于聚烯烃催化剂装置）

氯化镁加工是将原料氯化镁（粒度小于 50mm）经粉碎、研磨加工为成品氯化镁（粒度 12~18μm）。

原料氯化镁（粒度小于 50mm）加入涡轮粉碎机，经第一级粉碎加工后成为粉碎氯化镁（粒度小于 0.2mm），由粉碎氯化镁料仓储存，缓存后经气力输送系统输送至振动磨（含进料斗），经第二级研磨加工后成为研磨氯化镁（粒度 12~18μm），再经气力输送系统输送至研磨氯化镁料仓储存，缓存后使用密闭钢桶充氮储存待用。氯化镁的加工过程中需要充氮，避免吸潮变软。涡轮粉碎机可循环使用氮气。

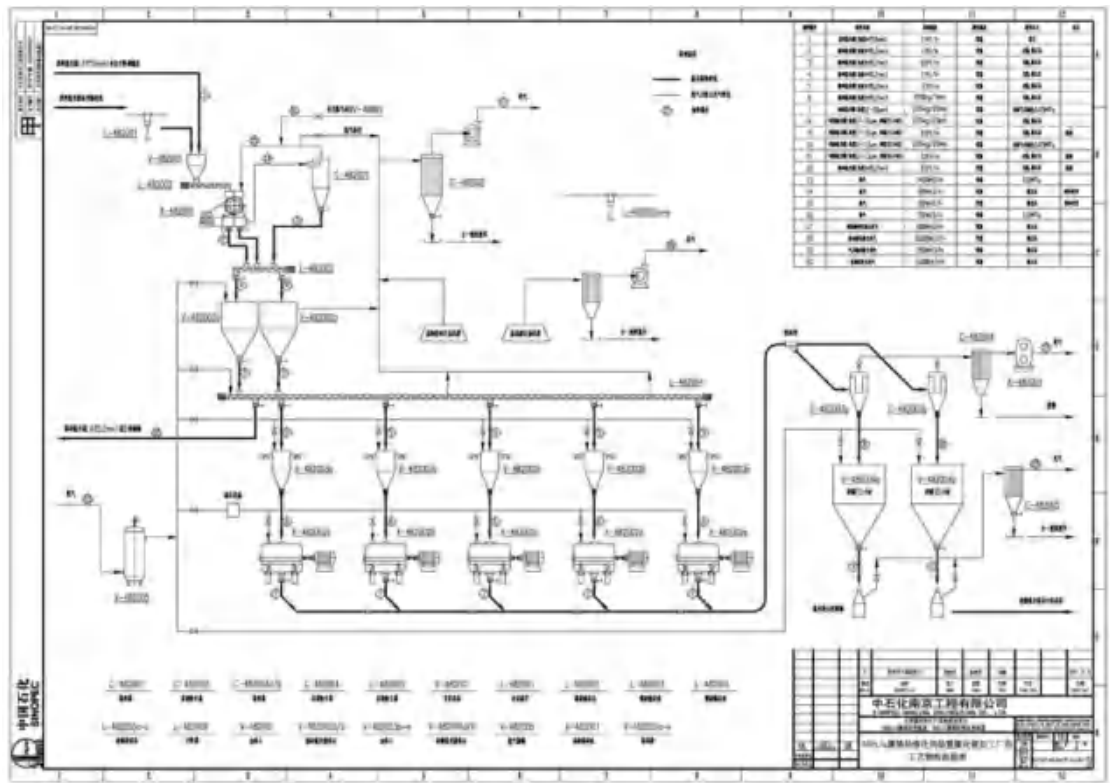


图 4.1-8 氯化镁加工装置工艺流程及产排污节点图

表 4.1-8 氯化镁加工装置产排污情况表

类别	序号	污染源	污染物	治理措施	排放方式
废气	G10	放空气	颗粒物	涡轮粉碎工序、振动研磨工序、产品装桶区分别配有独立的袋式除尘器	18m 高排气筒 G10（DA013）排放
固废	S3-12-1	废氯化镁	危险废物 HW49(900-041-49)	收集后交物资回收部门处理	

5.项目变动情况

在一阶段工程施工建设过程中，建设单位在主体产品方案不变的基础上，对部分废气、废水及固体废物治理措施进行了优化调整。

对照《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》（环办环评函[2020]688号），项目建设性质为新建，行业类别为二十三 化学原料和化学制品制造—26 基础化学原料制造 261，一阶段工程与环评内容一致；建设地点位于天津经济技术开发区南港工业区石化大道东侧、创新路北侧地块，一阶段工程均位于环评厂界范围内且平面布局未发生变化。一阶段工程已建设各生产装置的生产工艺、生产规模均与环评内容一致，建设内容（物料存储能力）、污染治理设施（废气治理设施、风险防范措施）发生变化。

5.1 储运工程变化

（1）仓库

表 5.1-1 一阶段工程仓库建设情况

建筑物名称	环评内容		实际建设		
	占地面积 (m ²)	用途	建筑面积 (m ²)	占地面积 (m ²)	用途
原料库一(194)	2070	原料库内根据存储物质的不同拟设置 3 个分区。第 1 分区储存银催化剂、碳二碳三催化剂装置所用原料，第 2 分区储存聚烯烃催化剂原料，第 3 分区储存机电设备的零部件、润滑油及金属材料等，分区之间设有防火墙。	2116	2148	原料库内根据存储物质的不同拟设置 3 个分区。第 1 分区储存银催化剂装置所用原料，第 2 分区储存聚烯烃催化剂原料，第 3 分区储存机电设备的零部件、润滑油及金属材料等，分区之间设有防火墙。
危险化学品库(192)	1500	设 3 个分区，分区之间设有防火墙。第 1、第 2 分区储存聚烯烃催化剂装置、择形分子筛装置、PX 吸附剂装置使用的危险化学品原料。第 3 分区储存碳二碳三催化剂装置、银催化剂装置、择形分子筛装置使用的危险化学品原料。	1488	1488	设 4 个分区，分区之间设有防火墙。第 1、第 2 分区储存聚烯烃催化剂装置危险化学品原料。第 3、4 分区储存银催化剂装置使用的危险化学品原料。
银催半成品库/成品库(196)	2880	银催化剂半成品、产品库、成品包装组成建筑联合体。	2261	2293	银催化剂半成品、产品库组成建筑联合体。
聚烯烃半成品库(197)	1500	设 3 个分区，分别储存研磨氯化镁、BCM 载体、球形载体，分区之间设有防火墙。	1488	1488	设 4 个分区，分别储存研磨氯化镁、BCM 载体，分区之间设有防火墙。

建筑物名称	环评内容		实际建设		
	占地面积 (m ²)	用途	建筑面积 (m ²)	占地面积 (m ²)	用途
聚烯烃产品库 (198)	1500	设 3 个分区，主要用于储存 7 种聚烯烃催化剂产品。分区之间设有防火墙。	1488	1488	设 4 个分区，主要用于储存各种聚烯烃催化剂产品，分区之间设有防火墙。第 1、第 2 分区用于储存聚烯烃对话及装置使用的危化品原料。

与环评对比，一阶段工程已建的 5 座仓库用途不变，仅使用部分区域用于物料存储，仓库内空置区域为未建设内容预留。其中原料仓库一占地面积较环评增加 4%，危险化学品库、聚烯烃半成品库、聚烯烃产品库占地面积较环评均减少 1%，通过合理安排物料存放布局，基本不影响物料存储能力。

银催半成品库/成品库占地面积较环评减少 20%。原环评中 2 套 1000t/a 银催化剂生产装置均各自配套设置包装设备，一阶段工程考虑未建设内容的基础上对设备布局进行了优化，将 2 套生产装置的包装区域合并，半成品直接通过气力输送至包装区包装，减少了半成品在厂区的储存。因此一阶段建设的银催化剂产品库在考虑未建设内容预留使用面积的情况下，也能够满足产品存储需要。

(2) 罐区

考虑供应链运输周期、物流能力等原因，实际建设的四氢呋喃、正硅酸乙酯、环氧氯丙烷、盐酸储罐容积增加，乙二胺、乙醇胺储罐容积减少，其余储罐与环评一致，容积变化储罐情况如下。

表 5.1-2 储罐变化情况

序号	物料名称	环评内容			实际建设情况			所在位置
		类型	数量	单罐容积 (m ³)	类型	数量	单罐容积 (m ³)	
1	四氢呋喃	固定顶	1	9	固定顶	1	38	甲类罐组区 (有机)
2	正硅酸乙酯	固定顶	1	14	固定顶	1	31	
3	乙二胺	固定顶	1	75	固定顶	1	50	
4	乙醇胺	固定顶	1	75	固定顶	1	50	
5	环氧氯丙烷	固定顶	1	5	固定顶	1	9	乙类罐组区 (无机)
6	盐酸	固定顶	3	70	固定顶	3	85	无机罐组区

变动造成的污染源排放变化情况分析：

环评采用物料衡算法计算盐酸储罐呼吸废气，实际建设内容的生产规模、产

品产量及用料情况不变，仅罐容变化不会造成盐酸罐大小呼吸中污染物排放情况。无机储罐呼吸废气通过碱洗罐处理后经 15m 高排气筒排放，处理方式与环评一致。有机储罐呼吸废气处理情况与环评一致，通过管道送入 1#焚烧炉处理。

根据《工业企业挥发性有机物排放控制标准》（DB 12/524-2020）内容：真实蒸气压大于等于 0.3kPa 的单一组分有机液体。正硅酸乙酯饱和蒸气压 0.13kPa，磷酸三丁酯饱和蒸气压 0.00409mmHg（0.0005kPa）不再考虑其挥发性。

参考《排污许可证申请与核发技术规范 石化工业》（HJ 853-2017）计算变化呼吸。固定顶罐总损耗是静置损耗与工作损耗的总和。计算公式如下：

工作损失 E_w ：

$$E_w = \frac{5.614}{RT_{LA}} M_v P_{VA} Q K_N K_P K_B$$

式中： E_w ——工作损失，lb/a；

R ——理想气体状态常数，10.7411lb/lb-mol·ft·°R；

T_{LA} ——日平均液体表面温度，°R，取年平均实际储存温度；

M_v ——气相分子量，lb/lb-mol；

P_{VA} ——真实蒸汽压，psia；

Q ——年周转量，bbl/a；

K_N ——工作排放周转(饱和)因子，无量纲；周转数= Q/V （ V 取储罐最大储存容积，bbl；如果最大储存容积未知，取公称容积的 0.85 倍），当周转数 >36 ， $K_N = (180+N)/6N$ ；当周转数 ≤ 36 ， $K_N = 1$ ；

K_P ——工作损耗产品因子，无量纲量，对原油 $K_P = 0.75$ ，对于其它有机液体 $K_P = 1$ ；

K_B ——呼吸阀校正因子

静置损失 E_s ：

$$E_s = 365 \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \right) H_{VO} W_V K_E K_S$$

式中： E_s ——工作损失，lb/a；

D ——罐径，ft；

H_{VO} ——气相空间高度，ft；

W_V ——储藏气相密度，lb/ft³；

K_E ——气相空间膨胀因子，无量纲；

K_S ——排放蒸汽饱和因子，无量纲。

表 5.1-3 与环评阶段对比变化储罐呼吸废气计算结果表

阶段	名称	类型	直径*高度 mm	容积 m ³	工作 温度 ℃	工作 压力 Mpa	年周 转量 t/a	密度 g/cm ³	温度	摩尔 质量	工作 损失 t/a	静置 损失 t/a
环评	四氢呋喃	固定顶	Φ2000×3000	9	常温	0.1	450.51	0.889	常温	72.1	0.3325	0.0352
	乙二胺	固定顶	Φ4500×5000	75	常温	0.1	454	0.9	常温	60.1	0.0196	0.0261
	乙醇胺	固定顶	Φ4500×5000	78	常温	0.1	152	1.018	常温	61.1	0.0002	0.0008
	环氧氯丙烷	固定顶	Φ1800×2000	5	常温	0.1	309.58	1.18	常温	92.52	0.0319	0.0037
	合计										0.3842	0.0658
一阶段工程	四氢呋喃	固定顶	Φ3500×4000	38	常温	0.1	450.51	0.889	常温	72.1	0.3028	0.1399
	乙二胺	固定顶	Φ4000×4000	50	25	0.1	454	0.9	8-30℃	60.1	0.0196	0.0171
	乙醇胺	固定顶	Φ4000×4000	50	常温	0.1	152	1.018	常温	61.1	0.0002	0.0005
	环氧氯丙烷	固定顶	Φ2000×3000	9	常温	0.1	309.58	1.18	常温	92.52	0.0317	0.0062
	合计										0.3543	0.1637

根据环评阶段 1#焚烧炉设计数据，其焚烧去除效率 99.99%，则储罐容积变化造成的污染物排放情况变化如下：

表 5.1-4 变化储罐呼吸废气污染物排放变化情况表

阶段	VOCs 产生量 t/a	处理效率	有组织排放量 t/a
环评	0.45	99.99%	0.0000450
一阶段工程	0.518	99.99%	0.0000518

经核算，储罐变化导致新增 VOCs 有组织排放量增加 0.0000068t/a。

一阶段工程由于储罐容积变动导致的 VOCs 排放量变化已通过 BSG 装置干燥尾气处理方式优化进行了平衡（见下文“5.2.1.4 BSG 装置干燥尾气处理方式变化分析”），对比环评，一阶段工程实际排放的 VOCs 减少了 0.0426316t/a，不属于《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》中 4 不达标区相应污染物排放量增加的情况。

5.2 污染防治措施变化

5.2.1 银催化剂废气排放口 G4、G6

环评阶段：1#银催化剂生产装置原料投加、物料混炼、载体选粉、成品包装废气分别经 4 套布袋除尘器（单台风量 $1500\text{m}^3/\text{h}$ ）处理后合并至 1 根 28.2m 高排气筒 G4 排放。2#银催化剂装置原料投加、物料混炼、载体选粉、成品包装）废气分别经 4 套布袋除尘器（单台风量 $1500\text{m}^3/\text{h}$ ）处理后合并至 1 根 28.2m 高排气筒 G6 排放。

实际建设情况：由于银催化剂生产车间、包装车间距离问题导致废气管线合并困难，变化情况如下：

（1）一阶段工程仅建设 1#银催化剂生产装置，粉料投加配套料仓布袋除尘器风量 $7500\text{m}^3/\text{h}$ 、筛分工序配套布袋除尘器风量 $4100\text{m}^3/\text{h}$ 、混炼除尘配套布袋除尘器风量 $3100\text{m}^3/\text{h}$ ，上述工序含尘废气处理后合并至 1 根 28.2m 高排气筒 G4（DA002）排放。包装工序配套除尘器风量 $3000\text{m}^3/\text{h}$ ，处理后经 1 根 26.9m 高排气筒 G6（DA014）排放。

（2）银催化剂包装车间包装机落料口单独设置布袋除尘器，包装落料粉尘处理后车间内无组织排放。

变化分析：根据实际设备情况，含尘废气产生节点主要集中在料仓、筛分机、混料机、包装机等成套密闭设备内。由于设备为封闭状态，实际建设过程通过在各产尘设备设置配套布袋除尘器，粉尘废气能够全部通过设备内部管道收集处理后有组织排放。

综合考虑未建设内容，对银催化剂生产车间及包装车间布局进行优化，一阶段已建成的 1 座银催化剂生产厂房及 1 座包装厂房内预留 2#银催化剂生产装置位置，待 2 套银催化剂生产装置建成后，银催化剂生产车间设置 1 根 28.2m 高工艺含尘废气排气筒 G4（DA002）、银催化剂包装车间设置 1 根 26.9m 高包装废气排气筒 G6（DA014），不增加全厂银催化剂生产装置涉及的排气筒总数。

环评阶段未对银催化剂包装设备落料口产生的含尘废气进行识别、分析，实际建设过程中在落料口处增加布袋进行除尘，落料过程含尘废气经处理后车间内排放，此处废气治理措施相较原环评有所改进。

5.2.2 焚烧炉排气筒 G7 脱硝措施变化

环评阶段：1#焚烧炉采用低氮燃烧器，焚烧烟气通过 SNCR 脱硝+急冷塔+脱酸塔+湿式电除尘处理后经 40m 高排气筒 G7 排放。

实际建设情况：1#焚烧炉采用低氮燃烧器，焚烧烟气急冷塔+脱酸塔+湿式电除尘+SCR 脱硝处理后经 40m 高排气筒 G7（DA011）排放。

变化分析：1#焚烧炉尾气处理优化工艺顺序，脱硝由环评阶段的 SNCR 改为 SCR，与环评相比 NO_x 处理效率提升，未增加 NO_x 排放量。经对比不属于《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》中 6 污染物排放量增加 10%以上的情况。

5.2.3 氯化镁装置尾气排放变化

环评阶段：氯化镁加工装置尾气通过布袋除尘器（9000m³/h）处理后经 18m 高排气筒 G10 排放。

实际建设情况：考虑氯化镁加工装置产尘环节均为密闭设备，因此对各产尘点废气收集设置、风机风量进行了优化。

氯化镁加工产尘点位主要为粉碎、研磨工序的料仓、集料罐，料仓及集料罐处配套设置布袋除尘器，处理后的废气合并至氯化镁装置尾气排气筒 G10（DA013）排放，风量为 3600m³/h。

变化分析：氯化镁加工装置为成套设备，物料在密闭设备内经加工、输送。根据实际设备情况，含尘废气产生节点主要集中在料仓、集料罐等位置。由于设备为封闭状态，实际建设过程通过在密闭料仓、集料罐设置配套布袋除尘器进行废气收集，能够保证封闭收集效率，各产尘位置的布袋除尘器风量相比环评减少也不会造成无组织废气排放。经对比，上述变化不属于《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》中 6 污染物排放量增加 10%以上、8 大气污染物无组织排放量增加 10%以上的情况。

5.2.4 BSG 催化剂装置干燥尾气处理方式变化

环评阶段：BSG 催化剂喷雾干燥废气（污染物非甲烷总烃、TRVOC）通过 1 套催化燃烧装置（300m³/h）处理后经 15m 高排气筒 G9 排放。

实际建设情况：BSG 催化剂喷雾干燥废气不再设置单独废气处理设施及排

气筒，改为汇入 1#焚烧炉进行处理。

变化分析：BSG 催化剂喷雾干燥废气中成分为四氢呋喃，环评阶段考虑该废气为酸性，含有腐蚀性，因此进行单独处理。随着设计优化，同时考虑该股废气的产生量较小、VOCs 含量较低，因此将该废气合并至 1#焚烧炉处理。

1#焚烧炉实际建设规模与环评一致，其处理能力为废气量 2000m³/h、废液量 400kg/h。根据环评阶段核算的污染物源强，进入 1#焚烧炉的废气量为 1485.6m³/h，废液处理量为 360.3kg/h；汇入 BSG 催化剂喷雾干燥废气后，1#焚烧炉的实际最大废气处理量为 1785.6m³/h，未超过 1#焚烧炉处理能力。

环评 BSG 催化剂喷雾尾气中非甲烷总烃产生速率 0.78kg/h，采用催化燃烧处理后（处理效率 97%），非甲烷总烃排放速率 0.006kg/h，排放时间 7200h，VOCs 排放量 0.0432t/a。实际 BSG 干燥废气采用 1#焚烧炉处理，1#焚烧炉设计焚烧去除效率 99.99%，则实际 BSG 干燥尾气 VOCs 排放量为 0.0005616t/a，与环评阶段相比减少 0.0426384t/a。

与催化燃烧装置相比，1#焚烧炉处理温度、处理效率更高，污染排放量减少；上述变化不属于《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》中 6 污染物排放量增加 10%以上的情况。

5.2.5 危废库废气处理设施变化

环评阶段：1#危废库废气通过活性炭初滤+化学过滤+应急过滤处理后经 15m 高排气筒 G24 排放，风量 53460m³/h。2#危废库废气通过活性炭初滤+化学过滤+应急过滤处理后经 15m 高排气筒 G25 排放，风量 16848m³/h。环评未说明应急过滤作用。

实际建设情况：一阶段建设 1 座固废库（即环评中 1#危废暂存库），内部设置多个不联通独立分区，1392m²用于危废暂存、96m²用于一般固废暂存。固废库各分区内设置废气收集管道，废气分别经 2 套“过滤棉+活性炭过滤+化学过滤”处理后经 15m 高排气筒 G24（DA010）、G25（DA009）排放。一般固废间内废气管道通过阀门关闭不使用。

变化分析：待环评阶段的 2#危废暂存库建成后，将根据危废库内区将废气收集处理后分别汇入 G24（DA010）、G25（DA009）排放，不增加全厂排放筒

数量。在活性炭吸附前增加过滤棉，避免雨季时空气中水汽对于活性炭吸附效率的影响，危废库废气污染物 VOCs 主要通过活性炭吸附，因此改变化不影响废气处理效率。实际建设 2 套处理设施的风量分别为 G24 风量 30000m³/h、G25 风量 26000m³/h，实际 1#危废间整体换风量高于环评，能满足废气收集需要。

5.2.6 中心化实验室废气排放口变化

环评阶段：中心化实验室设置 6 套吸附催化一体化废气净化装置、对应 6 个废气排放口，各排放口高度均为 18m，G26 风量 2200m³/h、G27 风量 9500m³/h、G28 风量 9500m³/h、G29 风量 22050m³/h、G30 风量 23000m³/h、G31 风量 24000m³/h。环评未分析实验分区的废气收集情况。

实际建设情况：由于实验室废气收集管线重新规划布局，共设置 12 套吸附催化一体化废气净化装置进行实验废气处理，在对废气处理设施出口进行两两合并后，中心化实验室废气排放口数量不变，仍为 6 个，排放口位于楼顶；同时为满足采样口规范化建设要求（采样口需要满足前四后二倍管径），因此 G26~30 排放口高度增加至 24m，G31 排放口高度增加至 26m。

3F-01 实验分区单独配置一套吸附催化一体废气净化装置，出口废气合并至 G30（DA006）排放；一阶段工程实验楼内 3F-01 实验分区为空置状态，不开展实验分析，其单独配置的一套吸附催化一体废气净化装置出口已设置隔板进行阻断，不在本次验收范围内。综上，一阶段实际各废气排放口的风量为：G26（DA004）风量 16000m³/h、G27（DA003）风量 11000m³/h、G28（DA005）风量 16000m³/h、G29（DA008）风 5000m³/h、G30（DA006）风量 30000m³/h、G31（DA007）风量 36000m³/h。

变化分析：根据《工业通风》第四版（孙一坚主编 中国建筑工业出版社 2010 年），全排风厂房换气量确定的基本原理为风量平衡原理和污染物质量平衡原理。当进风量小于排放量时室内处于负压状态，由于厂房不能做到完全密闭，当室内处于负压状态时，室外空气会渗入室内，这部分空气量成为无组织进风。该专著认为，对于密闭房间，考虑无组织进风量，当换气次数大于 8 次/h 时，可以形成负压。实际建设各废气排放口对应实验区、处理设施及负压吸风所需风量如下。

表 5.2-1 中心化验室废气排放口风量及各实验分区风量匹配情况表

排气筒编号	环评阶段 风量 m ³ /h	一阶段工程实际建设情况				
		实验 分区	面积 m ²	高度 m	配套治理设施 风量 m ³ /h	负压吸风所需 风量 m ³ /h
G26 (DA004)	2200	1F-02	15	5.4	2000	>648
		1F-03	15	5.4	2000	>648
		2F-01	15	5.4	6000	>648
		2F-02	15	5.4	6000	>648
G27 (DA003)	9500	1F-01	120	5.4	11000	>5184
G28 (DA005)	9500	2F-03	60	5.4	6000	>2592
		2F-04	60	5.4	10000	>2592
G29 (DA008)	22050	2F-06	60	5.4	5000	>2592
G30 (DA006)	23000	1F-04	480	5.4	30000	>20736
		3F-01	900	5.4	45000	>38880
G31 (DA007)	24000	2F-05	60	5.4	6000	>2592
		2F-07	360	5.4	30000	>15552

经计算，实际建设过程增加了各实验分区配套治理设施风量后能够做到实验废气负压收集，与环评相比实验废气收集效率提升。

5.2.7 固废暂存设施变化情况

环评阶段：建设 2 座危废库、1 座一般固废库，用于危废及一般固废暂存。

实际建设情况：一阶段工程仅建设 1 座固废库（即环评中 1 座危废库），占地面积约 1488m²，内部设置多个不联通分区，均拥有独立进出口。已建固废库中 1392m²作为危废间，用于危废暂存；96m²作为一般固废间，用于一般固废暂存。危废间、一般固废间均为独立分区，不联通。

变化分析：一阶段工程一般固废为 1000t/a 银催化剂生产装置产生的筛分及料仓废渣以一般废包装材料，增加一般固废转运频次后，一阶段工程一般固废暂存间可以满足暂存需要。

已建设固废库内精细化管理，设置多个独立分区对不同类别的危废进行暂存；根据暂存危废性质以及废气特点，固废库共设置 2 套废气处理设置及排气筒。待未建设的 2#危废库建成后，全厂共设置 2 座危废库、1 座一般固废库，用途仍与环评内容一致。2 座危废库合计设置 2 根 15m 高排气筒，不改变排放口数量。

一阶段工程危废间存储能力占原环评中的 71%（2 座危废库合计），一阶段

银催化剂产能仅为环评规模的 50%、聚烯烃催化剂产能仅为环评规模的 52%，且其余品类催化剂均未建设，因此一阶段工程涉及的危废量远未达到原环评的 1/2，已建危废间能够满足一阶段工程危废暂存需要。

一阶段工程产生的固废种类、处置方式与环评一致，不属于《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》中 12 的情况。

5.2.8 风险防范措施变化分析

环评阶段：事故水池 9450m³，雨水收集池 1#166.25m³，雨水收集池 2#192.5m³，事故油池；事故水总容积 9808.75m³。

实际建设情况：1#雨水收集池 113.75m³，2#雨水收集池 116m³，事故水池及雨水监控池 11000m³（事故水分区 6325m³、初期雨水池分区 3509m³、雨水监控分区 1166m³），事故油池 27.72m³。

变化分析：为满足全厂初期雨水需要收集处理要求，事故水池及雨水监控池设置情况如下：正常情况下，初期雨水通过厂区雨水管网进入雨水监控分区后，开启分区联通阀门及闸板后可将初期雨水排入初期雨水池分区，再由分区内提升泵将初期雨水提升至厂区一般污水管网，送至 1#污水处理站；初期雨水全部进入初期雨水池后关闭分区联通阀门及闸板，将后期雨水截留在雨水监控分区内，经在线监测合格后可以开启雨水总排口截止阀，将后期雨水排入市政雨水管网，监测不合格则排入初期雨水池分区并经提升泵提升至厂区一般污水管网。事故状态下，事故水通过厂区雨水管网收集进入雨水监控分区后，开启联通阀门及闸并进入事故水分区，此时雨水监控池分区、事故水分区均可作为全厂事故水收集措施（合计容积 11000m³），大于环评阶段要求容积 9450m³，不属于《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》中 13 中事故水暂存能力或拦截设置变化导致环境风险防范能力弱化或降低的情况。

事故水及雨水系统分析详见章节 6.5.1.8“事故水池及雨水监控平面结构示意图”。

5.3 与重大变动清单对比分析

基于一阶段工程实际建设变动内容，对照《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》（环办环评函[2020]688号）分析如下。

表 5.3-1 与重大变动清单对比情况表

类别	《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》	对照分析	是否属于重大变动
性质	1、建设项目开发、使用功能发生变化的。	无变化，不涉及	不涉及
规模	2、生产、处置或储存能力增大 30%及以上的。	生产、处置能力不变，原料及产品仓库、储罐数量、类别与环评一致，仓库规模变化以及四氢呋喃、正硅酸乙酯、乙二胺、乙醇胺储罐容积变化，不属于储存能力增加 30%及以上的情况。	生产、处置能力不变；仓库储存能力、储罐容积变化不属于储存能力增加 30%及以上的情况，不属于重大变动。
	3、生产、处置或储存能力增大，导致废水第一类污染物排放量增加的。	不涉及	不涉及
	4、位于环境质量不达标区的建设项目生产、处置或储存能力增大，导致相应污染物排放量增加的（细颗粒物不达标区，相应污染物为二氧化硫、氮氧化物、可吸入颗粒物、挥发性有机物；臭氧不达标区，相应污染物为氮氧化物、挥发性有机物；其他大气、水污染物因子不达标，相应污染物为超标因子）；位于达标区的建设项目生产、处置或储存能力增大，导致污染物排放量增加 10%及以上的。	实际建设的储罐容积变化导致 VOCs 有组织排放量增加 0.0000068t/a；由于 BSG 干燥废气汇入 1#焚烧炉处理，处理效率提升；经平衡后最终一阶段工程涉及 VOCs 的排放量减少 0.0426384t/a，其余变动不涉及 VOCs 排放量变化。综合全厂，一阶段工程实际排放的 VOCs 对比环评阶段减少了 0.0426316t/a。 企业位于天津市滨海新区南港工业区，属于环境质量不达标区（细颗粒物不达标区，相应污染物为二氧化硫、氮氧化物、可吸入颗粒物、挥发性有机物），涉及的储存能力变化不会导致相应污染物排放量增加。	一阶段实际建设工程不会导致污染物排放量增加，不属于重大变动。
地点	5、重新选址；在原厂址附近调整（包括总平面布置	选址不变，不涉及	不涉及

类别	《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》	对照分析	是否属于重大变动
	变化）导致环境防护距离范围变化且新增敏感点的		
生产工艺	6、新增产品品种或生产工艺（含主要生产装置、设备及配套设施）、主要原辅材料、燃料变化，导致一下情形之一： （1）新增排放污染种类的（毒性、挥发性降低的除外）； （2）位于环境质量不达标区的建设项目相应污染物排放量增加的； （3）废水第一类污染物排放量增加的； （4）其他污染物排放量增加 10%以上的。	实际建设的生产装置、原辅料及燃料使用情况与环评一致，无变化。	不涉及
	7、物料运输、装卸、贮存方式变化，导致大气污染物无组织排放量增加 10%及以上的。	无变化，不涉及	不涉及
环境保护措施	8、废气、废水污染防治措施变化，导致第 6 条中所列情形之一（废气无组织排放改为有组织排放、污染防治措施强化或改进的除外）或大气污染物无组织排放量增加 10%及以上的。 （1）新增排放污染种类的（毒性、挥发性降低的除外）； （2）位于环境质量不达标区的建设项目相应污染物排放量增加的； （3）废水第一类污染物排放量增加的； （4）其他污染物排放量增加 10%以上的。	原环评中 1#银催化剂装置原料投加、物料混炼、载体选粉、成品包装工序产生的含尘废气经 1 套布袋除尘器处理后经 28.2 米高排气筒 G3 排放。综合考虑未建设内容，一阶段工程 1#银催化剂生产装置原料投加、物料混炼、载体选粉工序中产生的含尘废气分别经 3 套布袋除尘器处理后，经 28.2 米高排气筒 G4（DA002）排放，成品包装工序中产生的含尘废气经 1 套布袋除尘器处理后经 28.2 米高排气筒 G6（DA014）排放。 待后续 2#银催化剂生产装置建成后，该装置原料投加、物料混炼、载体选粉工序产生的含尘废气经 G4（DA002）排放，成品包装工序产生的含尘废气经 G6（DA014）排放。 待 2#银催化剂生产装置建成后，不增加全厂银催化剂生产装置涉及的排气筒总数。	废气污染物种类、排放量不变，不属于第六条 1、2、3 情形，不属于重大变动。

类别	《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》	对照分析	是否属于重大变动
		焚烧炉废气：实际建设采用 SCR 代替环评中 SNCR 脱硝，与环评相比 NO _x 处理效率提升。	废气污染物排放量减少，不属于第六条 1、2、3 情形，不属于重大变动。
		氯化镁装置尾气排气筒：设备为封闭状态，实际建设过程通过在料仓、集料罐设置配套布袋除尘器，对进出料过程中粉尘废气收集处理，能够保证封闭收集效率，各产尘位置的布袋除尘器风量相比环评减少也不会造成无组织废气排放。	废气污染物种类、排放量不变，不属于第六条 1、2、3 情形，不属于重大变动。
		BSG 干燥废气处理方式变化：BSG 催化剂喷雾干燥废气不再设置催化燃烧装置及独立排气筒，改为汇入 1#焚烧炉进行处理，与催化燃烧装置相比，1#焚烧炉处理温度、处理效率更高；同时 1#焚烧炉能够满足一阶段工程的废气处理需要，与环评阶段相比 VOCs 排放量减少 0.0426384t/a。	废气污染物排放量减少，不属于第六条 1、2、3 情形，不属于重大变动。
		危废库废气处理设施及排气筒数量变化：已建成 1#危废库设置 2 套套“过滤棉+活性炭过滤+化学过滤”设施及排气筒 G24（DA010）、G25（DA009）。危废库废气污染物 VOCs 主要通过活性炭吸附去除，活性炭吸附前增加过滤棉，可以避免废气中杂质对于活性炭吸附效率的影响。经核算，实际 1#危废间整体换气风量高于环评内容。待环评阶段的 2#危废暂存库建成后，将根据危废库内区将废气收集处理后分别汇入 G24（DA010）、G25（DA009）排放，不增加全厂排放筒数量。	废气污染物种类、排放量不变，不属于第六条 1、2、3 情形，不属于重大变动。
		中心化验室废气排放口调整：实际建设过程由于实验室废气收集管线重新规划布局，共设置 12 套吸附催化一体化废气净化装置进行实验废气处理，中心化验室废气排放口数量不变，仍为 6 个，排放口	废气污染物种类、排放量不变，不属于第六条 1、2、3 情形，

类别	《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》	对照分析	是否属于重大变动
		位于楼顶，经风量平衡分析，各废气排放口对应实验区能够满足负压集气需要，不会导致无组织废气排放量增加。	不属于重大变动。
	9、新增废水直接排放口；废水由间接排放改为直接排放；废水直接排放口位置变化，导致不利环境影响加重。	企业不涉及废水直接排放口；厂区已建设 1 个废水车间排放口、1 个废水总排口，位置与环评一致，无变化。	不涉及
	10、新增废气主要排放口（废气无组织排放改为有组织排放的除外）；主要排放口排气筒高度降低 10% 及以上的。	不涉及新增主要排放口，一阶段已建成的废气主要排放口为 1#焚烧炉废气排放口 G7（DA011），与环评一致，无变化。	不涉及
	11、噪声、土壤会地下水污染防治措施变化，导致不利环境影响加重的。	无变化，不涉及	不涉及
	12、固体废物利用处置方式由委托外单位利用处置改为自行利用处置的（自行利用处置设施单独开展环境影响评价的除外）：固体废物自行处置方式变化，导致不利环境影响加重的。	环评阶段未建设的危废库、一般固废库后期建设，与环评内容一致。一期一阶段工程仅建设 1 座固废库（即环评中 1#危废暂存库），占地面积约 1488m ² ，其中 1392m ² 用于危废暂存，96m ² 用于一般固废暂存，均为独立分区。已建成危废间、一般固废间的暂存能力满足现阶段已建成工程需要。 一阶段工程产生的固废种类、处置方式与环评一致，无变化。	一阶段工程配套建设的固废暂存措施满足现阶段暂存需要，不改变环评阶段处理方式，不属于重大变动
	13、事故废水暂存能力或拦截设施变化，导致环境风险防范能力弱化或降低的。	环评阶段事故水池 9450m ³ ，实际建设的事故水池及雨水监控池总容积 11000m ³ ，由全厂雨水管网收集的事故水首先进入雨水监控池分区，再通过阀门及闸板排入初期雨水池分区及事故水池分区，因此合建的事故水池及雨水监控池均可用于全厂事故水收集，其总容积大于环评阶段容积要求。	实际建设的事故水暂存能力大于环评阶段，环境风险防范能力提高，不属于重大变动。

通过分析，一阶段工程涉及的变动内容均不属于《污染影响类建设项目重大变动清单（试行）》中的重大变动。

6.污染源及治理措施

6.1 废气

一阶段工程共有 14 根工艺废气排气筒及食堂油烟排气筒，各类废气处理流程及治理设施情况如下。

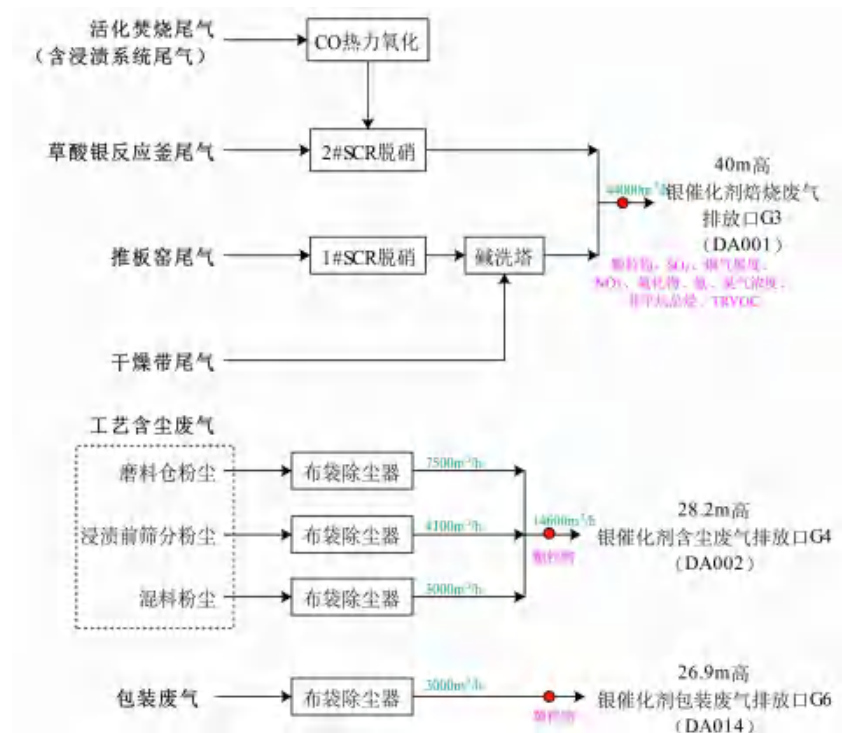


图 6.1-1 银催化装置废气处理流程图（红点为验收监测位置）

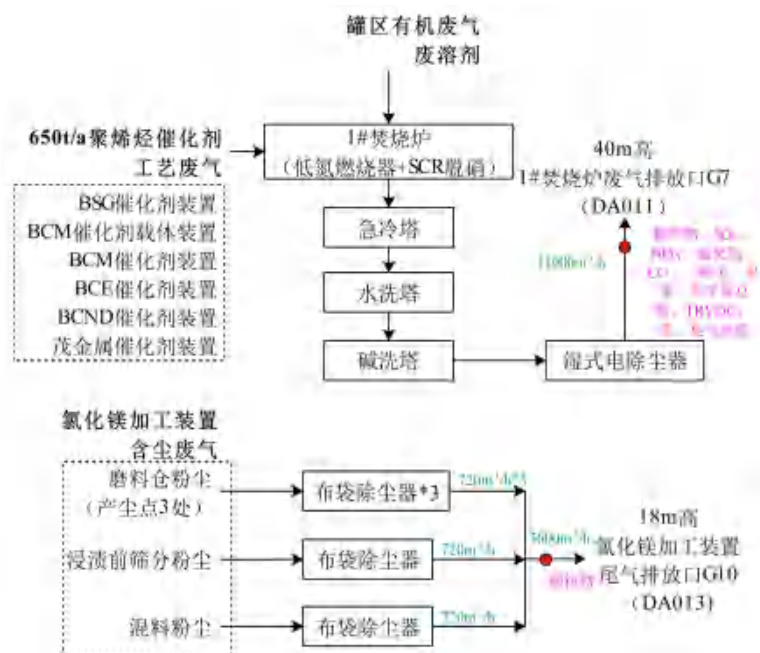


图 6.1-2 聚烯烃装置废气处理流程图（红点为验收监测位置）

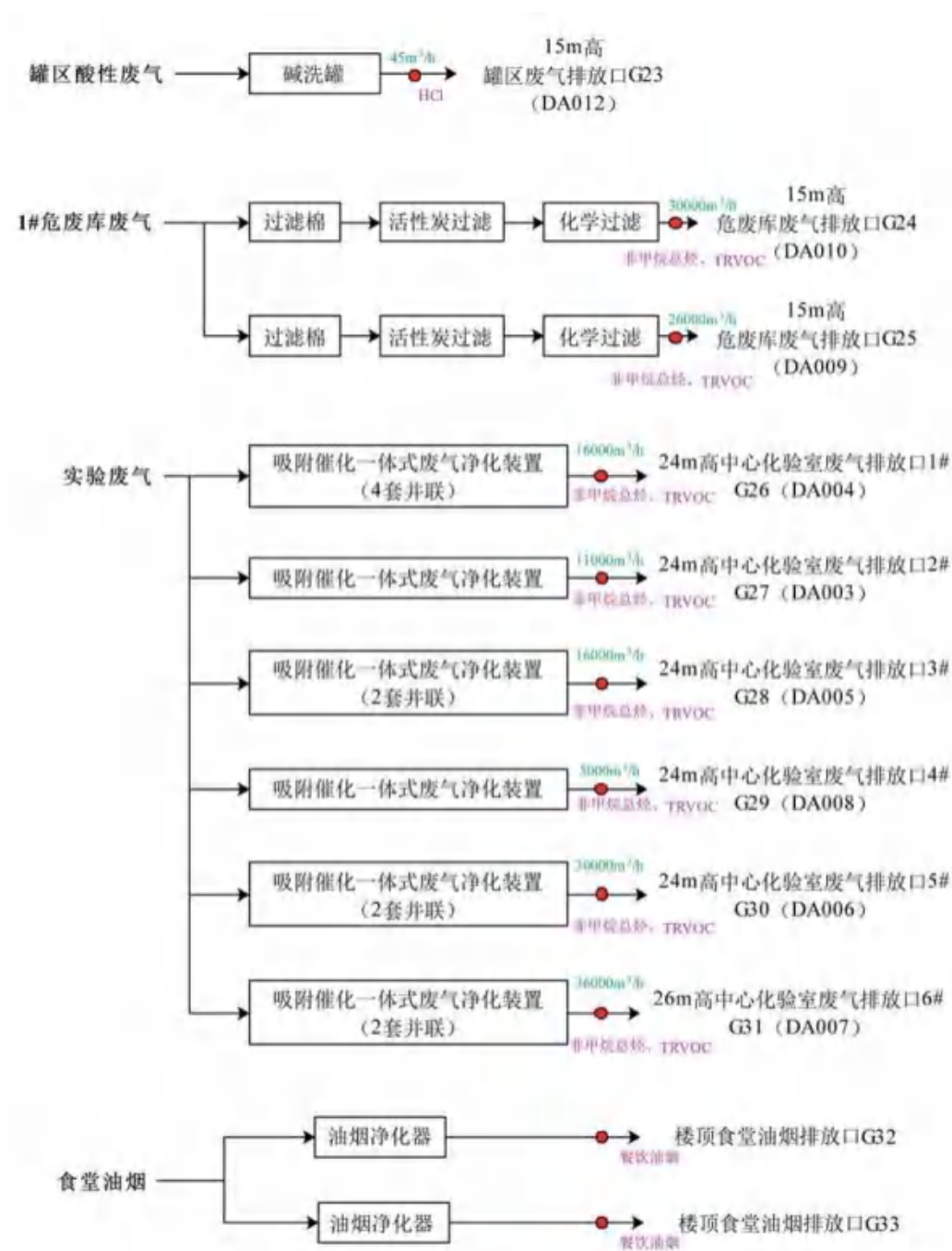


图 6.1-3 公辅工程废气处理流程图（红点为验收监测位置）

一阶段工程配套建设 1 座焚烧炉，用于处理 650t/a 聚烯烃催化剂装置工艺废气、罐区有机废气及厂区废溶剂。

聚烯烃催化剂焚烧炉 1#设计废气处理量 2000m³/h，废液处理量 400kg/h，一阶段工程建成后 1#焚烧炉处理情况如下。

表 6.1-1 1#焚烧炉处理情况表

类别	产生单元	名称	污染物	变化情况
废气	BSG 催化剂装置	合成尾气	THF	与环评一致
		喷雾干燥尾气	THF	增加
	BCM 催化剂载体装置	尾气吸收放空气	乙醇、己烷	与环评一致
	BCM 催化剂装置	不含钛尾气	甲苯、己烷	与环评一致
		含钛尾气	甲苯、己烷、一氯乙烷	与环评一致
	BCE 催化剂装置（1#）	不含钛尾气	甲苯、己烷	与环评一致
		含钛尾气	甲苯、己烷、一氯乙烷	与环评一致
	BCND 催化剂装置	不含钛尾气	甲苯、己烷	与环评一致
		含钛尾气	甲苯、己烷	与环评一致
	茂金属催化剂装置	不含水尾气	甲苯、己烷	与环评一致
		含水尾气	甲烷	与环评一致
	罐区	有机储罐呼吸废气	VOCs	与环评一致
危废	BSG 催化剂装置	废有机溶剂	危险废物 HW06 (900-402-06)	与环评一致
		废液		与环评一致
	BCM 催化剂载体装置	废溶剂		与环评一致
	BCM 催化剂装置	废溶剂		与环评一致
	BCE 催化剂装置	废溶剂		与环评一致
	BCND 催化剂装置	废溶剂		与环评一致
	茂金属催化剂装置	废溶剂		与环评一致
	实验室	实验废液		与环评一致

与原环评相比，1#焚烧炉废气处理量增加，主要是由于 BSG 催化剂喷雾干燥尾气处理措施优化，不再设置独立处理设施及排气筒，改为汇入 1#焚烧炉。

根据环评阶段核算的污染物源强，进入 1#焚烧炉的废气量为 1485.6m³/h，废液处理量为 360.3kg/h；汇入 BSG 催化剂喷雾干燥废气后，1#焚烧炉的实际最大废气处理量为 1785.6m³/h，未超过 1#焚烧炉处理能力。

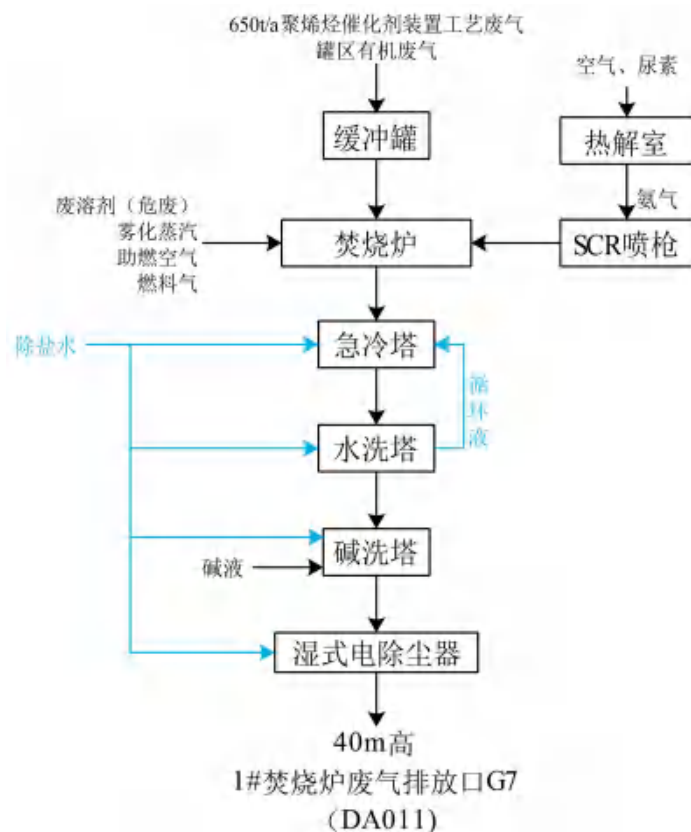


图 6.1-4 1#焚烧炉工艺流程图

一阶段工程对中心化验室相关废气收集管线重新规划布局，共设置 12 套吸附催化一体化废气净化装置进行实验废气处理，各分区根据吸风空间配套废气治理设施（吸附催化一体式废气净化装置）。实验楼 1F-04 实验分区配套废气治理设施设计风机风量 30000m³/h、3F-01 实验分区配套废气治理设施设计风机风量 45000m³/h，通过废气管线合并、汇入 G30 排气筒排放，最终 G30 排气筒设计风量可达到 75000m³/h。

表 6.1-2 实验室各分区配套治理设施设置情况

编号	排放口名称	排放口 风量 m ³ /h	实验分区	各分区配套设施 风量 m ³ /h
G26 (DA004)	中心化验室废气排放口 1#	16000	1F-02	2000
			1F-03	2000
			2F-01	6000
			2F-02	6000
G27 (DA003)	中心化验室废气排放口 2#	11000	1F-01	11000
G28 (DA005)	中心化验室废气排放口 3#	16000	2F-03	6000
			2F-04	10000

编号	排放口名称	排放口 风量 m ³ /h	实验分区	各分区配套设施 风量 m ³ /h
G29 (DA008)	中心化验室废气排放口 4#	5000	2F-06	5000
G30 (DA006)	中心化验室废气排放口 5#	30000	1F-04	30000
			3F-01*	45000*
G31 (DA007)	中心化验室废气排放口 6#	36000	2F-05	6000
			2F-07	30000

一阶段工程实验楼内 3F-01 实验分区为空置状态，不开展实验分析，本次验收不含实验楼 3F-01 区域。中石化催化剂（天津）有限公司承诺一阶段工程中心实验楼 3F-01 实验区及配套废气治理设施不进行使用，G30（DA006）排气筒最大风量只开至 30000m³/h。

表 6.1-3 废气排气筒情况表

编号 (许可编号)	排气筒名称	高度 m	风量 m ³ /h	污染物	汇入排气筒的废气产生环节	采取的治理措施
G3 (DA001)	银催化剂焙烧废气排放口	40	44000	颗粒物、SO ₂ 、烟气黑度、NO _x 、氟化物、氨、臭气浓度、非甲烷总烃、TRVOC	活化尾气（热风焚烧后）	CO 氧化+2#SCR
					推板窑尾气	1#SCR+碱洗塔
					草酸银反应釜	2#SCR
					干燥带	碱洗涤塔
G4 (DA002)	银催化剂含尘废气排放口	28.2	14600	颗粒物	料仓、浸渍前筛分、混炼	布袋除尘器
G6 (DA014)	银催化剂包装废气排放口	26.9	3000	颗粒物	包装	布袋除尘器
G7 (DA011)	1#焚烧炉烟气排放口	40	11000	颗粒物、SO ₂ 、NO _x 、氯化氢、CO、二噁英、甲苯、非甲烷总烃、TRVOC、氨、臭气浓度	1#焚烧炉燃烧废气	1#焚烧炉采用低氮燃烧器，尾气通过急冷塔+水洗塔+碱洗塔+湿式电除尘器+SCR 脱硝反应器处理
G10 (DA013)	氯化镁加工装置尾气排放口	18	3600	颗粒物	振动磨料仓、包装料仓、集料罐	布袋除尘器
G23 (DA012)	罐区废气排放口	15	45	HCl	HCl 储罐呼吸	碱液吸收罐
G24 (DA010)	危废库废气排放口 1#	15	30000	非甲烷总烃、TRVOC	1#危废库	过滤棉+活性炭过滤+化学过滤
G25 (DA009)	危废库废气排放口 2#	15	26000	非甲烷总烃、TRVOC	1#危废库	过滤棉+活性炭过滤+化学过滤
G26	中心化验室废气排放口 1#	24	16000	非甲烷总烃、TRVOC	实验	吸附催化一体式废气净化装置

编号 (许可编号)	排气筒名称	高度 m	风量 m ³ /h	污染物	汇入排气筒的废气产生环节	采取的治理措施
(DA004)						(4套并联)
G27 (DA003)	中心化验室废气排放口 2#	24	11000	非甲烷总烃、TRVOC	实验	吸附催化一体式废气净化装置
G28 (DA005)	中心化验室废气排放口 3#	24	16000	非甲烷总烃、TRVOC	实验	吸附催化一体式废气净化装置 (2套并联)
G29 (DA008)	中心化验室废气排放口 4#	24	5000	非甲烷总烃、TRVOC	实验	吸附催化一体式废气净化装置
G30 (DA006)	中心化验室废气排放口 5#	24	30000*	非甲烷总烃、TRVOC	实验	吸附催化一体式废气净化装置 (2套并联)
G31 (DA007)	中心化验室废气排放口 6#	26	36000	非甲烷总烃、TRVOC	实验	吸附催化一体式废气净化装置 (2套并联)
G32	食堂油烟排放口 1#	15	/	餐饮油烟	食堂	油烟净化器
G33	食堂油烟排放口 2#	15	/	餐饮油烟	食堂	油烟净化器

6.2 废水

一阶段建成后全厂共 1 个废水车间排放口（W1）、1 个污水总排口（W2）、1 个雨水总排口（YS001），废水治理措施包括 1 套含银污水预处理系统，1 座污水处理站。

含银污水预处理设置为 1000t/a 银催化剂装置配套，用来回收银催化剂工艺污水中的银，经银回收工序处理后的污水送 1#污水处理站的含盐污水系统进行深度处理，设计处理规模 20m³/d。1#污水处理站由一般污水处理系统、含盐污水处理系统两部分组成：一般污水处理系统设计规模 30m³/h，正常情况下经监测合格的污水直接排入园区污水处理厂，不合格污水经过絮凝沉淀+过滤工艺处理，其满足园区接纳标准后排入园区污水处理厂；含盐污水处理系统设计处理规模 5m³/h，污水经过含盐污水调节罐中和处理后采用多效蒸发的方式成盐，蒸发凝结水送入一般污水处理系统。建设单位已与园区污水处理厂南港工业区污水处理厂签订污水纳管排放协议，污水总排口外排废水由专用废水管道送入污水处理厂处理，污染物纳管要求与《污水综合排放标准》（DB 12/356-2018）中相关污染物排放标准限值一致。一阶段工程废水治理措施与环评内容一致，情况如下。

表 6.2-1 废水产排及治理情况表

废水类别及产生环节		污染物	采取的治理措施	排放去向
生活污水		pH 值、SS、COD、BOD ₅ 、氨氮、总磷、总氮	1#污水处理站 一般废水处理系统	污水总排口 W2
地面冲洗水				
循环排污水				
初期雨水				
实验废水				
1#污水处理站蒸发凝结水				
银催化剂装置	去离子水制备水	COD、SS	1#污水处理站 一般废水处理系统	
	草酸银制备工序含酸废水、洗涤废水	总银	含银废水预处理装置（ 车间排放口 W1 ）+1#污水处理站含盐废水处理系统	
	浸渍工序清洗水			
聚烯烃催化剂装置	各装置含盐废水	pH 值、SS、COD、BOD ₅ 、氨氮、总磷、总氮	1#污水处理站 含盐废水处理系统	

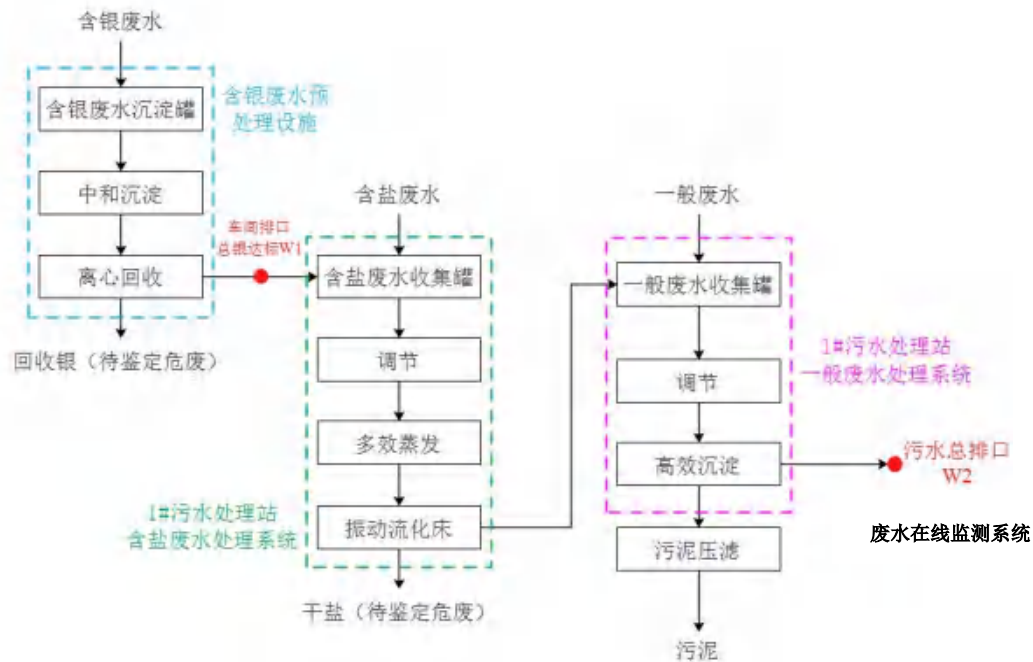


图 6.2-1 污水处理系统环保措施简图

6.3 噪声

一阶段工程选用低噪声设备，机泵和空冷器的电机均选用低噪声、高效率电机，在设备上加装隔声罩、减振器、消声器等，尽可能控制设备噪声等级低于85dB(A)，降低工程噪声对外界环境的影响。

加热炉采用低噪声的燃烧火嘴，空冷器风机选用低噪声电机；进（排）气管道安装消声器；设备与底座之间设置减振措施；设置电机隔声罩。在生产装置开、停气时，或生产过程非正常状态的气（汽）体放空，在排放口安装消声器，降低瞬时噪声。

6.4 固体废物

一阶段工程涉及的固体废物产生处置方式与环评一致，危险废物管理计划已进行备案，并与恩彻尔（天津）环保科技有限公司、天津绿展环保科技有限公司、天津滨海合佳威立雅环境服务有限公司签订了危废处理合同。一阶段工程仅建设1座固废库（即环评中1#危废暂存库），占地面积约1488m²，内部设置独立分区，各分区不联通且各自设置出入口。固废库内1392m²用于危废暂存，96m²用于一般固废暂存。生活垃圾委托城市管理委员会清运。一阶段工程一般固废为1000t/a银催化剂生产装置产生的筛分及料仓废渣以一般废包装材料，增加一般固废转运频次后，一阶段工程一般固废暂存间可以满足暂存需要。

表 6.4-1 固废产生处置情况表

序号	固废名称	固体废物类型及危废代码	产生工序	主要污染组成	形态/状态	处理方法和排放去向
1	含钛废液	危险废物 HW06(900-402-06)	碱液吸收罐	含钛、氯化钠等	液体	外委有资质单位处置（滨海合佳）
2	废润滑油、含油废手套及废抹布	危险废物 HW08（900-249-08）	/	润滑油等	桶装 液态/ 固态	外委有资质单位处置（滨海合佳）
3	废离子交换树脂	危险废物 HW13（900-015-13）	洗涤过程	/	液态	外委有资质单位处置（滨海合佳）
4	废渣	危险废物 HW18(772-003-18)	焚烧	Mg ₃ (PO ₄) ₂ 、SiO ₂ 、 AlPO ₄ 、P ₂ O ₅	固态	外委有资质单位处置（滨海合佳）
5	废酸渣	危险废物 HW34(900-349-34)	水解装置	盐酸等	液体	外委有资质单位处置（恩彻尔）
6	碱洗废液	危险废物 HW35（900-352-35）	碱洗塔废液	NaF,NaNO ₃ ,NaOH	桶装 液态	外委有资质单位处置（恩彻尔、滨海合佳）
7	废氢氧化铝液		水解装置	氢氧化铝等	液体	外委有资质单位处置（恩彻尔、滨海合佳）
8	废危险化学品包装物	危险废物 HW49（900-041-49）	包装	包装物残留硝酸银、 氟化铵、氢氧化钠、 硝酸	固态	外委有资质单位处置（绿展、滨海合佳）
9	废分子筛	危险废物 HW49(900-041-49)	精制塔更换分子筛	4A 分子筛，微量有机物	颗粒	外委有资质单位处置（滨海合佳）
10	废载体	危险废物 HW49(900-041-49)	合成系统	含镁等	颗粒	外委有资质单位处置（滨海合佳）
11	废活性炭	危险废物 HW49(900-039-049)	危险废物暂存库废气治理措施产生	废活性炭	固态	外委有资质单位处置（恩彻尔、滨海合佳）
12	废脱硝催化剂	危险废物 HW50（772-007-50）	/	钒的化合物	固态	外委有资质单位处置
13	废催化剂	危险废物 HW50(261-154-50)	喷雾干燥系统	含钛\THF 等	颗粒	外委有资质单位处置（恩彻尔）

序号	固废名称	固体废物类型及危废代码	产生工序	主要污染组成	形态/状态	处理方法和排放去向
14	萃取固渣	危险废物 HW50(261-154-50)	母液回收装置	含钛、氯、磷等	颗粒	外委有资质单位处置（恩彻尔）
15	废催化剂	危险废物 HW50(261-154-50)	合成系统	含茂化合物等	颗粒	外委有资质单位处置（恩彻尔）
16	废盐酸	危险废物 HW34(900-349-34)	废酸渣过滤	盐酸	液态	外委有资质单位处置（恩彻尔、滨海合佳）
17	废化学试剂包装	危险废物 HW49 (900-047-49)	实验	化学试剂	固态	外委有资质单位处置（滨海合佳）
18	废催化剂	危险废物 HW50(900-48-50)	实验	有机物	液态	外委有资质单位处置（滨海合佳）
19	筛分废渣	一般固废(900-099-S16)	银催化剂装置筛分	废渣	颗粒	物资回收单位处置
20	料仓废渣	一般固废(900-099-S16)	银催化剂装置	废渣	颗粒	物资回收单位处置
21	一般废包装材料	一般固废(900-099-S59)	/	包材	固态	物资回收单位处置
22	废溶剂	危险废物 HW06(900-402-06)	各生产装置、实验室监测	有机物	液态	送至厂区内 1#焚烧炉处理
23	含银沉淀	危险废物 HW49(772-006-49)	含盐废水预处理	含银沉淀	固态	尚未产生。待鉴别废物，未鉴别前按照危废管理，外委有资质单位处置
24	蒸发杂盐	危险废物 HW49(772-006-49)	1#污水处理站含盐废水处理	NaNO ₃ , Na ₂ C ₂ O ₄ , NaCl, Na ₃ PO ₄	固态	
25	污泥	危险废物 HW49(772-006-49)	1#污水处理站	/	固态	
26	生活垃圾	/	/	/	固体	委托城市管理委员会清运

与环评对比，BSG 喷雾干燥尾气取消催化氧化装置，不再产生废催化氧化催化剂（900-041-49）；增加了环评未识别的废盐酸（来自于废酸渣收集后过滤）、废催化剂（液体）、废化学试剂包装（来自于中心实验室分析实验）。

含银沉淀、蒸发杂盐、污泥等废物还应按照环评报告要求在未开展危废鉴别前按照危废收集后暂存于危废间，并按照相关危废管理要求进行管理。

6.5 其他环境保护措施

6.5.1 环境风险防范措施

一阶段工程建设期间已按照环评及批复文件要求设置各项环境风险防控措施，包括一阶段工程已建设各生产装置、公辅单元的单元级风险防控，全厂环境风险防控；厂区内涉及的化学品种类较多，已设置有较完善的应急物资及装备。

6.5.1.1 罐区

（1）可能散发可燃或有毒气体和蒸气的部位均按照规范要求设置可燃气体或有毒气体检测报警器，与自动切断设施联动，主控室随时监控。

（2）在厂区/装置/罐区等主要出入口设置人体静电消除器。

（3）安装视频监控系统，现场的关键部位和设备可随时显示在主控室的液晶显示屏上，随时对现场进行监控。

（4）设置火灾自动报警系统，包括火灾报警控制器、感烟探测器、感温探测器、手动报警按钮、火灾声光报警器等。

（5）罐区设置 1m 高防火堤，采用现浇混凝土结构，防火堤容积能够容纳防火堤内最大罐的容积；防火堤出水口可与厂区雨水管网、2#雨水收集池联通，正常情况出水口与雨水管网连接处截止阀常闭，各防火堤内初期雨水经地埋管道汇入 2#雨水收集池；2#雨水收集池采用手动+电动阀门控制，并通过液位仪连锁控制（液位 80%开启阀门），出水通过提升泵（ $Q=20\text{m}^3/\text{h}$ ，1 用 1 备）与厂区内一般污水管网相连。

（6）存放、使用危化品处根据规范要求设置标识、应急吸附材料、应急救援物资。

6.5.1.2 汽车装卸栈台

（1）可能散发可燃或有毒气体和蒸气的部位均按照规范要求设置可燃气体

或有毒气体检测报警器，与自动切断设施联动，主控室随时监控。

（2）可燃液体的装卸栈台、罐车设静电专用接地线。对罐车等大型容器灌装烃类液体时，采用底部进油，若采用顶部进油，则注油管应深入罐内靠近罐底，且控制灌装流速。

（3）安装视频监控系统，现场的关键部位和设备可随时显示在主控室的液晶显示屏上，随时对现场进行监控。

（4）设置火灾自动报警系统，包括火灾报警控制器、感烟探测器、感温探测器、手动报警按钮、火灾声光报警器等。

（5）装卸栈台区域设置低矮围堰、雨水边沟，初期雨水可通过雨水边沟收集并送入 2#雨水收集池。

6.5.1.3 原料库

（1）可能散发可燃或有毒气体和蒸气的部位均按照规范要求设置可燃气体或有毒气体检测报警器，与自动切断设施联动，主控室随时监控。

（2）安装视频监控系统，现场的关键部位和设备可随时显示在主控室的液晶显示屏上，随时对现场进行监控。

（3）设置火灾自动报警系统，包括火灾报警控制器、感烟探测器、感温探测器、手动报警按钮、火灾声光报警器等。

（4）存放、使用危化品处根据规范要求设置标识、应急吸附材料、应急救援物资。

6.5.1.4 装置区

（1）厂区设有 1 个中心控制室，在控制室内对各装置区工艺过程和设备参数等进行监控。各装置的控制系統采用分散型控制系统（DCS）对工艺生产过程实行集中监视、管理。为了保证各主要生产装置的安全运行，设置紧急控制系统（SIS）。

（2）可能散发可燃或有毒气体和蒸气的部位均按照规范要求设置可燃气体或有毒气体检测报警器，与自动切断设施联动，主控室随时监控。

（3）安装视频监控系统，现场的关键部位和设备可随时显示在主控室的液晶显示屏上，随时对现场进行监控。