

中国石化扬子石油化工有限公司 30 万吨/年烷基化 装置环保试生产开工确认报告

一、 项目建设概况

随着我国环保标准的迅速提高,为了提高江苏省及南京市地区的油品质量,同时也为充分利用扬子石化及周边炼厂的液化气资源,根据中石化统一布局要求,中国石化扬子石油化工有限公司拟定投资建设“30 万吨/年烷基化装置及配套工程项目”。

本项目占地为矩形场地,南北向长 145 米,东西向宽 100 米,占地面积 1.45 公顷;主要原料为碳四馏分,主要产品为烷基化油,作为国六汽油调和组分使用。项目依托公司、工厂现有公用工程配套设施,由中国石化工程建设公司(SEI)总体设计,南京金陵石化设计院、江苏中圣高科技产业有限公司辅助设计。设计内容包括:烷基化单元、待生酸单元、烷基化油罐区、外围配套工程及地面火炬设施的相关设计。

本项目可行性研究报告于 2017 年 4 月 9 日获中国石油化工股份有限公司总部批复(石化股份计〔2017〕126 号)。基础设计于 2018 年 4 月 16 日获中国石油化工股份有限公司发展计划部批复(石化股份计项〔2018〕22 号)。

本装置烷基化单元采用的工艺技术为杜邦公司流出物制冷硫酸烷基化技术;装置设计规模为 30 万吨/年烷基化油,年开工时数 8400 小时主要原料为碳四馏分,主要产品为烷基化油,作为汽油调和组分。配套建设的待生酸处理装置采用的工艺技术是 P&P 公司湿法再生技术;装置设计规模为 3 万吨/年硫酸产品,年开工时数 8400 小时,操作弹性为 50~110%;主要原料为烷基化单元产生的废硫酸以及界外引入的酸性气,产品为硫酸。烷基化装置主要单元主要包括:30 万吨/年烷基化单元、3 万吨/年待生酸处理单元、烷基化油罐区、地面火炬单元等。配电间和机柜室位于装置的西南角。

装置于 2017 年 5 月 2 日开工建设,装置布置在扬子石化公司化工厂厂区内。装置总面积 1.45 公顷,装置总概算核定为 65299.28 万元, 2019 年 9 月 6 日建成中交。

二、 工艺流程简述

（一）烷基化单元

（1）原料加氢精制部分

自装置外来的醚后碳四、炼化丁烯、外购丁烯进入原料配制罐，经进料泵抽出并经换热器加热至反应温度，在静态混合器中与来自制氢装置的氢气混合后，从加氢反应器 R-101 底部进入反应床层发生加氢反应脱除其中的丁二烯杂质，反应后的碳四馏分从加氢反应器顶部进入脱轻烃塔 C-101。

自装置外来的 2#重整液化气、异丁烷进入原料配制罐，经进料泵 P-102A/B 抽出与加氢反应器顶部碳四馏分汇流后进入脱轻烃塔 C-101，脱除碳四馏分中的碳三以下的轻组分。塔顶排出的轻组分经冷凝冷却后一部分作为塔顶回流，另一部分作为液化气送出装置。塔底抽出的烷基化原料混合碳四原料经换热后，再经冷却器降温。碳四馏分经加氢精制后，丁二烯含量 $\leq 100\text{mg/kg}$ ，二甲醚 $\leq 50\text{mg/kg}$ 。

（2）烷基化原料部分

加氢精制部分脱轻烃塔底来的混合碳四、脱异丁烷塔顶回收的循环异丁烷、界区来异丁烷 3 股物料汇流后进入 E-201A/B/C 壳程与管程反应流出物换热降温后进入原料脱水聚结器 D-201。碳四馏分中的游离水在此被分离出去，从而去除进入烷基化单元的原料中游离水。脱水后的碳四馏分再与循环冷剂直接混合并使温度降低至约 2.4°C ，分三路进入烷基化反应器

（3）烷基化反应部分

D-201 来的碳四馏分与分液闪蒸罐来的循环冷剂汇流进入烷基化反应器 R-201A/B/C，混合进料与循环硫酸在反应器中混合，原料中的烯烃与异丁烷在反应器中发生化学反应，生成烷基化油。接触反应器 R-201A/B/C 为水平带压容器，内部装有叶轮，内部循环管，以及用来取走烷基化反应热的管束。原料注入到循环管内叶轮的入口端，叶轮快速的把烃原料分散到酸催化剂当中形成乳化液。乳化液在叶轮的推动下在接触反应器内高速循环。一部分乳化液从接触反应器叶轮的出口端抽出，流入酸沉降罐，在酸沉降罐内烃相从乳化液中分离出来。较重的富酸乳化液沉降到容器的底部，然后返回到接触反应器叶轮的入口。以这种方式，叶轮在酸沉降罐和接触反应器之间起一台乳化液泵的作用。

从酸沉降罐 D-202A/B/C 顶部出来的烃相经过背压控制阀然后进入接触反应

器 R-201A/B/C/的管程。背压控制阀设定压力足够高以保证酸沉降罐 D-202A/B/C 全液相操作。当烃通过控制阀时，由于压力降低，其中的一部分轻组分闪蒸，因此温度下降。当这两相流通过管束时由于烷基化反应热被取走，更多的气相产生。这个热量传递过程使反应器温度保持稳定在 7.2℃左右。闪蒸取热后的反应流出物进入分液闪蒸罐 D-203 的反应物侧。

反应区内硫酸的存在对烷基化反应起一个催化剂的作用。原料杂质及稀释剂在硫酸中的积聚导致了副反应的发生，从而使酸浓度降低。较低浓度的酸从最后一级的酸沉降罐抽出，然后被送到废酸再沉降罐。

(4) 制冷压缩部分

离开反应器管程的反应流出物进入分液闪蒸罐 D-203 反应物侧(汽液两相在此分离)。D-203 有两个液相隔间，共用一个气相空间。接触式反应器净反应产物被收集在位于分离挡板反应物侧，后经 P-201A/B 泵送到净反应产物处理部分。

来自制冷系统的制冷剂被收集在分液闪蒸罐 D-203 的冷剂侧，被冷剂循环泵 P-202A/B 回送到接触反应器 R-201A/B/C。D-203 在微正压工况下运行，D-203 罐闪蒸的烃类气体进入压缩机一级入口，补充进入二级入口的气体来自节能罐 D-206 顶部。电机驱动制冷压缩机，将制冷气体加压至 0.78MPa 左右，制冷气体经空冷器冷凝后，冷凝液收集在冷剂收集罐 D-205，D-205 罐的不凝气，可通过压控阀排至火炬系统，D-205 罐的冷剂经水冷器 E-202 进一步冷却减压闪蒸进入节能罐 D-206，节能罐气相进入压缩机二级入口再压缩，罐底液体进入分液闪蒸罐 D-203 冷剂侧。

将冷剂收集罐 D-205 中的一小部分烃类液体作为丙烷抽出，经泵 P-203A/B 升压送至抽出丙烷处理部分，经碱洗、水洗后送至 D-102 罐，以维持制冷系统丙烷含量（体积比）在 11%~13%之间。

(5) 烷基化丙烷抽出处理部分

抽出丙烷物流与碱液在丙烷碱洗罐 D-207 上游的在线静态碱洗混合器 M-201 中接触混合，中和其中的 SO₂，防止残留的 SO₂ 造成下游工艺设备腐蚀。混合物送至丙烷碱洗罐 D-207 分离其中的碱和烃相。D-207 底部碱液一部分循环回静态混合器 M-201，另一部分碱水送至反应流出物碱水洗罐 D-210 循环碱水管线。来自排放气碱洗塔 C-203 的 12wt %新鲜碱液经补充碱泵 P-215A/B 泵送进入

M-201，作为 D-207 系统的碱液补充。

碱洗后的抽出丙烷从 D-207 顶部流出与新鲜工艺水在静态水洗混合器 M-202 中接触混合，以去除其中可能携带的痕量碱。抽出丙烷水洗聚结器 D-208 中水与烃相分离，聚结器减少了烃相物料中携带的碱，防止携带的碱液造成下游设备的应力腐蚀、堵塞和结垢。处理后的抽出丙烷送至原料配置罐 D-102；水在聚结器底部聚集后，送至反应流出物碱洗罐循环碱液线。

（6）烷基化反应流出物处理部分

分液闪蒸罐 D-203 反应流出物侧底部与脱酸罐 D-204 连通，反应流出物中携带的部分酸通过重力沉降收集在 D-204 罐，并通过手动操作不定期排放至酸排放罐 D-217。

分液闪蒸罐 D-203 的反应流出物经 P-201A/B 加压，在 E-201A/B/C 与壳程的反应原料换热升温后进入酸聚结器 D-209。反应流出物所携带酸的在酸聚结器 D-209 聚结介质的作用下与烃相分离，D-209 底部收集的酸被送到酸排放罐 D-217。

初步脱酸后的反应流出物从酸聚结器 D-209 顶部流出，在静态混合器 M-203 与碱液混合后进入碱水洗罐 D-210，脱除反应流出物中残留的烷基硫酸酯，并中和夹带的微量酸。碱水洗罐在 48.9℃ 下操作，热分解烷基硫酸酯。通过调整来自抽出丙烷碱洗罐 D-207 的废碱量，控制循环碱水的 PH 值在 12。废碱水连续抽出，并以来自反应流出物水洗聚结器 D-211 及抽出丙烷水洗聚结器 D-208 的补充水置换，控制电导率在 5000~8000 μ S/cm 之间。在碱水洗罐 D-210 中，烃相和水相在重力和聚结介质的双重作用下分离。

碱水洗罐 D-210 底部碱液一部分经液位控制抽出至中和池，另一部分作为循环碱液在 D-210 内部循环，循环碱液在 E-203 与 C-202 塔底来的烷基化油换热升温，补充 D-210 所需的热量，若 E-203 提供的热量不足，则通过蒸汽加热器 E-204 再加热，加热后的循环碱液与 D-209 来的反应流出物混合，使得烃与碱的混合物温度保持在 48.9℃。

碱水洗罐 D-210 顶部流出的烃相和新鲜工艺水在静态水洗混合器 M-201 中混合接触，脱除烃中微量的碱水。水和烃相在水洗聚结器 D-211 中分离。底部水相经 P-206A/B 泵送至 D-210 循环碱液线，顶部烃相流出至脱异丁烷塔 C-201。

（7）烷基化分馏部分

来自 D-211 中和精制处理后的反应流出物在脱异丁烷塔 C-201 中进行分馏。脱异丁烷塔顶部气相经脱异丁烷塔空冷器 A-202A-F 冷凝后收集至脱异丁烷塔顶回流罐 D-213。从回流罐 D-213 出来的物料一部分回流至 C-201；另一部分经循环异丁烷水冷器 E-206 冷却至 40℃ 后循环至原料区的原料/流出物换热器 E-201A/B/C, 为反应区提供异丁烷, 过剩的异丁烷从循环异丁烷主管分流经 P-221 泵送至原料配制罐 D-102。

脱异丁烷塔 C-201 塔底热虹吸再沸器使用 1.4MPa 低压蒸汽作为热源。塔底温度控制在 125℃ 左右, 塔顶压力控制在 0.66MPa 左右, 塔底物料经塔底液位控制进入脱正丁烷塔 C-202。

在脱正丁烷塔 C-202 中, 将脱异丁烷塔 C-201 塔底物料分离为正丁烷和烷基化油产品。脱正丁烷塔塔顶气在脱正丁烷塔空冷器 A-203 中冷凝, 并收集在脱正丁烷塔回流罐 D-215 中。回流罐物料一部分回流至脱正丁烷塔; 另一部分经正丁烷产品冷却器水冷至 40℃ 后, 与 D-103 来液化气汇流后送至烯烃厂液化气罐区。

脱正丁烷塔 C-202 塔底热虹吸再沸器使用 1.4MPa 低压蒸汽作为热源。塔底温度控制在 157℃ 左右, 塔顶压力控制在 0.44MPa 左右, 塔底烷基化油产品经 P-210A/B 泵送至换热器 E-203 换热降温, 同时加热 D-210 的循环碱水, 经 E-203 初步降温后的烷基化油经空冷器 A-204 降温至 40℃, 送至烷基化油罐区。

(8) 烷基化酸排放部分

烷基化单元含酸系统的酸排放或含酸泄放均排放至酸排放罐 D-217。正常操作时, 排酸罐 D-217 接收自酸再沉降器 D-216 来的连续排放废酸及 D-204、D-209 的不定期排放废酸, 用作废酸缓冲及分离出所携带的烃类; 事故状态时, D-217 接收含酸系统容器安全阀的放空物料, 并使酸和烃分离; 停工时接受含酸系统容器的含酸排放物料。酸排放罐 D-217 内部有两个由垂直挡板隔开的隔间(酸侧和烃侧)。

排放酸或含酸泄放气首先进入 D-217 酸侧, 在酸排放罐 D-217 酸侧脱离的液态烃溢流至烃侧, 烃相在酸排放罐 D-217 烃侧收集并用含酸废油泵 P-212A/B 送回反应系统; 在排酸罐 D-217 中分离出烃类后的废酸, 用废酸泵 P-211A/B 泵送至废酸贮罐 T-203。

酸排放罐 D-217 分离出的气态烃及 SO₂ 等气体在 C-203 碱洗中和后, 送至

装置轻烃火炬系统。

（9）烷基化化学处理部分

来自反应流出物碱洗罐 D-210、原料聚结器 D-201、脱异丁烷塔顶回流罐 D-213、脱正丁烷塔顶回流罐 D-215、凝聚脱水器 D-105A/B、原料配制罐 D-101A/B、原料配制罐 D-102，脱轻烃塔回流罐 D-103 的工艺废水排放至废水脱气罐 D-218。废水脱气罐 D-218 在火炬背压下操作，以闪蒸分离废工艺水中的轻烃和不凝物。废水脱气罐的气相直接送至火炬系统。脱气后的废水在废水脱气罐的液位控制下送至中和池 S-201。

正常操作期间，烷基化装置去中和系统的主要物料是来自废水脱气罐 D-218 的废水、酸储罐酸雾洗涤脱液罐的废碱以及装置内排放的自流酸性污水和碱性污水。装置停车期间，来自接触式反应器和酸沉降器中和过程产生的大量废水均排放至中和系统。

中和池是在一个位于地下的抗酸混凝土基坑，由三个相互独立的隔间组成。在第一个隔间，设有喷射器 EJ-203A/B/C，以保证混合充分，中和池中设有 PH 计在线控制碱液或酸液加入量，来自中和酸包 D-219 的新鲜酸或中和碱包 D-223 的新鲜碱根据 PH 值控制需要自动加入。中和后的水溢流进入第二个隔间，在第二隔间，中和池污水外送泵持续循环与混合池内组分，并将中和处理后污水（PH：6~9）外送至水厂处理。

所有轻污油在中和池第一隔间水面上富集经撇油收集器排放至第三隔间。收集的轻污油具有典型的 C5+汽油性质。收集在第三隔间的污油经中和池污油泵 P-217 间歇送至炼油厂回炼。

（10）烷基化酸储罐部分

烷基化酸储罐区包含新酸罐 T-202、废酸罐 T-203、酸备用罐 T-204。新酸罐 T-202 用于接收并储存待生酸装置产的新酸；废酸罐 T-203 用于接收并储存酸排放罐 D-217 来废酸；酸备用罐 T-204 可用于接收新酸或废酸，以提高储罐切换操作灵活性，便于储罐的定期清洗和检查。

酸储罐微正压操作，罐顶排出的酸雾与循环碱液在酸雾喷射器 EJ-202 中混合接触，中和其中的 SO₂，然后进入酸储罐酸雾洗涤脱液罐 D-220，以分离剩余的气相中的碱液。所有与循环碱液接触的 SO₂，与 NaOH 反应生成亚硫酸钠，

并继续留在碱液中；剩余的气相从酸储罐酸雾洗涤脱液罐 D-220 顶部去活性炭吸附罐 SR-201A/B。吸附罐 SR-201A/B 中的活性炭吸收物料中的烃类，产生的清洁气体放空至大气。

烷基化装置设有新鲜碱罐一台，PTA 来的新鲜浓碱与脱离子水混合稀释配制成 12 wt.% NaOH 溶液并为界区内新鲜碱液提供约 7 天的存储量。碱液通过 P-214 泵自循环并送至排放气碱洗塔 C-203；另有公用工程碱泵 P-222 将新鲜碱液送至各冲洗点或其他用户。

（二）待生酸单元

（1）燃烧裂解单元

经预热后的空气被用作助燃空气，部分被送到燃烧炉 F-100 中；同时，燃料气直接送入到主燃烧器 FB-110 中，用以废酸热解。两个废酸燃烧器 FB-120A/B 在 F-100 前端径向安装。它将废酸通过雾化空气雾化后以非常细的雾滴喷入到燃烧室内，在炉内形成漩涡状气流，易燃性的混合气体进入火焰区，经燃烧反应后形成了温度约 1000℃的工艺气体。

在 F-100 第一区域中，所有的含硫物质及有机物均被氧化，此外所有含碳的物质被氧化成 CO₂。热的工艺气在 E-110、E-120、E-200 中分三次逐步被冷却；导热盐移走反应热，将部分热量用于在第二反应器 R-400 中加热工艺气。

炉内区域划分包含以下几部分：

区域 1：圆柱形垂直部分（燃烧反应及酸热分解）。

区域 2：横向连接部分（含有两面挡火墙的通道）或者称作气流变向区域，将工艺气流先从垂直方向转变至水平方向后再转为垂直方向。

区域 3：垂直矩形部分，包含：换热器除垢单元（冲击波清洗系统）、导热盐光管换热器 E-110 和 E-120。

通过设计炉内反应区域的形状，以形成混乱气流，在 1000℃的区域内工艺气能够停留约 3 秒钟左右。

在 F-100 第一区域中，所有的含硫物质及有机物均被氧化，此外所有含碳的物质被氧化成 CO₂。热的工艺气在 E-110、E-120、E-200 中分三次逐步被冷却；导热盐移走反应热，将部分热量用于在第二反应器 R-400 中加热工艺气；约 500℃的工艺气离开燃烧炉后进入高温陶瓷过滤器单元。

（2）高温陶瓷过滤单元

在高温过滤单元，工艺气在进入催化剂床层前，所含的所有灰尘杂质均要被清除，以避免对催化剂产生破坏。在 500℃ 温度下去除气体中杂质，高温陶瓷纤维过滤器（HGF）是较好的选择，在过滤过程中不产生废污泥，且设备维护较为容易。

5 个筒状过滤设备并列摆放，其最大运行温度为 550℃。在正常运行时，始终保持一台高温过滤器处于再生模式，其他台保持过滤模式。

燃烧炉来的 450~550℃ 的热工艺气经过并列设置的过滤器滤芯；在过滤时，由于风机 K-200 不断抽气使得滤芯内部处于负压状态，工艺气经滤芯表面进入滤芯内。

高温陶瓷过滤单元使用脉冲清洁再生技术。吹扫气使用的是压力约为 0.6MPa 的氮气。过滤器在清洁再生模式下自动按序间隔运行；另外操作员也可以根据滤芯过滤效果手动决定清洗再生的顺序。

过滤器在使用一段时间后灰尘积在滤棒表面，滤棒可能堵塞，通过高速喷吹阀的脉冲（喷吹时间~100 毫秒）和氮气（0.6MPa）将灰层从滤棒表面震掉。喷吹的介质被存储直到下次喷吹。

灰尘震落下后并且用螺旋输送机输送到集灰系统中（在酸性气模式下打开），灰渣尘饼通过两个蝶阀进入到集灰罐中。

当一台高温过滤器切出检修时，其他台将保持运行，以确保过滤出所有的颗粒物杂质。当一台过滤器损坏时，催化剂床层前的应急过滤层将过滤颗粒物杂质，避免催化剂床层堵塞。在过滤器再生期间，进出口阀门均关闭，通入空气用以冷却高温过滤器。

（3）转化反应单元（R-200/R-400）

过滤后的干净的工艺气经风机 K-200 后进入装有三床催化剂的第一反应器 R-200 中。在进入催化剂床层前，工艺气流经过蜂窝状陶瓷块后均匀流至催化剂床层。

在 R-200 内，95% 的二氧化硫能够被转化为三氧化硫。SO₃ 经水合作用产生气态硫酸。水合反应是动态平衡状态，当温度较高时不利于三氧化硫转化，当温度低于 300℃ 时趋向于气态硫酸向液态硫酸转化。

催化剂床 RH-210A 上装有 P&P 的蜂窝状铂金催化剂，之后的催化剂床层（RH-210B、RH-230、RH-250）装填五氧化二钒催化剂。

在催化剂床间装有翅片管热交换器（E-220、E-240、E-260）用以层间降温 and 提取反应热，进行热回收利用。

经过第一床层催化剂反应后，约 35%的二氧化硫被氧化，此时三氧化硫水合反应几乎没有。工艺气再经导热盐换热器 E-220 冷却降温。此后气体流经第二床层催化剂，约 40%的二氧化硫被氧化，水合反应依旧几乎没有；工艺气经导热盐换热器 E-240 冷却降温后，再至第三床催化剂催化氧化。在第三床催化剂中，约有 25%的二氧化硫被氧化成三氧化硫。

在第二反应器 R-400 中，安装了除去氮氧化物的选择性脱硝催化剂（SCR）以及二氧化硫氧化催化剂。

还原剂（氨水）与一股预热后的空气混合后被喷入到工艺气中，氨水在脱硝催化剂（RH-430A 中）作用下与氮氧化物（燃烧炉内反应副产物）反应生成氮气与水。

催化剂床层 RH-430B 及 RH-430C 分别装有铂金催化剂及钒催化剂，共同将剩余的二氧化硫转化为三氧化硫。

第二反应器的反应曲线与一级反应器是不同的，低浓度的二氧化硫与高转化率是相关的，与第一反应器比较，由于二氧化硫含量较低，床层温升明显低于第一反应器的温升。这样一级和二级反应器综合转化率将超过 99.9%。

（4）冷凝吸收单元（C-300/C-500）

在反应器 R-200/400 后，工艺气进入第一/二冷凝器 C-300/500 中。两个冷凝器由特殊的玻璃管换热器 E-310/320/330 及 E-510/520/530 组成。

在玻璃管换热器的壳程，硫酸被冷凝自流到酸中间储罐 D-700 中，之后经循环冷却后的酸泵送到用户酸储罐中。通过热交换器，冷凝器内的工艺气温度均被冷却到 75℃左右。通过 E-330/530 后，工艺气中未被冷凝下来的酸雾，将在高效静电除雾器 SR-350/550 中去除。静电除雾器中收集的酸通过重力流回到冷凝器 C-300/500 中，逐级升温浓缩，最终收集到酸系统中。

湿法静电除雾器（WESP）由聚丙烯材料制成，垂直流动的工艺气在进入之前需冷却至 75℃左右，之后酸雾被有效地从工艺气中除去。静电除雾器 SR-550

包含导电管束及管中心垂直安装的金属电极。在金属电极和管壁之间通入高压电，进入除雾器中的酸雾被电离形成负电荷颗粒，通过电场作用吸送到正极管壁上。所有的酸滴都被送到管壁上，结合成大的液滴，自重沿着管壁流至冷凝器。工艺气经过静电除雾器处理后，基本不含酸雾。

（5）尾气处理吸收单元

处理过后的工艺气被送到活性炭反应器 R-590 中，工艺气中残留的污染物将在低温活性炭催化剂（LTCC）中被吸收。工艺气缓慢通过活性炭床，残留的微量 SO₂ 最终集聚于碳的微孔中的表面上而被氧化，经过水洗后形成弱酸。该工艺可以回收到大约 5-10%的稀酸收集于 D-591 中。

产生的稀酸被用作冷凝器 C-300 及 C-500 的喷淋酸，稀酸被浓缩循环利用。

活性炭床层被分作几个区域，每一个区域对应一股喷水流程；每个喷嘴按序周期性的循环动作，以将催化剂床层压降降至最低。喷淋水选用除盐水，水管线由不锈钢材料制作，以避免水中过多杂质将催化剂微孔堵塞；在冬季，需对水管线进行伴热，以避免管线及阀门冻结，否则会缩减催化剂使用寿命。

活性炭通过在反应器内加注干净的除盐水浸泡而得以再生。采用该系统的最大优点是没有采用其它尾气处理而产生的额外需要进一步处理的废水废液，同时催化剂再生不需要移出反应器进行，再生成本低。干净的气体最终可以通过烟囱直接排放到大气中。

（6）热量回收处理单元

高温导热盐用作系统内换热媒介，是 KNO₃、NaNO₃、NaNO₂ 的混合物；其具有多重作用，如转移反应热、控制反应器内 SO₂ 向 SO₃ 转变的最佳温度、调节控制冷凝器进气温度和加热锅炉水产生蒸汽。

导热盐通过盐泵 P-600A/B 送至各翅片管换热器，输送压力由泵的转速调节控制。所有导热盐管线在蒸汽发生器 E-820 前汇集，过多的热量用在换热器 E-820 中加热 E-800 产生的饱和蒸汽；导热盐流出 E-820 后，再至蒸汽发生器 E-800，锅炉水闪蒸吸热，导热盐温度降低；从 E-800 流出的导热盐通过重力自动回流至盐罐中。

（7）产品酸单元

从 C-300 和 C-500 收集的硫酸的温度大约为 220-250℃，冷凝器流下来的热

酸流量约为 1-1.5 m³/h, 通过与循环酸泵 P-710A/B 入口酸(约 40-50 m³/h)混合, 再输送至换热器 E-700A/B 得以冷却, 温度一般控制在 40℃ 以下; 换热器前配有过滤器, 过滤出酸中的杂质以避免换热器堵塞。最终产生的浓硫酸经产品泵 P-710A/B 输送, 较大部分送至装置罐区, 另一部分送至 C-300、C-500 底部作为喷淋吸收酸使用, 浓硫酸进入冷凝器底部, 可以冷却工艺气, 同时还可将硫酸增浓(如在装置首次开车初期, 硫酸浓度低于 95% 时)。

三、“三废”排放及治理情况

本项目设计以清洁生产为原则, 采用先进的生产工艺和成熟的环保处理技术, 确保装置建成后所有污染物达标排放, 将项目对环境的影响减至最小。

1、废水

1) 含盐废水: 废水产生量 10.74 万吨/年, 主要污染物为 pH、COD、SS、石油类、氨氮、硫酸盐。该股废水经中和池中和预处理后, 送扬子石化公司净一/二污水处理厂。

2) 设备清洗废水: 设备清洗废水产生量 0.084 万吨/年, 主要污染物为 pH、COD、SS、石油类、氨氮、硫酸盐。该股废水经中和池中和预处理后, 送扬子石化公司净一/二污水处理厂。

3) 地面冲洗废水: 用水对装置区地面进行冲洗时产生的地面冲洗水, 废水产生量 0.084 万吨/年, 主要污染物为 pH、COD、SS、石油类、氨氮、硫酸盐。该股废水经中和池中和预处理后, 送扬子石化公司净一/二污水处理厂。

4) 初期雨水: 初期雨水根据与雨水量和地域, 雨水量采用南京地区暴雨强度公式计算。算得初期雨水产生量约 0.37 万吨/年, 主要 pH、COD、SS、石油类、氨氮、硫酸盐。该股废水经中和池中和预处理后, 送扬子石化公司净一/二污水处理厂。

清净下水和后期雨水经收集后排入炼油厂清净下水系统, 经公司 3# 外排口外排。

生活污水收集后送公司生活污水管网统一处理。

2、废气

本装置废气污染源主要包括待生酸焚烧尾气; 系统排放的火炬气经新建的地面火炬处理后, 尾气排放至大气; 烷基化油储罐呼吸废气; 硫酸储罐酸雾洗涤后的排放气。

废酸再生焚烧裂解炉采用燃料气作燃料，烟气经两级转化、吸收后生产 98%浓硫酸，尾气经除尘、SCR 脱硝、活性炭脱硫净化处理，尾气达标后由从~40 米高排气筒高空排入大气。SO₂、NO_x、硫酸雾设计均能分别低于 50、50、5 mg/m³。

正常情况下，本装置产生火炬气主要来自排酸罐脱烃以及废水脱烃罐脱除的油气，其中，排酸罐脱除的油气需碱洗后上火炬气总管，装置产生的火炬气主要为轻烃介质，火炬气送至新建的地面火炬设施处理，低压火炬全量 100%无烟燃烧，无烟燃烧时的林格曼黑度小于 1。

本装置罐区新建的 2 个烷基化油产品罐采用高效密封的内浮顶罐，存在呼吸及工作损失废气，污染物为非甲烷总烃，排放能够满足环保要求。

新建的三个硫酸储罐均设有充氮气系统和放空系统，以维持罐内微正压，所有硫酸储罐放空气主要是氮气。其中新酸罐排放介质主要是氮气和氢气；废酸罐除了氮气、氢气、还有 SO₂、气态烃等。硫酸罐放空气经酸雾洗涤罐洗涤再经活性炭吸附罐吸附其中的烃类，产生的清洁气体放空至大气。

3、固废

本项目生产中排放的固体废物主要是废催化剂和过滤灰渣，委托有资质单位处置，即产即清，不在厂内过久存贮。

4、噪声

本项目主要声源设备为大功率机泵、压缩机、空冷器及气（汽）体放空口。采购时采取选用低噪声设备、设置消声罩，使得本装置生产噪声对环境的影响符合《工业企业厂界环境噪声排放标准》要求。此外，装置噪声源控制在厂界内，远离居民区，不会产生噪声扰民现象。

5、放射源

本项目不使用放射源。

四、对周围环境影响

本项目采用成熟可靠的工艺技术，严格按照设计和操作规范进行设计和施工。运行工艺成熟，三废排放规范。事故应急处理措施得力，同时本项目产生的“三废”均能得到有效治理，对周围环境无不良影响。

五、开车前环保管理工作

1、化工厂成立试车组织机构，设有安全环保组，并编制了总体试车方案；同时装置成立开工领导小组，全面落实开工过程中各项环保措施的执行。

2、开车前做好开工方案、操作规程、工艺技术规范、安全技术规程、应急预案的编制工作，落实环保措施，特别是对管线吹扫、置换、清洗时产生的污水，严格清污分流，杜绝乱排乱放。

3、加强开车前职工技能的培训和开工方案、操作规程、工艺技术规范、安全技术规程、应急预案的学习，加大环境保护的宣传力度。操作人员经过 HSSE 及工艺技术培训并考核合格，持上岗合格证和安全作业证上岗。确保开工过程中环保事故为零。

4、开车时要求所有设备、管线的导淋、排污必须关闭，防止物料跑损，造成污染。

5、清洗设备、管线要节约用水，减少污水排放，禁止集中排放，造成污水外溢。

6、落实好“三废”监控点，做好监测工作。日常环保监测工作主要由质检中心化工化验室和公司安全环保处环保监测站承担，质检中心化工化验室业务上接受安全环保处环保监测站的指导和考核，按提出的监测内容对污染物排放进行监测分析。

扬子石化化工厂

2019年10月12日