

附件 3

江苏省固体（危险）废物 跨省（市）转移实施方案

申请单位：中国石化扬子石油化工有限公司（公章）

填报日期：2026 年 4 月 1 日

江苏省环境保护厅制

申请者声明

我代表申请单位郑重承诺：本实施方案所填资料是完整的和真实的。转移的危险废物名称、类别、代码、数量与实际相符。危险废物接收单位具备相应的处置利用能力和污染防治措施。委托有资质单位进行运输并按照制定的运输路线运输，保证转移的废物均到达接收单位进行安全处置处理，对转移过程中可能产生的环境风险提出合理的控制措施，实行跨省（市）转移网上报告，承担转移全过程监控责任。

法人代表签字：



2016 年 4 月 1 日

第一部分：拟转移废物基本情况

表 1 废物产生情况

废物产生企业概况（企业投产时间、主要经营范围及规模）

扬子石化公司位于南京市江北新区，其前身是成立于 1983 年 9 月的扬子石油化工公司。扬子石化公司承担着供应中国经济最发达的地区之一江苏省和南京地区成品油和石化产品市场的重任，经过 30 年的发展，已经成为拥有 1250 万吨/年炼油能力、82 万吨/年乙烯、140 万吨/年芳烃的特大型石油化工企业，产品涵盖塑料、聚酯原料、橡胶原料、基本有机化工原料、成品油等五大类产品。

1、1#加氢裂化装置：

1#加氢裂化装置 100 单元是美国联合油公司的专利技术，原设计采用两段全循环工艺流程，以胜利轻质原油的减压柴油（VGO）、轻柴油（LCGO）和重柴油（HCGO）的混合油为原料，使之 100%地转化为终馏点 $<177^{\circ}\text{C}$ （ASTM D86）的重石脑油和更轻质的产品，为铂重整装置提供原料。

装置于 1990 年 2 月建成投产，1992 年各项指标均达到设计指标。于 1993 年进行扩建改造，将原设计 120 万吨/年处理能力扩大到 200 万吨/年；将原两段全循环裂化工艺流程改为两个系列一次通过工艺流程，分馏系统增设第二馏分油分离塔，生产航煤基础油和加氢裂化尾油，1993 年底建成投运。1999 年 9 月再次对装置进行改造，增设了柴油设施，装置设计操作时间为 8064 小时/年，操作负荷范围 55-105%。为适应处理高含硫原料的要求，2012 年装置增设了循环氢脱硫系统。2017 年 6 月对 II 系列高压空冷进行改造，由原 6 台空冷缩减至 4 台空冷，空冷入口流体进行对称分布。2017 年 6 月为提升注水稳定性，增设高压离心注水泵 1 台。2022 年为满足装置合法合规运行要求，原料泵、酸水系统进行防窜压改造，加热炉系统进行连锁保护完善和低氮燃烧器改造。

2、2#加氢裂化装置：

200 万吨/年 2#高压加氢裂化装置是扬子石化公司油品质量升级及原油劣质化改造工程的主体装置之一，也是扬子石化实现炼化一体化的关键装置，使用大连石油化工研究院（FRIPP）开发的专利技术，由广州（原洛阳）工程公司（LPEC）提供工程总设计。

装置采用单段串联一次通过加氢裂化工艺技术，设置加氢精制和加氢裂化两个反应器，使用 FRIPP 研制的新型加氢精制/裂化催化剂。装置设计处理的原料油为 2#常减压装置的减三线油、3#常减压装置的减二和减三线油、2#延迟焦化轻蜡油（或催化裂化粗柴油）的混合油。主要产品为重石脑油和加氢裂化尾油，同时副产干气、液化气、轻石脑油、航煤和柴油。轻石脑油作为乙烯料送往烯烃部（2015 年根据公司物料安排，作为公司汽油调和组分）；重石脑油作为催化重整装置原料，送往 2#重整装置或罐区；航煤送往航煤罐区；柴油作为柴油调和组分送往罐区；加氢裂化尾油作为乙烯装置原料送往尾油罐区；液化气送往烯烃部作乙烯料（2015 年根据公司物料安排送 1#加氢裂化正异构分离）；含硫低分气送往产品精制装置脱硫后回收氢气；含硫干气送至轻烃回收装置脱硫并回收液化气。2016 年装置进行了 5#工业白油开发，增设了白油送贮运部流程。装置设计年操作时数 8400 小时，操作弹性

60~110%，占地面积 24150 平方米（长 210 米，宽 115 米），总投资 8.91 亿元。

3、制氢装置：

制氢装置 1000 单元设计成 A/B 两条独立生产系列，以提高装置运行的安全可靠，每个系列包括加氢精制脱氯脱硫、转化、高变及 PSA 部分，于 1990 年 1 月建成投料开车。制氢装置约提供加氢裂化装置需要氢气量的二分之一，并维持联合装置的氢平衡，同时为公司其它用氢装置提供合格的氢气。转化部分采用德国 LURGI 公司的技术专利，变压吸附提纯部分采用美国联合油（UOP）公司的技术专利，2001 年变压吸附提纯部分采用西南化工研究所技术专利进行改造，PSA300/400 氢气回收率由原设计的 85%提高到 89%，年操作时间按 8064 小时计算，产氢设计生产能力由原设计的 5.2 万吨/年提高到 5.406 万吨/年，氢气纯度高于 99.9%。制氢原料为加氢裂化产生的轻石脑油或液化气，2004 年改造成能加工天然气的工艺流程。

4、2#硫回收装置

14 万吨/年硫磺回收装置是扬子石油化工股份有限公司油品质量升级及原油劣质化改造项目工程中的环保装置，中国石化南京工程公司总承包（EPC）。装置由 14 万吨/年硫磺回收装置、500 吨/小时溶剂再生装置、200 吨/小时酸水汽提装置组成，位于芳烃部北侧，装置占地面积 22800 平方米，总投资 4.1 亿元。

硫磺回收装置采用“两头一尾”工艺，即相同的双系列克劳斯（Claus）制硫及液硫脱气单元、单系列尾气处理单元（RAR）、尾气焚烧单元及 314 液硫液氨装车单元五部分；其中单系列 Claus 制硫单元的设计规模为生产硫磺 7 万吨/年，操作弹性为 60-120%；尾气处理、尾气焚烧单元设计规模为 14 万吨/年，操作弹性为 30-120%；设计排空烟气中 SO₂ 浓度 ≤ 200 mg/Nm³、NO_x ≤ 50 mg/Nm³，满足长三角地区烟气排放标准。

2017 年 7 月按照《石油炼制工业污染物排放标准》（GB31570-2015）的要求，硫磺回收装置新增一套烟气净化单元。借鉴烟气脱硫的工艺，对焚烧炉后的烟气进行碱吸收，即在烟气进烟囱前增设碱洗设施，通过化学吸收的方法以保证最终排放尾气 SO₂ 含量不大于 80 mg/Nm³（排放标准限值为不大于 100 mg/Nm³）。

500 吨/小时溶剂再生装置采用集中汽提再生上游气体脱硫装置的混合富液，再生后的贫液返回上游气体脱硫装置循环使用；设计规模为处理富液 500 吨/小时，操作弹性 60-120%。200 吨/小时酸水汽提装置采用单塔加压侧线抽氨汽提工艺，液氨浓度为 99%，操作弹性 60-120%。液氨既可送电厂烟气脱硫装置、一氧化碳装置，二甲苯 600#/800#脱硝装置，装置自用，也可装车出厂。装置设计年运行时间 8400 小时；配置了液硫、液氨装车平台及汽车计量衡。

5、1#渣油加氢

200 万吨/年渣油加氢装置采用抚顺石油化工研究院开发的 S-RHT（渣油加氢处理）工艺技术及 FZC 系列渣油加氢催化剂，根据其提供的基础数据工艺包进行设计，反应部分采用热高分工艺流程，分馏部

分采用汽提塔+分馏塔流程。装置由中石化洛阳工程有限公司设计，中国石化第四建设公司承建，2014年8月建成投产，装置投资概算10.6亿元。装置以2#常减压装置的减压渣油、3#常减压装置的减压渣油、直馏重蜡油以及2#焦化装置的焦化重蜡油、催化装置的一中油和脱固油浆、油品装置的开工蜡油为原料，经过催化加氢反应，脱除硫、氮、金属等杂质，降低残炭含量，为2#和3#催化裂化装置提供优质的低硫原料，同时副产部分柴油和少量石脑油。

6、汽柴油加氢装置

370万吨/年汽柴油加氢精制装置采用抚顺石油化工研究院开发的汽柴油加氢精制技术，由洛阳石油化工工程公司设计。装置以2#常减压装置直馏煤油、直馏柴油、3#常减压装置直馏煤油、直馏柴油、2#延迟焦化装置焦化汽油、焦化柴油、2#催化裂化装置柴油、3#催化裂化装置柴油、1#渣油加氢装置石脑油、2#渣油加氢装置石脑油、柴油、粗MTBE为原料，经过催化加氢反应，脱除硫、氮等杂质，生产石脑油、国六或者出口柴油，石脑油作为乙烯或重整原料，低分气送至催化产品精制，塔顶含硫气体送至轻烃回收装置处理。100万吨/年中压加氢裂化于2012年8月改造为120万吨/年柴油精制装置。2014年3月120万吨/年柴油加氢精制装置停工改造为370万吨/年汽柴油加氢精制装置，装置由五公司承建，于10月15日中交，11月25日一次投料开工正常。

7、2#航煤加氢装置

80万吨/年航煤加氢装置是扬子石油化工有限公司1250万吨/年炼油改造工程之一，根据中国石化扬子石化有限公司油品质量升级及原油劣质化改造项目总流程安排，该装置在原50万吨/年焦化全馏分加氢装置基础上改造，由中石化洛阳工程有限公司设计，采用抚顺石油化工研究院和洛阳石化工程公司的航煤加氢工艺和工程技术，以两套常减压装置直馏煤油为原料，生产满足《3#喷气燃料》GB6537标准的航煤产品，副产少量石脑油和含硫气体。装置于2014年10月27日建成中交，2014年11月28日开车投料一次成功。

装置设计规模：80万吨/年；

装置年开工时数：8400小时；

操作弹性：60~110%；

装置占地面积：20000m²。

8、S Zorb 装置

S Zorb是由康菲(ConocoPhillips / COP)公司开发的用于催化汽油脱硫的生产工艺，能够大幅度降低汽油的硫含量而最大限度地保留其辛烷值。该技术采用专用吸附剂，在临氢工况下通过吸附反应工艺原理，可在辛烷值损失较小的情况下使汽油产品的硫含量降低到小于10ppm。2007年中国石化从康菲公司整体收购了S Zorb专利技术，对该专利技术具有完全所有权。1#S Zorb装置由2013年初开始建设，2013年11月进入三查四定及开车阶段，2013年12月10日装置一次开车成功顺利产出合格产品。装置公称规模为90万吨/年，年开工8400小时，操作弹性为60%~110%。装置占地南北方向长85米，

东西方向宽 55 米，总计 4675 平方米。装置主要由进料与脱硫反应、吸附剂再生、吸附剂循环和产品稳定四个部分组成。本装置加工原料为催化装置的稳定汽油，主要产品为低硫精制汽油，副产少量的燃料气。

9、裂解汽油加氢装置

1#裂解汽油加氢装置原设计处理 200kt/a 裂解汽油，采用美国鲁姆斯公司专利技术，由日本东洋工程公司进行工程设计，全套设备由日本引进，主要产品加氢汽油 148kt/a，副产品 C5 馏分为 35.2kt/a，C9+馏分 22.2kt/a。1995 年扩容改造后，装置处理能力达 288kt/a 裂解汽油，各主副产品产量亦有大幅提高。

2#裂解汽油加氢装置为 650kt/a 乙烯改造的配套改造部分，由上海医药设计院承担设计。装置年设计处理 200kt/a 裂解汽油，主要产品加氢汽油产品 136.8 kt/a，副产品 C5+馏分为 35.7 kt/a，C9+馏分 27.8 kt/a。

10、煤制气装置

扬子石油化工有限公司日投煤量1000吨的“SE-东方炉”粉煤气化示范装置(以下简称煤制气装置)，是中国石化集团在国内首次采用“单喷嘴冷壁式粉煤加压气化技术”建设的工业化示范装置，装置于2012年6月21日开工建设，装置总面积84520平方米，装置总概算核定为127107.24万元，2013年10月30日建成中交，2014年1月投产。煤制气装置工艺技术重点在于煤气化技术及主要配套净化工艺，单台炉设计日处理原煤1000 吨，VPSA产氢气66800标准m³/h。

产品及产废情况

1#加氢裂化装置产品情况			产生危险废物情况	
产品名称	主要成分化学名	年产量(吨)	废物名称	年产生量(吨)
干气	氢气、甲烷、乙烷、 乙烯	61100	含有色金属废催化剂	约 250 吨
液化气	丙烷、丁烷	液化	加氢裂化废催化剂	约 130 吨
轻石脑油	轻石脑油	106600		
重石脑油	重石脑油	622400		
航煤基础油	航煤基础油	409700		
柴油	柴油	100000		
尾油	尾油	272500		
2#加氢裂化装置产品情况			产生危险废物情况	
产品名称	主要成分化学名	年产量(吨)	废物名称	年产生量(吨)
干气	氢气、甲烷、乙烷、 乙烯	59300	含有色金属废催化剂	约 200 吨

液化	丙烷、丁烷	60400	加氢裂化废催化剂	约 120 吨
轻石脑油	轻石脑油	120100		
重石脑油	重石脑油	673400		
航煤基础油	航煤基础油	260800		
柴油	柴油	508200		
尾油	尾油	334800		
制氢装置产品情况			产生危险废物情况	
产品名称	主要成分化学名	年产量 (吨)	废物名称	年产生量 (吨)
氢气	氢气	54060	含有色金属废催化剂	约 100 吨
废气	甲烷、二氧化碳	394130		
2#硫回收装置产品情况			产生危险废物情况	
产品名称	主要成分化学名	年产量 (吨)	废物名称	年产生量 (吨)
硫磺	硫磺	147826.60	含有色金属废催化剂	约 50 吨
液氨	液氨	34000		
1#渣油加氢装置产品情况			产生危险废物情况	
产品名称	主要成分化学名	年产量 (吨)	废物名称	年产生量 (吨)
干气	氢气、甲烷、乙烷、 乙烯	10500	含有色金属废催化剂	约 1900 吨
富气	氢气、甲烷、乙烷、 乙烯、丙烷、丙烯、 丁烷、丁烯	13100		
石脑油	石脑油	43700		
柴油	柴油	168400		
渣油	渣油	1702800		
汽柴油加氢装置产品情况			产生危险废物情况	
产品名称	主要成分化学名	年产量 (吨)	废物名称	年产生量 (吨)
干气	氢气、甲烷、乙烷、 乙烯	10969	含有色金属废催化剂	约 300 吨
富气	氢气、甲烷、乙烷、 乙烯、丙烷、丙烯、 丁烷、丁烯	21614		
酸性气	硫化氢	31118		
石脑油	石脑油	196856		

柴油	柴油	1374868		
2#航煤加氢装置产品情况			产生危险废物情况	
产品名称	主要成分化学名	年产量(吨)	废物名称	年产生量(吨)
含硫干气	氢气、甲烷、硫化氢等	4800	含有色金属废催化剂	约100吨
石脑油	石脑油	16500		
航煤	航煤	78140		
S Zorb 装置产品情况			产生危险废物情况	
产品名称	主要成分化学名	年产量(吨)	废物名称	年产生量(吨)
精制汽油	C5-C12 烃类	891600	含有色金属废催化剂	约200吨
燃料气	丙烷、丙烯、丁烷、丁烯	10900		
裂解汽油加氢装置产品情况			产生危险废物情况	
产品名称	主要成分化学名	年产量(吨)	废物名称	年产生量(吨)
加氢汽油	加氢汽油	284800	含有色金属废催化剂	约100吨
碳五	碳五	70900		
碳九	碳九	50000		
煤制气装置产品情况			产生危险废物情况	
产品名称	主要成分化学名	年产量(吨)	废物名称	年产生量(吨)
氢气	氢气	47508	废钴钼催化剂	约150吨

表 2 与申请转移废物相关的生产工艺

1、1#加氢裂化装置：

加氢裂化单元主要由四部分组成，即反应部分、补充氢部分、循环氢脱硫部分和分馏部分，其中反应部分由两个系列组成。

反应部分：一系列加氢裂化由三台串联的反应器及相应的换热系统组成，来自罐区的二股新鲜原料混合后经一系列过滤器后进入脱水罐，脱水后进入新鲜进料缓冲罐，缓冲罐用燃料气气封。缓冲罐中的新鲜原料，用新鲜进料泵升压后送入反应系统。经新鲜进料泵送出的新鲜进料，依次与二系列反应器流出物，一系列反应器流出物进行热交换后，与经过循环氢加热炉加热的一系列循环氢混合后，达到要求的温度从顶部进入串联的两台精制反应器。在正常操作期间，适时调节反应器床层平均温度，保持反应器流出物的总氮含量不大于 40×10^{-6} (wt)。精制反应的流出物通过用冷氢控制温度进入裂化反应器，在裂化催化剂床层发生加氢裂化反应，使新鲜进料 60%的转化为终馏点 260℃和更轻组成的加氢裂化生

成油。各裂化床层的反应温度靠注入急冷氢控制。反应器流出物经过高压换热器换热后，再经过空冷器和水冷器进一步冷却，然后进入高压分离器。

来自罐区的新鲜原料混合后经二系列新鲜进料过滤器，进入脱水罐，脱水后的新鲜进料经与航煤换热器和尾油换热器预热（生产柴油时是柴油换热器），进入二系列新鲜进料缓冲罐，该罐使用氢气进口缓冲罐的氢气进行气封。二系列新鲜进料缓冲罐中的新鲜原料，用新鲜进料泵升压后送入反应系统。经进料泵送出的新鲜物料与二系列反应流出物进行热交换后，与经过循环氢加热炉加热的二系列循环氢混合，达到要求的温度后，进入二系列精制反应器。通过调节该反应器的反应温度来控制流出物总氮含量不大于 40×10^{-6} (wt)。精制反应器的流出物直接进入加氢裂化反应器。裂化反应器的入口温度和床层温度都是通过注入急冷氢来控制的，控制方式与一系列相同。经换热后的反应器流出物，再经过空冷器和水冷器的冷却，进入高压分离器。

两个系列的反应流出物进入高压分离器后进行气油水三相分离。气相进入循环氢脱硫塔脱除硫化氢后进入压缩机；油相一部分经液力透平回收能量后去低压分离器，另一部分由控制阀控制减压后直接进入低压分离器；水相在界面控制阀控制下进入脱水罐，经过油水分离后酸水送硫回收单元处理。

补充氢部分：补充氢部分由两台新氢压缩机和三台补充氢压缩机组成。从 1000 单元、1500 单元、700 单元、500 单元以及烯烃部来的氢气进入缓冲罐后，经压缩机增压。增压后的氢气与 300 单元来的副产氢一同进入缓冲罐，然后由补充氢压缩机两级压缩，升压至要求的压力后进入高压分离器。

循环氢脱硫部分：自高压分离器来的高分气经循环氢脱硫塔入口分液罐分液后进入循环氢脱硫塔脱除硫化氢，然后经过循环氢脱硫塔顶破沫网分液，分液后的循环氢去循环氢压缩机。循环氢脱硫采用的 N-甲基二乙醇胺溶剂自溶剂再生单元胺液泵送入本装置，经贫液缓冲罐缓冲后，由贫胺液增压泵升压后进入循环氢脱硫塔，贫液与循环氢在塔内逆向接触，完成脱硫过程，循环氢脱硫塔底的富胺液经减压后去溶剂再生单元富液闪蒸罐。

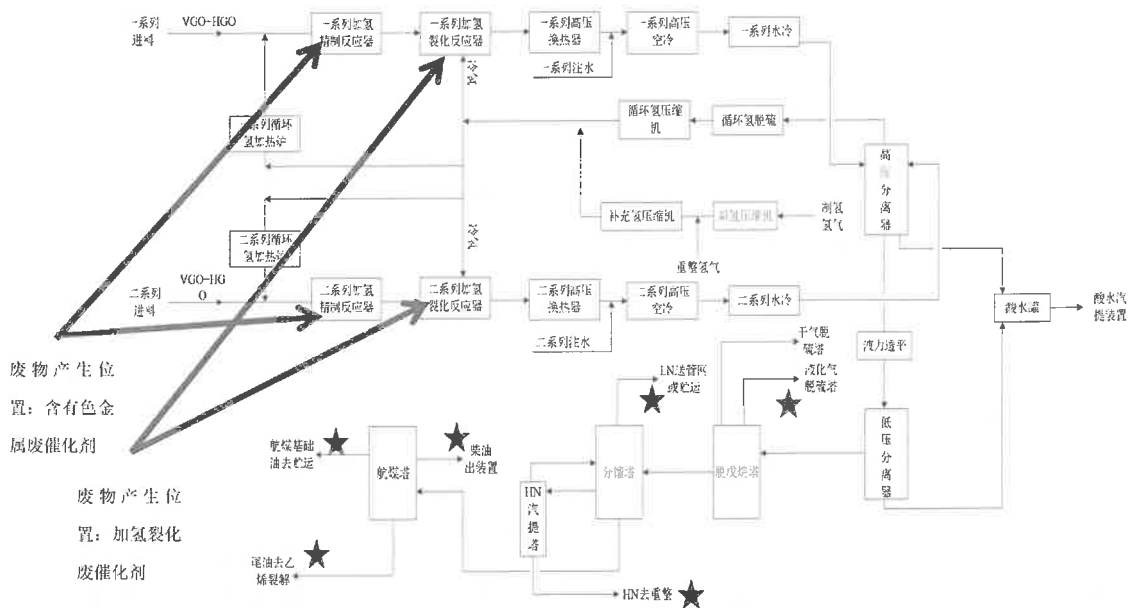
分馏部分：低压分离器顶部气相排至 950 单元，至分馏系统的加氢裂化生成油经分别与一、二系列反应流出物换热进入脱戊烷塔，塔顶气相经空冷器、水冷器冷凝后进入塔顶回流罐，闪蒸出的气体排至 950 单元，液体经塔顶回流泵升压后，部分作为塔顶回流返回顶部；部分送至 950 单元。塔釜冷室物料经泵升压后，部分作为重石脑油塔再沸器的热源再经换热器换热后与反应流出物换热后返回脱戊烷塔底热室；部分直接经换热器与反应流出物换热后返回脱戊烷塔底热室。塔底再沸炉进料由脱戊烷塔底部热室抽出，经泵升压后，再经脱戊烷塔再沸炉加热后返回脱戊烷塔底热室。

脱戊烷塔底热室油经塔底液面控制进入第一分馏塔，塔顶气经分馏塔冷凝器、后冷器冷却进入塔顶回流罐。罐内液体一部分作为塔顶回流经塔顶回流泵增压后返回塔顶；另一部分作为轻石脑油产品经泵增压，再经后冷器冷却，在液位调节阀控制下直接送罐区或与 900 单元来的轻石脑油混合送出装置。原来送往 1000# 管线现作为 MaxEne 装置轻石脑油的外送流程使用。

第一分馏塔侧线第 26 层塔盘抽出重石脑油到重石脑油汽提塔。经汽提后的塔底重石脑油经泵增

压，经空冷冷却送 200/300 单元，多余物料经空冷器和水冷器冷却后送往储罐贮存。气相返回塔第 25 层塔盘。塔底由再沸炉供热，再沸炉进料自塔底抽出由泵增压后，经加热炉加热后返回塔底部。塔底油经泵增压后进入第二分馏塔（或通过尾油流程直接外送）。

第二分馏塔负压塔，塔顶气相经水冷器冷却后进入气液分离罐进行气相分离，其气相由水环式真空泵或干式真空泵抽出，一部分直接排放或并入火炬系统，另一部分在压力调节下返回（或用氮气）控制塔压。航煤从塔上部集油槽由抽出换热后，再进入空冷器冷却，冷却后的航煤部分返回塔顶作为回流，另一部分经水冷器冷却后作为航煤基础油送出装置。第 10 塔盘的柴油组分，由泵抽出后先与二系列新鲜原料油换热，再与一系列原料油换热后进入空冷器冷却，冷却后的柴油在流量控制下送出装置。塔热量由再沸炉提供，再沸炉进料由塔底抽出经泵增压，加热后返回塔底；或先作为重石脑油气提塔塔底重沸器的热源，然后进入加热炉后返回塔底。塔底尾油产品由尾油泵抽出后，与二系列原料油换热，再送至碳四分离塔作为热源，最后经空冷器冷却后送出装置供烯烃部作裂解原料



2、2#加氢裂化装置：

2#加氢裂化主要由三部分组成，即反应部分、补充氢部分和分馏部分。

反应部分：自装置外来的原料油进入滤前原料油缓冲罐，经原料油增压泵升压、原料油过滤器除去其中大于 25 μm 的颗粒，进入由燃料气（氮气）气封的原料油缓冲罐。自原料油缓冲罐出来的原料油经加氢进料泵升压至 17.42MPa，依次经反应流出物/冷原料油换热器、反应流出物/热原料油换热器换热，与加热后的混合氢混合作为反应进料进入加氢精制反应器进行加氢脱硫、脱氮等反应，流出物再进入加氢裂化反应器进行加氢裂化反应。裂化反应流出物依次经过多台高压换热器（原料油、补充氢）换热至 240℃ 后进入热高压分离器进行油、气分离。分离出的热高分气体经热高分气/冷低分油换热器、热高分气/混合氢换热器换热后进热高分气空冷器冷却至 50℃ 进入冷高压分离器进行油、水、气三相分离；热高分液在液位控制下经过原料油泵所带的液力透平回收能量后进入热低压分离器。为防止热高分气在冷

却过程中析出铵盐堵塞管路和设备，通过注水泵将除氧水注入高压空冷上游管线。冷高分出来的气体经循环氢脱硫塔入口分液罐脱除高分气中夹带的烃类后进入循环氢脱硫塔脱硫，脱硫后的冷高分气由循环氢压缩机入口分液罐分液再进入循环氢压缩机升压后分成两路，一路作为急冷氢去反应器控制反应器各床层温度，另一路与来自新氢压缩机出口的新氢混合成为混合氢；循环气脱硫塔底富液在液位控制下降压送至富胺液闪蒸罐脱气；冷高分出来的油相与冷却后的热低分气体一并进入冷低压分离器；水相为含硫污水送至含硫污水闪蒸罐脱气。冷低分的含硫低分气送出装置脱硫后回收氢气，罐底液体经换热后与热低分液分别进入主汽提塔第 13 层和第 21 层塔盘。

补充氢部分：自装置外来的新氢经新氢压缩机入口分液罐分液后，经新氢压缩机三级升压后与循环氢压缩机出口的循环氢混合成为混合氢，依次经多台高换热后进入氢气加热炉加热至所需温度，再与原料油混合进入反应器。

分馏部分：冷低分油与热低分油分别进入用蒸汽汽提的第 13 层和第 21 层塔盘，塔顶气相经主汽提塔顶空冷器、主汽提塔顶后冷器冷凝冷却后进入主汽提塔顶回流罐进行油、水、气三相分离。主汽提塔顶气与脱丁烷塔顶气、脱乙烷塔顶气合并送至轻烃吸收装置处理；塔顶液分成两路，一路在塔顶温度及回流量控制下经主汽提塔顶回流泵升压后作为回流，另一路在液位控制下经脱丁烷塔进料泵升压后进入脱乙烷塔；自汽提塔水包分出的酸性水至含硫污水总管。汽提塔底液经换热后进入分馏塔进料分液罐进行油、气闪蒸，油相经分馏塔进料泵升压后由分馏塔进料加热炉加热后进入用蒸汽汽提的分馏塔下部进行产品分离；气相直接进入分馏塔。分馏塔顶气经分馏塔顶低温热水换热器换热后再由分馏塔顶空冷器（EC201202）冷却进入分馏塔顶回流罐进行油、水分离；分馏塔顶液经分馏塔顶回流泵升压后分成两路，一路在塔顶温度及回流量控制下作为回流，另一路在流量及回流罐液位控制下作为石脑油分馏塔进料；水包分出的凝结水经分馏塔顶凝结水泵升压后至注水罐供装置回用。

分馏塔侧线抽出的航煤在航煤侧线汽提塔液位控制下自流入汽提塔进行汽提，汽提塔底部热量由航煤侧线汽提塔底重沸器提供，热源为尾油，汽提塔顶部气体返回分馏塔；汽提后的航煤由航煤泵升压后经脱乙烷塔底重沸器、航煤/低温热水换热器换热后依次进入航煤空冷器及航煤后冷器冷却后作为产品出装置。

分馏塔侧线抽出的柴油在柴油侧线汽提塔液位控制下自流入柴油汽提塔，柴油汽提塔底采用蒸汽汽提，顶部气体返回分馏塔。汽提后的柴油由柴油泵升压，经柴油/脱丁烷塔进料换热器、柴油/分馏塔顶石脑油换热，柴油空冷器、柴油水冷器冷却，后经柴油预过滤器、柴油聚集脱水器作为柴油产品送出装置。（装置不出柴油产品时，柴油汽提塔停用，各换热器热源均由分馏塔底尾油提供，分馏部分其它换热流程保持不变。）

分馏塔设中段抽出，由分馏塔中段回流泵升压，经石脑油分馏塔底重沸器、分馏塔中段抽出/低温热水换热器取热后返回至分馏塔。

分馏塔底部为尾油，尾油由尾油泵升压后依次为航煤汽提塔、脱丁烷塔底重沸器、尾油/低温热水

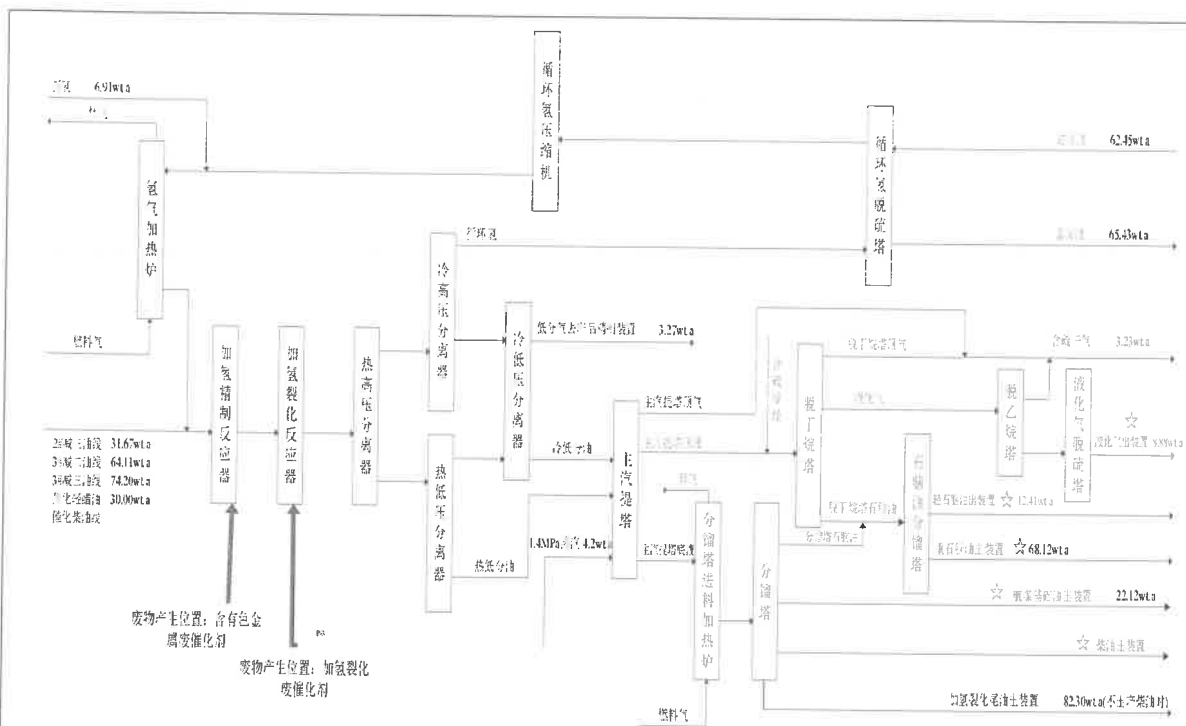
加热器提供热源后进入尾油空冷器冷却出装置。

经升压后的主汽提塔顶液进柴油（尾油）/脱丁烷塔进料换热器壳程与柴油或尾油换热后进入脱丁烷塔，脱丁烷塔进料还包括自预加氢装置来的一股含硫轻烃。脱丁烷塔顶气相经脱丁烷塔顶空冷器冷却后进入脱丁烷塔顶回流罐进行油、水、气三相分离，气相在塔顶压控下与主汽提塔顶气混合送出装置至轻烃回收装置处理；油相分成两路，一路在流量控制下经脱丁烷塔顶回流泵升压后返回脱丁烷塔作为回流；另一路在流量及回流罐液位控制下经脱乙烷塔进料泵升压后进入脱乙烷塔；酸性水至含硫污水闪蒸罐。脱丁烷塔底石脑油与分馏塔顶抽出的石脑油混合作为石脑油分馏塔进料。脱丁烷塔底重沸器热量由尾油提供。

脱乙烷塔顶气相经脱乙烷塔顶冷却器冷却后进入脱乙烷塔顶回流罐进行油、水、气三相分离，气相与主汽提塔顶气、脱丁烷塔顶气混合后送出装置至轻烃回收装置处理；油相在流量及液位控制下经脱乙烷塔顶回流泵升压后全部返回作为回流；酸性水至含硫污水闪蒸罐。脱乙烷塔底含硫液化气经液化气冷却器冷却后送液化气脱硫抽提塔。脱乙烷塔底重沸器热量由航煤提供。

分馏塔顶石脑油经柴油（尾油）/分馏塔顶石脑油换热器加热后与脱丁烷塔塔底液混合后进入石脑油分馏塔。塔顶气相经石脑油分馏塔顶空冷器、石脑油分馏塔顶后冷器冷却后进入用燃料气气封的石脑油分馏塔顶回流罐进行油、水分离。油相经石脑油分馏塔顶回流泵升压后分成两部分，一部分在塔顶温度和流量串级控制下作为回流，另一部分在流量及液位控制下经精脱硫后作为轻石脑油产品送出装置，送出装置作为乙烯料送往烯烃部或作为公司汽油调和组分；水包中的水为塔顶凝结水，与分馏塔顶凝结水混合后作为反应注水回用；石脑油分馏塔底油为重石脑油，由重石脑油泵升压后经重石脑油/低温热水换热器换热后分为两路，一路直接送至重整装置，另一路经重石脑油空冷器、重石脑油冷却器冷却后送至罐区。

来自脱乙烷塔塔底液化气自底部进入液化气脱硫抽提塔，在抽提塔填料层中与自塔上部进入的贫MDEA溶液逆向接触，脱除液化气的硫化氢等物质。净化后的液化气从抽提塔顶部出来依次进入液化气预过滤器和液化气胺液回收罐去除杂质后，送1#加氢裂化900单元，或作为液化气产品送往物流部及烯烃部作乙烯料。2016年液化气脱硫吸附塔暂改为轻石脑油精脱硫但原流程依然保留，2020年轻石脑油精脱硫塔建成后恢复液化气脱硫功能。



3、制氢装置：

外管网送来的天然气经本装置压控阀控制阀后压力为 4.3 MPa，并经原料流量控制阀控制流量和加氢裂化装置的返回氢气按 6.36 kg (H₂) / t (天然气) 比例混合，在天然气蒸发器与高温变换反应器出口的变换气换热到温度为 360℃。加热后的天然气和返回氢的混合物由顶部进入加氢脱氯反应器上层。

加氢脱氯反应器上层装填钴钼 Co-Mo 加氢催化剂，型号为 T201，原料中的有机硫被加氢转化成无机的 H₂S，有机氯被加氢转化为无机 HCl。原料经加氢反应后进入加氢脱氯反应器下层，脱氯反应器中装填的是型号为 NC-H 脱氯剂，可将原料中的氯脱除到 0.5 mg/kg 以下。脱氯后的原料进入脱硫反应器（正常生产时两脱硫反应器串联使用），脱硫反应器内装填的是氧化锌脱硫剂，型号为 T306。原料中已被加氢转化的无机 H₂S 在脱硫反应器床层中被氧化锌化学吸收。原料经脱硫剂吸收后，硫含量将下降至 0.5 mg/kg 以下。

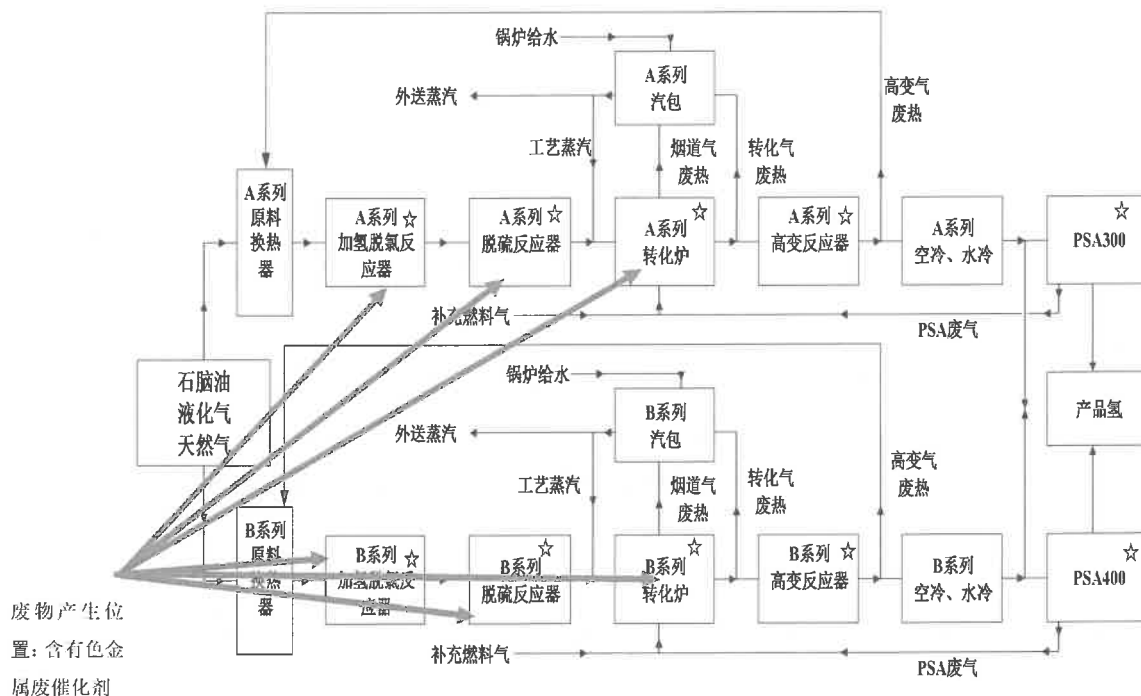
脱氯脱硫后的原料气，配入天然气重量 3.5 倍的过热工艺蒸汽，然后在原料气预热器预热到 500℃，压力为 3.05 MPa。混合进料经蒸汽转化炉集合管分配到平行的四组垂直炉管中，每组有 40 根炉管，每根炉管内装有转化催化剂 94.3 升。转化催化剂的活性成分是金属镍 (Ni)，在 820℃ 的温度条件下进行蒸汽转化反应。经过转化反应后从炉管出来的转化气，其中含氢 71.21% (v)，含一氧化碳 11.52% (v)。2.76 MPa、820℃ 的转化气经废热锅炉冷却以后，直接送至高温变换反应器。

因 CO 在 PSA 吸附剂上较难吸附，作为杂质的 CO 与产品氢之间分离较为困难。为了保证 PSA 产品氢有足够高的纯度和提高制氢装置的产氢量，将转化气和水蒸气的混合气与锅炉水换热至 360℃ 送入高温变换反应器。高温变换反应器内装有主要成分为 Fe₃O₄ 的催化剂，催化剂型号为 KLB-101。经变换反应后，温度升高到 427℃，变换气中的 CO 含量小于 3.57% (v)。

3.5 倍于天然气重量的水蒸气，其中一部分为反应所消耗，其余部分水分仍留在变换气中，而 PSA 单元进料中要求含水量很低，因此需对变换气进行冷却脱水。变换气通过天然气蒸发器，其中天然气在 3 组并联的蛇管内加热。一个内旁路用来控制天然气出口温度，变换气在天然气蒸发器内冷却到 335℃ 左右进入锅炉给水预热器，变换气被冷却到 164℃，部分水蒸气冷凝下来经分离器分离，分离后的变换气在空冷器中被冷却至 60℃，蒸汽冷凝液被收集在分离器内，然后变换气流经二组并列最终冷却器内冷却至 40℃，冷凝液进入串联的二组最终分离罐分离，40℃ 的变换气作为 PSA 单元的进料，因为变换气中含水量由该温度下水的饱和蒸汽压决定，因此变换气的最终冷却温度是决定 PSA 进料含水量的关键温度。

各分离罐的凝水送脱气塔，经加压空气脱除冷凝液中溶解的 CO₂ 以后，泵送 2500 单元除氧器或水处理装置，脱气后的冷凝液 pH 为 6~7，有弱酸性。

原料变换气在 2.5MPa、40℃ 下通过气水分离器除去原料气中夹带的机械水，然后进入由 10 个吸附器及一系列程控阀组成的变压吸附系统。吸附产品氢（纯度达 99.9% (v)）连续稳定地送出，解吸气经解吸气混合罐混合后连续稳定地送出界区供蒸汽转化炉作燃料。



4、2#硫回收装置

Claus 制硫:

自溶剂再生部分再生塔顶回流罐和酸水汽提部分酸性气分液罐来的酸性气以及芳烃部来的酸性气，一并进入酸性气分液罐分液，分出的酸性液经酸性液泵送至酸水汽提装置处理，分液后的酸性气分别送 I 系列、II 系列 Claus 制硫单元处理。由于两系列工艺流程相同，以下仅以 I 系列为例说明。

分液罐来酸性气经酸性气预热器加热至 170℃ 后，与本装置尾气处理单元溶剂再生塔顶回流罐的循环酸性气，以及自常减压装置和产品精制装置产生的脱硫醇碱液再生尾气混合后经酸性气燃烧炉火嘴至

酸性气燃烧炉，燃烧空气由燃烧炉鼓风机供给，进入燃烧器的全部燃烧空气分成两路进入燃烧炉：主路、副路。主路设置流控阀，根据酸性气流量前馈比例调节主路空气量，副路也设置流控阀，根据设置在捕集器出口过程气管线上的 H_2S/SO_2 比值分析仪调节副路空气量。

酸性气燃烧炉内燃烧的高温过程气进入蒸汽发生器冷却至 $350^{\circ}C$ 后进入一级冷凝冷却器，过程气在一级冷凝冷却器冷却至 $170^{\circ}C$ 并经除硫雾后，进一级反应加热器加热至 $240^{\circ}C$ 后进入一级反应器，在 Claus 催化剂作用下，硫化氢与二氧化硫发生反应，生成硫磺，过程气中的有机硫在催化剂的作用下发生水解反应，生成硫化氢，一级反应器出来的 $308^{\circ}C$ 反应过程气经二级冷凝冷却器冷却至 $160^{\circ}C$ 并经除硫雾后进入二级反应加热器，过程气经二级反应加热器加热至 $220^{\circ}C$ 后进入二级反应器，在 Claus 催化剂作用下，硫化氢与二氧化硫继续反应生成硫磺，二级反应器出来的 $238^{\circ}C$ 的过程气经三级冷凝冷却器冷却至 $133^{\circ}C$ 并经除硫雾，再经尾气捕集器捕集硫雾后，进入尾气处理单元 RAR。当尾气处理单元故障时，Claus 尾气从旁路直接去尾气焚烧炉焚烧。

一级、二级、三级冷凝冷却器、尾气捕集器底部排出的液硫分别经硫封进入液硫池一室，硫池尾气用水喷射器抽出，维持硫池微负压；水喷射器以酸性水汽提装置净化水为动力，抽出的硫池尾气和净化水混合进入尾气洗涤器，混合过程中气态硫冷却固化；尾气洗涤器排出的净化水先由泵送过滤器过滤，然后送至炼油水务 2# 污水池处理。尾气洗涤器中分离出的尾气由蒸汽喷射泵送至焚烧炉焚烧。

液硫池一室中未脱气的液硫由泵送入液硫冷却器降温，降温后的液硫进入液硫脱气塔与从底部注入的非净化风逆流接触，在塔填料表面脱除液硫中的 H_2S ，脱气塔顶部的气体送入燃烧炉专用烧嘴燃烧。脱气后的硫磺进液硫池二室，由液硫泵送至液硫储罐，汽车装车出厂。

尾气处理 RAR:

自 I 系列、II 系列制硫单元捕集器来的 Claus 尾气与自 90 万吨/年催化汽油吸附脱硫装置 S-Zorb 产生的富二氧化硫尾气合并后，进入高压蒸汽加热器和电加热器，混合气加热后温度为 $240^{\circ}C$ ，外管网系统供给的氢气与尾气经过氢气混合器进入加氢反应器 DC311301。在加氢催化剂的作用下，尾气中 SO_2 、 CO 、 CS_2 及液硫、气态硫等被转化为 H_2S ， $295^{\circ}C$ 的尾气离开加氢反应器后经尾气蒸汽发生器冷却至 $170^{\circ}C$ 后进入急冷塔。

尾气在急冷塔内被循环急冷水洗涤降温。 $65^{\circ}C$ 的急冷水自急冷塔底部流出，经急冷水泵送急冷水过滤器、急冷水空冷器、急冷水冷却器冷却至 $40^{\circ}C$ 后，循环回急冷塔顶。部分急冷水经急冷水过滤器过滤后返回急冷水泵入口。冷却后尾气中部分水蒸气被急冷水冷凝，增加的酸性水由急冷水循环泵送至酸性水汽提装置处理。为了防止酸性水对设备的腐蚀，急冷水 pH 值下降至 5.5 时，考虑向急冷水中注氨中和。

急冷后的尾气离开急冷塔顶进入尾气吸收塔，用 30% 甲基二乙醇胺溶液吸收尾气中的硫化氢，同时吸收部分二氧化碳。为了保证吸收效果，采用 SNEI 自主研发的双温双吸技术，一部分贫液经过贫液氨冷器冷却至 $23^{\circ}C$ 从吸收塔顶部进入，另一部分从吸收塔的中部进入进行两级双温吸收。从吸收塔顶出

来的净化尾气进入尾气焚烧炉焚烧，用燃料气流量控制炉膛温度；尾气中残留的硫化氢及其它硫化物几乎完全转化为二氧化硫。焚烧后的烟气经蒸汽过热器和焚烧炉蒸汽发生器及烟气换热器后，进入烟气碱洗塔进行吸收，然后经烟囱排空。

自尾气吸收塔来的富液，由富液泵送至贫富液换热器与贫液换热至 98℃，进入再生塔，塔底由重沸器供热。塔顶气体经再生塔顶空冷器和再生塔顶酸性气冷凝器冷凝冷却、再生塔顶回流罐分液后，酸性气送至酸性气燃烧炉，冷凝液经再生塔顶回流泵返塔作为回流。塔底贫液经贫富液换热器换热、贫液加压泵、贫液空冷器和贫液冷却器冷却后送至尾气吸收塔循环使用。

硫磺回收部分事故状态时，酸性气在上游装置送酸性气火炬焚烧；当尾气处理单元事故状态时，Claus 尾气可通过跨线直接进入尾气焚烧炉焚烧、碱洗塔吸收后通过烟囱排空。

尾气焚烧：

正常生产时，来自 RAR 的净化尾气、两列由蒸汽喷射泵送来的硫池尾气洗涤气进入焚烧炉焚烧。正常情况下，旁路的两列制硫单元尾气、两列液硫脱气塔的脱气空气也进入焚烧炉焚烧。燃料气在燃烧器内与来自焚烧炉鼓风机的空气混合后进入焚烧炉，控制焚烧温度 750℃。焚烧的高温烟气分别经蒸汽过热器、废热锅炉、分体式烟气换热器后，再进入烟气碱洗塔进行吸收，最后烟气通过 120 米的烟囱排放大气。燃烧空气分主、副两路，主路空气由比值器控制，副路空气根据烟气中 O₂ 的含量来调节。

烟气净化（碱洗）：

来自尾气焚烧炉的高浓度高温含 SO₂ 烟气首先经过烟气换热器从 280℃ 降至 200℃。200℃ 的尾气从急冷管段顶部进入，循环液经过饱和循环泵加压后进入急冷管进行喷淋，在急冷管内，气液两相顺流接触，烟气经过绝热饱和吸收，温度由 200℃ 降至 68℃，同时烟气中的部分二氧化硫被吸收；降温后的烟气从塔釜进入吸收塔，经过饱和循环和吸收循环，烟气中大部分的 SO₂ 被吸收，生成 Na₂SO₃ 和 NaHSO₃；烟气继续上行至一级水洗和二级水洗段，分别与来自一级和二级水洗泵的水逆流接触，烟气中夹带的盐溶液被置换；最后经过丝网除沫器，净烟气经过烟气换热器，与烟气置换热量升温后经烟囱排放至大气。

吸收塔底部的吸收液一部分经过饱和循环输送至急冷管段，将高温烟气进行绝热饱和降温，另一部分经过饱和循环泵输送至饱和填料段，与上升的烟气逆流接触吸收烟气中的二氧化硫；吸收段集液盘中的钠盐溶液溢流至吸收液循环槽，然后经过吸收循环泵加压送至吸收填料段，继续吸收烟气中的二氧化硫；一级和二级水洗段集液盘中的溶液分别溢流至一级和二级水循环槽，然后分别经过一级和二级水洗泵加压送至各级对应的水洗填料段，经过两级水洗，减少烟气中夹带的盐溶液，净化烟气外排。

在烟气换热器内，吸收塔塔顶排出的烟气换热升温，最后排入烟囱，达到消除白烟的目的。塔釜的含盐液经氧化后满足 COD 和 pH 排放要求后送厂内含油污水管网。

本设计考虑了装置开工预硫化、停工吹硫、by-pass（走旁路）工况等情况下，大量含硫尾气未经还原吸收单元处理，直接进焚烧炉焚烧，经焚烧后的烟气进碱洗塔吸收后再经余热加热后排入烟囱，仍然保证烟气出口 SO₂ 浓度满足国家标准限值。同时，在工程设计中也考虑了 SO₂ 浓度的剧烈变化需要的

快速适应吸收能力。

液硫脱气：

从第一、二、三硫冷凝器和捕集器分离出来的液硫，分别经硫封罐后汇集到液硫池的一室中。未脱气液硫经泵送入液硫冷却器降温至 135℃ 左右，降温后的液硫从液硫脱气塔的顶部进入，与液硫脱气塔底部上来的工厂空气逆流接触。脱气塔顶含有 H_2S 的尾气送入酸性气燃烧炉。脱气后液硫中硫化氢浓度小于 50mg/L，进入液硫池二室贮存区。

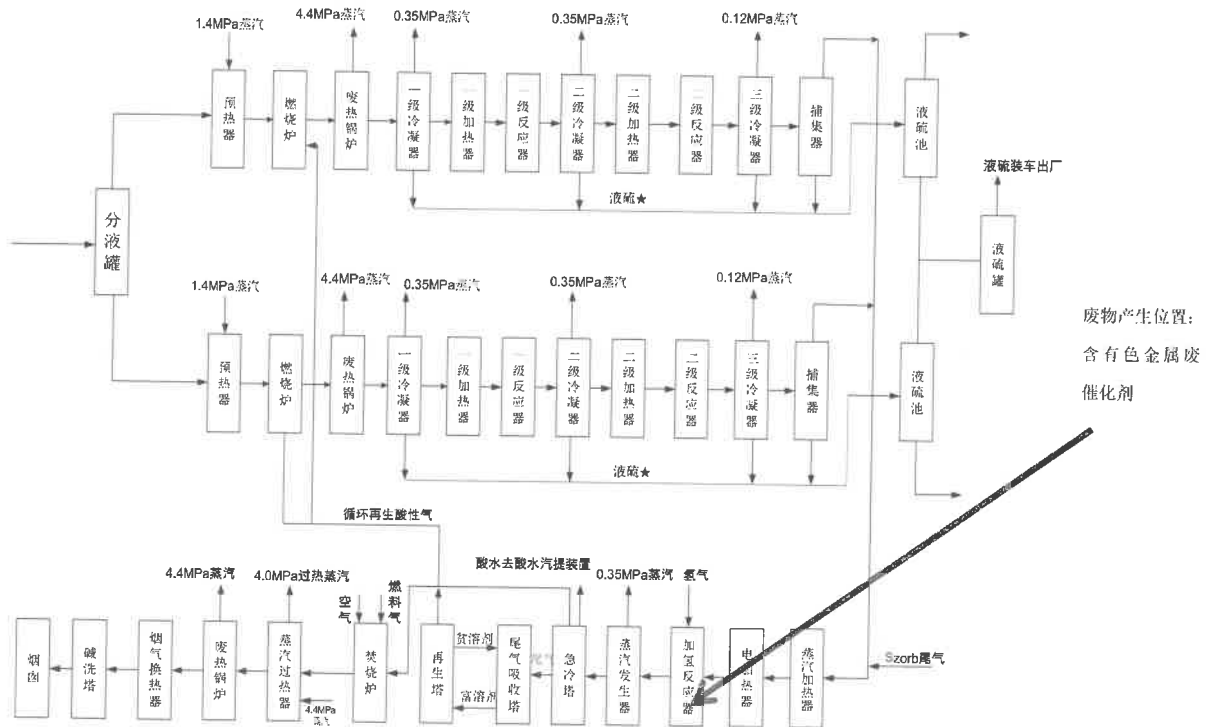
为了防止液硫池贮存部分和分离部分的液硫冷却凝固，在液硫池底部安装蒸汽盖管，保持液硫温度在 130~150℃ 之间。为了防止液硫在过氧情况下燃烧，液硫池气相部分设置温度检测仪，一旦温度过高操作人员要立即用蒸汽降温灭火。液硫脱气塔为防止液硫在过氧情况下燃烧，设置了联锁系统。

硫池尾气用水喷射器抽出硫池中的尾气，维持硫池负压。酸水汽提装置 65℃ 的净化水作为水喷射器的动力，硫蒸汽和净化水混合后进入尾气洗涤器，混合过程中气态硫冷却后固化。尾气洗涤器底部的含硫净化水由泵送入净化水过滤器后，部分循环回尾气洗涤器顶部，剩余的送至炼油水务 2# 污水池处理。采用定期更换过滤袋，清除净化水中的固态硫。

尾气洗涤器顶部出来的尾气再经过蒸汽喷射送至尾气焚烧炉焚烧。

正常情况下，液硫池顶部的放空管吸入空气，以补充喷射器吸入空气量。液硫池进液硫前，喷射器要投用，防止液硫池气相达到爆炸极限，投用后的废气流量也必须达到设计要求。

液硫池脱气的液硫经液硫可送至液硫储罐，罐内液硫由输送泵送液硫装车系统，同样硫池内脱气后的液硫经泵也可送液硫装车系统，液硫槽车出厂。



5、1#渣油加氢

1、反应部分

2#常减压装置的减压渣油在液位和流量的串级控制下与3#常减压装置的减压重蜡油和减压渣油及经过焦化蜡油过滤器(SR102)过滤的2#延迟焦化装置的焦化重蜡油混合后进入滤前原料油缓冲罐V101。混合原料油从V101底部出来由原料油增压泵(P101A/B)升压,到分馏部分经常渣/原料油换热器(E101A/B/C)与产品加氢常渣油换热,然后进入原料油过滤器(SR101)除去原料油中大于 $25\mu\text{m}$ 的杂质。过滤后的原料油进入滤后原料油缓冲罐(V102),原料油从V102底部出来后由加氢进料泵(P102A/B)升压,升压后的原料油一部分和经热高分气/混合氢换热器(E104)预热后的循环氢混合,然后经热高分气/反应进料换热器(E103)、反应流出物/反应进料换热器(E102)换热,另一部分升压后的原料油与经过E102升温后的混合原料混合后进入反应进料加热炉(F101),经F101加热至反应所需温度后进入第一加氢反应器(R101),R101的入口温度通过调节F101的燃料量来控制。R101底的反应流出物依次进入其它三台加氢反应器分别进行催化加氢反应,脱除硫、氮、金属、残炭等。后三台反应器的入口温度通过调节各反应器入口管线上注入的冷氢量来控制。从第四加氢反应器(R104)出来的反应产物经E102换热后进入热高压分离器(V103)。

反应流出物在V103中气液分离,顶部出来的热高分气分别经E103、E104换热后进入热高分气空冷器(A101),冷却后进入冷高压分离器(V105)进行气、油、水三相分离。V103底部出来的热高分液在液位控制下经过液力透平(HT101)回收能量后进入热低压分离器(V104)进行气液分离。为了防止反应流出物中的铵盐在低温位析出堵塞管路,在E104及A101分别设置注水点以溶解铵盐。

从V105顶部出来的冷高分气体(循环氢)进入循环氢脱硫塔入口分液罐(V107)除去携带的液体烃类,减少循环氢脱硫塔(T101)的起泡倾向。T101脱硫溶剂采用N-甲基二乙醇胺(MDEA)溶液,贫胺液从贫胺液缓冲罐(V113)抽出经高压贫胺液泵(P104A/B)升压后进入T101顶部,从T101底部出来的富胺液进入富胺液闪蒸罐(V114)脱气,富胺液脱气后送去溶剂再生装置,气体与其它酸性气合并后去3#常减压装置的轻烃回收单元。

循环氢脱除硫化氢后进入循环氢压缩机入口分液罐(V108)除去携带的液滴,从罐顶部出来的循环氢进入循环氢压缩机(C101)升压,升压后的循环氢分为两部分,一部分与新氢压缩机(C102A/B)来的新氢混合后循环回反应部分;另一部分作为急冷氢去控制反应器入口温度。C101选用背压式汽轮机驱动的离心式压缩机。

V105底部出来的冷高分液在液位控制下减压后与来自V104冷却后的热低分气混合后,进入冷低压分离器(V109)进行气液分离,冷低分液体在液位及流量串级控制下从V109下部排出经热低分气/冷低分油换热器(E105)、柴油/冷低分油换热器(E201A/B/C)、常渣/冷低分油换热器(E107)换热后进入汽提塔(T201)。V105底部含 H_2S 、 NH_3 的酸性水进入酸性水脱气罐(V115)集中脱气后送出装置。从V109顶部出来的含硫冷低分气在压力控制下送至催化裂化装置产品精制单元。

热低分油在液位及流量串级控制下从V104底部排出后去分馏部分。热低分气体经E105换热后进入

热低分气空冷器 (A102) 冷却到 50℃, 然后与来自 V105 的冷高分油汇合后进入 V109 进行汽液分离, 为了防止在低温位的地方有胺盐析出堵塞管路, 在 A102 前设注水以溶解胺盐。

新氢从公司氢气管网送入, 进入新氢压缩机 C102A/B 经三级压缩升压后与循环氢压缩机 C101 出口的循环氢混合, 混合氢气返回到反应部分。新氢压缩机设两台, 一开一备, 采取三级压缩方式, 每台的一级入口设入口分液罐, 级间设冷却器和分液罐。

2、分馏部分

分馏部分包括三塔一炉, 即汽提塔 T201、分馏塔 T202、柴油汽提塔 T203 和分馏塔进料加热炉 F201。

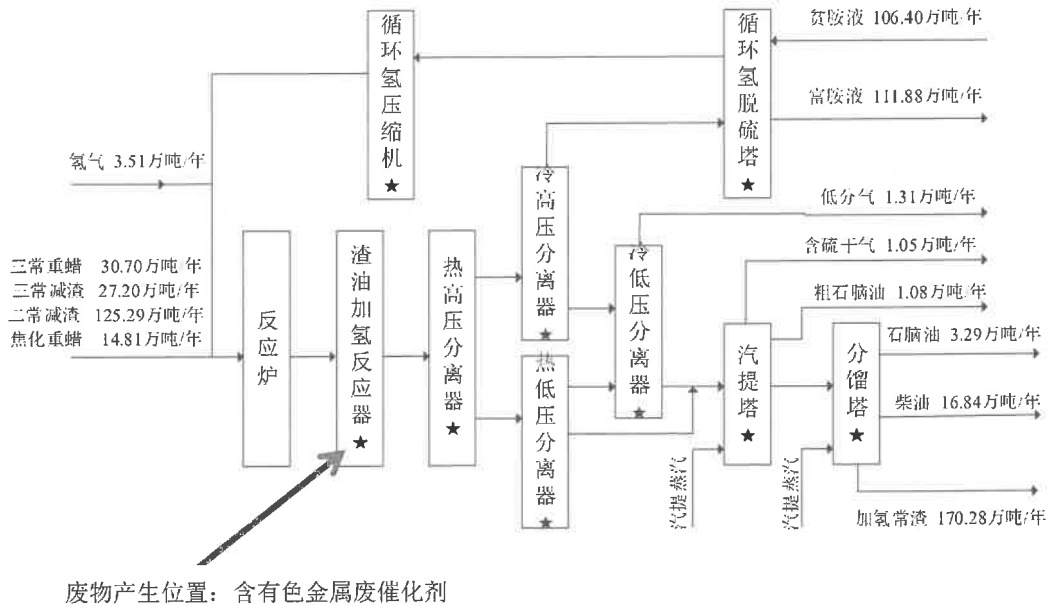
来自反应部分的热低分油与经预热后的冷低分油混合后进入汽提塔 T201。塔底采用过热蒸汽汽提。塔顶部气相经汽提塔顶空冷器 (A201) 冷凝冷却后进入汽提塔顶回流罐 (V201) 中进行气液分离, V201 顶气体在压力控制下和其它酸性气混合后至 3#常减压装置轻烃回收单元; V201 底部出来的液体经汽提塔顶回流泵 (P201A/B) 升压后分成两部分, 一部分作为塔顶回流返回到塔顶部, 另一部分在回流罐液位控制下作为不稳定石脑油产品送至 3#常减压装置轻烃回收单元。V201 底部分水包排出的酸性水至 V115 脱气后送至硫磺回收装置。为减轻塔顶管道和空冷器的腐蚀, 装置设置注缓蚀剂成套设施将缓蚀剂升压后注入 T201 的顶部管道。

汽提塔底油经分馏塔进料加热炉 (F201) 加热后进入分馏塔 (T202), T202 设一个柴油抽出侧线和一个中段回流, 塔底采用水蒸气汽提, 塔顶气相经分馏塔顶气/热水换热器 (E206)、分馏塔顶空冷器 (A202) 冷凝冷却后进入分馏塔顶回流罐 (V202) 进行气液分离; 回流罐采用燃料气气封; V202 底部出来的液体经分馏塔顶回流泵 (P202A/B) 升压后分成两部分, 一部分作为塔顶回流返回到塔顶部, 另一部分液体在回流罐液位控制下作为石脑油产品送出装置。V202 底部分水包排出的含油污水经含油污水泵 (P203A/B) 升压后作为工艺注水进入注水罐 (V106)。

未汽提柴油从 T202 抽出进入 T203, T203 底设重沸器, 以分馏塔底油为热源, 塔顶气体返回到 T202。柴油从塔底抽出经柴油泵 (P204A/B) 升压后再经 E201A/B/C、柴油/热水换热器 (E207)、柴油空冷器 (A203) 冷却到 50℃ 后送出装置。

中段回流油从 T202 用分馏塔中段回流泵 (P206A/B) 抽出, 升压后经中段回流油蒸汽发生器 (E202) 发生 0.5Mpa 蒸汽后返回 T202。

分馏塔底油 (加氢常渣) 用分馏塔底泵 (P205A/B) 自塔底抽出, 升压后顺序先经常渣/柴油汽提塔重沸器 (E203)、常渣/冷低分油换热器 (E107)、常渣/原料油换热器 (E101A/B/C)、常渣蒸汽发生器 (E204)、常渣低压蒸汽发生器 (E209)、常渣/热水换热器 (E208) 冷却至 170℃ 送至催化裂化装置。在催化裂化装置事故状态下, 用常渣空冷器 (A204) 将常渣冷却至 95℃ 送常渣罐区。



6、汽柴油加氢装置

反应部分自原料油进装置至热高压分离器入口分为两套系列。系列一处理三常的直馏柴油、直馏煤油、二常的直馏煤油、2#催化裂化装置柴油、3#催化裂化装置柴油、2#渣油加氢装置柴油、二焦化柴油。为了平衡全厂焦化汽油，通过流程优化将焦化汽油与二常的直馏煤油之间增设跨线，一系列具备掺炼焦化汽油流程。系列二处理二常的直馏柴油和来自延迟焦化装置的焦化汽油。5400#焦化柴油泵出口新增焦化柴油至二系列流程，5400#催化柴油泵出口新增催化柴油至二系列流程。系列一具备向系列二送油条件，由于二系列加工焦化汽油，因此系列二必须为冷进料。

系列一：自装置外来的三常的直馏柴油与分别来自三常和二常混合直馏煤油、2#催化裂化装置柴油、3#催化裂化装置柴油、2#渣油加氢装置柴油、二焦化柴油混合后，先进入滤前原料油缓冲罐 I (D-53113)，经原料油增压泵 I (P-53101A/B) 增压后的原料油通过精制柴油/原料油换热器 I (E-53106) 加热后，经原料油过滤器 I (SR-53102) 除去原料中大于 $25\mu\text{m}$ 的颗粒，然后进入由氮气保护的滤后原料油缓冲罐 I (D-53114)。罐底原料油经加氢进料泵 I (P-53106A/B) 升压后分为两路，一路去二系列，在流量控制下与经原料油/精制柴油换热器 (E-53107) 加热后的原料油混合，另一路在流量控制下与混合氢混合。混合进料经反应流出物/混合进料换热器 I (E-53101A/B/C/D) 与反应流出物换热后进入反应进料加热炉 I (F-53101) 加热至反应所需温度，再进入加氢精制反应器 I (R-53101)，在催化剂作用下进行加氢脱硫、脱氮、烯烃饱和及芳烃部分饱和等反应。该反应器设置三个催化剂床层，床层间设有注急冷氢设施。

系列二：自装置外来的二常的直馏柴油和来自延迟焦化装置的焦化柴油、来自 2#航煤加氢罐区的焦化汽油、来自催化裂化装置的催化柴油、1#渣油加氢装置的石脑油及 2#渣油加氢装置的石脑油、粗 MTBE 混合后进入滤前原料油缓冲罐 II (D-53115)，经原料油增压泵 II (P-53105A/B) 增压，增压后的

原料油经原料油过滤器 II (SR-53101) 除去原料中大于 $25\mu\text{m}$ 的颗粒, 然后进入由氮气保护的滤后原料油缓冲罐 II (D-53102)。罐底原料油经加氢进料泵 II (P-53102A/B) 升压, 升压后的原料油经 E-53107 加热后与来自一系列支路来的原料油混合, 再与混合氢混合。混合进料经反应流出物/混合进料换热器 II (E-53102A/B/C) 与反应流出物换热后进入反应进料加热炉 II (F-53102) 加热至反应所需温度, 再进入加氢精制反应器 II (R-53102), 在催化剂作用下进行加氢脱硫、脱氮、烯烃饱和及芳烃部分饱和等反应。该反应器设置三个催化剂床层, 床层间设有注急冷氢设施。

自 R-53101 和 R-53102 出来的反应流出物分别经 E-53101A/B/C/D 和 E-53102A/B/C 与两个系列混合进料冷却后进入热高压分离器 (D-53116)。热高分气经热高分气/混氢换热器 (E-53103) 换热后, 再经热高分气空冷器 (A-53101) 冷却至 $40\sim 60^{\circ}\text{C}$ 进入高压分离器 (D-53103)。为了防止热高分气中的铵盐在低温部位析出, 堵塞设备和管路, 脱盐水经反应产物注水泵 (P-53103 A/B) 注入 E-53103 和 A-53101 入口管线。冷却后的热高分气在 D-53103 进行油、气、水三相分离。冷高分油在液位控制下, 进入冷低压分离器 (D-53104)。冷高分气经循环氢旋流脱烃器 (D-53108) 脱除携带的微液滴后进入循环氢脱硫塔 (C-53101) 底部。自胺液再生部分来的贫溶剂经贫溶剂冷却器 (E-53105) 冷却后进入贫溶剂缓冲罐 (D-53109), 贫溶剂经贫溶剂泵 (P-53104A/B) 升压进入循环氢脱硫塔顶部。脱硫后的循环氢经循环氢压缩机入口分液罐 (D-53105) 分液后进入循环氢压缩机 (K-53102) 升压, 然后分成两路, 一路与来自新氢压缩机 (K-53101A/B) 出口的新氢混合成为混合氢; 另一路作为急冷氢至 R-53101 和 R-53102。混合氢与热高分气换热升温后分成两路, 一路与系列一原料油混合后经 E-53101A/B/C/D 与系列一反应流出物换热, 另一路与系列二原料油混合后经 E-53102A/B/C 与系列二反应流出物换热。

自 D-53116 底部出来的热高分油在液位控制下经过 P-53106A 所配液力透平 (HT-53101) 回收能量后进入热低压分离器 (D-53117) 闪蒸。热低分气经热低分气空冷器 (A-53102) 冷却后与冷高分油混合进入 D-53104。冷低压分离器闪蒸出的冷低分气直接送出装置。冷低分油经精制柴油/冷低分油换热器 (E-53205) 换热后与热低分油混合后进入硫化氢汽提塔 (C-53201)。在液位控制下排出的冷高分酸性水、冷低分酸性水和分馏部分酸性水汇合后经酸性水脱气罐 (D-53118) 闪蒸后, 利用氮气压至硫回收装置酸性水罐。

自装置外来的氢气经新氢压缩机入口分液罐 (D-53107) 分液后进入 K-53101A/B, 经压缩升压后与 K-53102 出口循环氢混合。

循环氢脱硫塔壳体利旧, C-53101 底出来的富胺液在 C-53101 液位控制下经过调节阀减压后送至胺液再生部分。

分馏部分为双塔汽提流程。热低分油与换热后的冷低分油混合后进入 C-53201, 汽提塔顶气依次经脱硫化氢汽提塔顶空冷器 (A-53201) 和脱硫化氢汽提塔顶后冷器 (E-53201) 冷凝冷却后, 进入脱硫化氢汽提塔顶回流罐 (D-53201) 三相分离, 塔顶不凝气直接送出装置。酸性水经酸性水总管至酸性水脱气罐; 回流液经脱硫化氢汽提塔顶回流泵 (P-53201A/B) 升压后全部作为塔顶回流; 塔底油经精制柴油

/产品分馏塔进料换热器 (E-53202) 换热后进入产品分馏塔 (C-53202)。为了抑制硫化氢对硫化氢汽提塔顶管道和冷换设备的腐蚀, 在塔顶管道采用注入缓蚀剂措施。

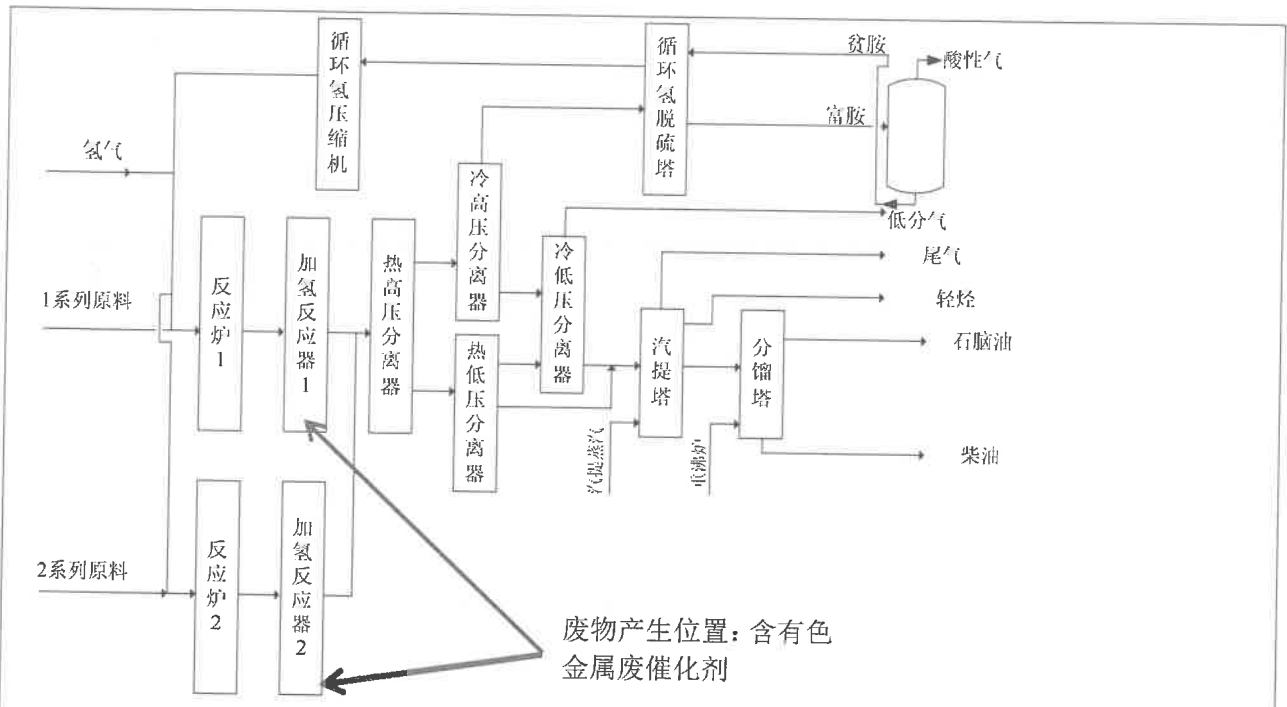
产品分馏塔顶油气依次经产品分馏塔顶/低温热水换热器 (E-53203)、产品分馏塔顶空冷器 (A-53202) 冷凝冷却后, 进入产品分馏塔顶回流罐 (D-53202)。石脑油经产品分馏塔顶回流泵 (P-53204A/B) 升压后一部分作为塔顶回流, 一部分作为产品出装置; 凝结水经分馏塔顶凝结水泵 (P-53205A/B) 升压后注入酸性水罐 (D-53118)。

分馏塔底油一部分经产品分馏塔底重沸炉泵 (P-53203A/B) 升压后, 通过产品分馏塔底重沸炉 (E-53201) 加热后返塔; 另一部分作为产品由精制柴油泵 (P-53202A/B) 升压、经精制柴油/产品分馏塔进料换热器 (E-53202)、精制柴油/冷低分油换热器 (E-53205)、精制柴油中压蒸汽发生器 (E-53206)、精制柴油/原料油换热器 I (E-53106)、精制柴油/原料油换热器 II (E-53107)、精制柴油/低温热水换热器 (E-53207)、精制柴油空冷器 (A-53203) 换热、冷却至 40~55℃ 出装置。

从 70.5 万吨/年催化柴油加氢装置循环氢脱硫塔 (C-54101) 塔底及本装置循环氢脱硫塔 (C-53101) 塔底来的富胺液进入富胺液闪蒸罐 (D-54107) 降压闪蒸, 闪蒸后的富胺液由 D-54107 底部排出, 经贫富胺液换热器 (E-53301A, B) 的管程换热升温后进入胺液再生塔 (C-53301) 第 22 层塔盘, 进行胺液再生, 闪蒸气送至 2# 焦化装置。

C-53301 设有 26 层塔盘, 塔顶富含 H₂S 的酸性气经空冷器 (A-53301) 和水冷器 (E-53302) 冷却到 40℃ 后进入再生塔顶回流罐 (D-53301) 进行气液分离, D-53301 顶部出来的酸性气送去硫磺回收装置。D-53301 罐底液体由再生塔顶回流泵 (P-53301A, B) 升压后作为塔顶回流。

再生后的胺液 (贫胺液) 由再生塔底泵 (P-53302A, B) 抽出经贫富胺液换热器 (E-53301A, B) 的壳程换热降温至 90℃ 左右, 再经贫胺液空冷器 (A-53302) 降温至 50℃ 左右后进入贫胺液储罐 (D-53303), D-53303 中的贫胺液用贫胺液进料泵 (P-53303A, B) 抽出, 经贫胺液冷却器 (E-53105) 冷却至 45℃ 左右后送入贫胺液缓冲罐 (D-53109)。缓冲罐 (D-53109) 出来的贫胺液分成两路, 一路去本装置贫胺液升压泵 (P-53104A, B), 另一路去加氢精制装置贫胺液升压泵 (P-54107A, B), 升压后的贫胺液分别返回两套装置的循环氢脱硫塔 (汽柴油加氢精制 C-53101 及柴油加氢精制 C-54101)。



7、2#航煤加氢装置

1 反应部分

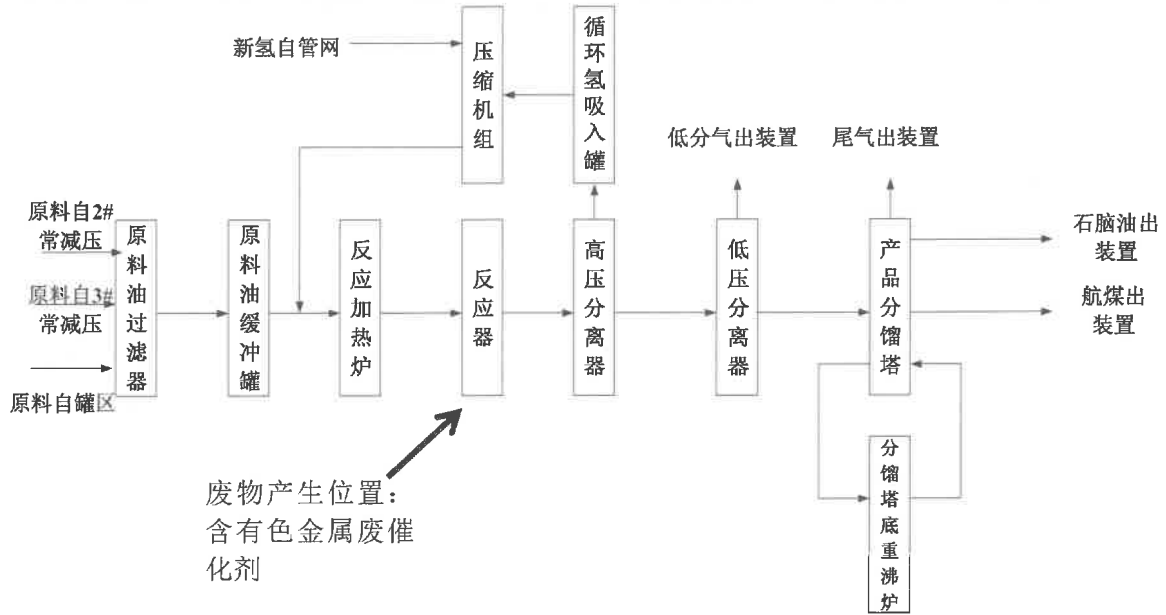
混合直馏煤油自装置外来，经过原料油过滤器（F1101A、B、C、D）除去原料油中大于 25 μm 的颗粒后，进入原料油缓冲罐（V101）。然后经加氢进料泵（P101A/B）升压，与混合氢混合后进入反应流出物/冷混合进料换热器（E101E、D）及反应流出物/热混合进料换热器（E101C、B、A）与反应流出物换热后进入反应进料加热炉（F101）加热至反应温度，进入加氢反应器（R101）进行反应。自 R101 出来的反应流出物经 E101A、B、C、D、E 及反应流出物/低分油换热器（E102）分别与反应进料、低分油换热后，经高压空冷器（A101）冷却。冷后的反应流出物进入高压分离器（V102）进行气液分离，V102 顶部气体进入循环氢压缩机入口分液罐（V106）分液，然后经联合压缩机组（C101A/B）循环氢压缩部分升压。高压分离器的液体进入低压分离器（V103）进行气液分离，V103 顶部的低分气与分馏塔顶气一起出装置。低压分离器的液体经反应流出物/低分油换热器（E102）换热后送至分馏部分。

自工厂氢气管网来的新氢进入新氢压缩机入口分液罐（V105）分液，然后经 C101A/B 新氢压缩部分升压后与循环压缩机部分出口的循环氢混合，作为混合氢与原料油混合进入反应系统。

2 分馏部分

反应部分来的低分油经产品航煤/低分油换热器（E103A、B/E104A、B/E119A、B）与产品航煤换热后进入产品分馏塔（T102）。该塔由分馏塔底重沸炉（F102）供热。塔顶气经分馏塔顶空冷器（A103）、分馏塔顶水冷器（E108）冷却到 40℃，进入分馏塔顶回流罐（V108）。V108 排出的塔顶含硫气体与反应部分来的低分气一起送至装置外；V108 的液体经分馏塔顶回流泵（P104A/B）升压后分为两部分：一部分作为塔顶回流，返回至 T102，另一部分作为粗石脑油送至装置外。塔底液体分为两个部分：一部分经分馏塔底重沸泵（P130A/B）升压，然后经分馏塔底（F102）加热后返塔，另一部分作为航煤产品通

过航煤产品泵 (P106A/B) 升压后经 E119A、B/E104A、B/E103A、B 与塔进料换热冷却后, 经产品航煤/低温热水换热器 (E120)、航煤产品空冷器 (A104) 及航煤产品水冷器 (E116) 冷却至 45℃, 再经航煤产品脱水器 (SR101A、B), 航煤产品脱硫罐 (V140A、B) 及航煤产品过滤器 (FI104A、B) 分别进行脱水、脱硫、过滤后送出装置。航煤产品在出装置前添加抗氧化剂。



8、S Zorb 装置

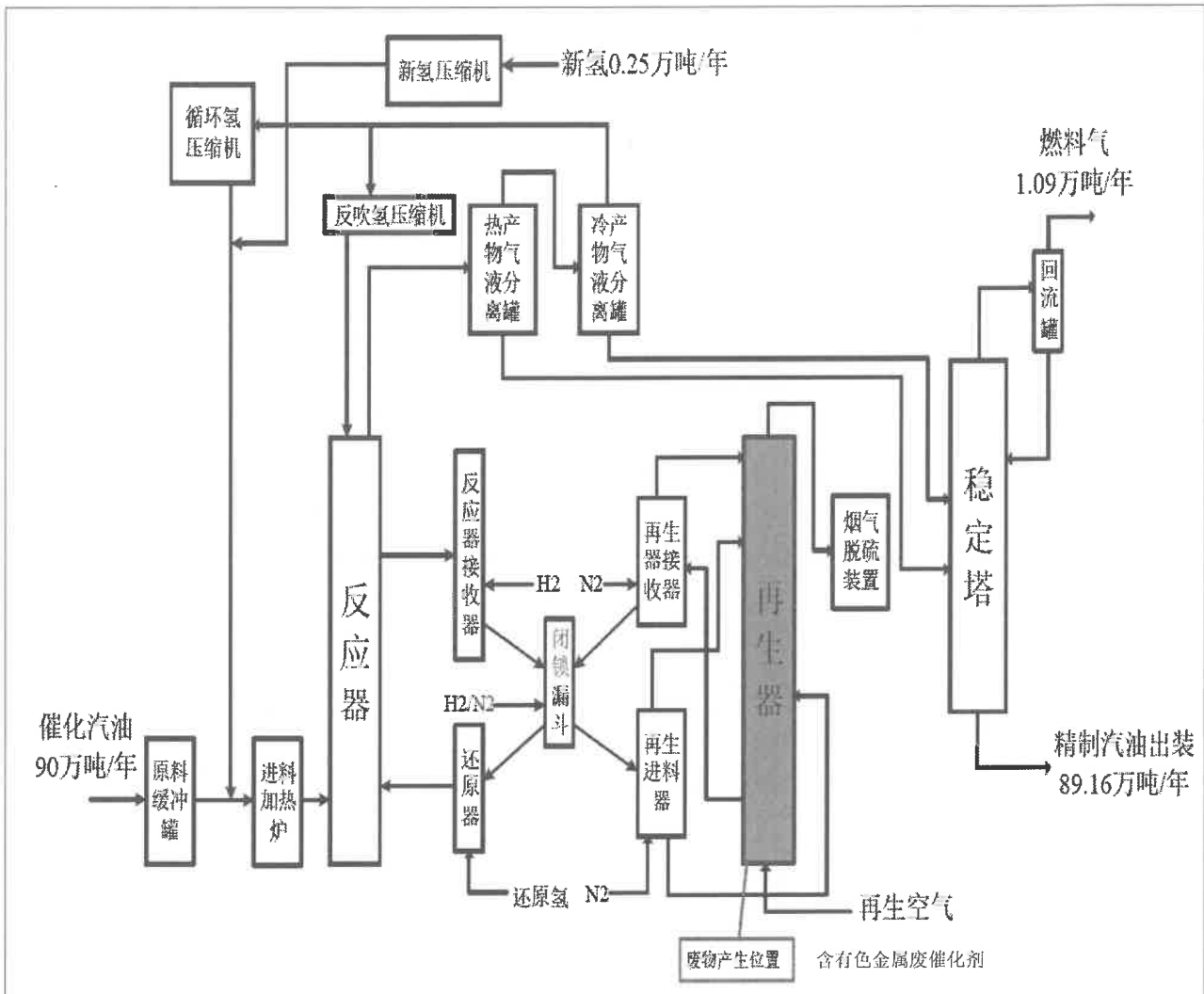
由催化装置或罐区来的含硫汽油经过滤器 (ME-104) 后进入原料缓冲罐 (D-101), 经反应进料泵 (P-101) 升压后与循环氢混合, 然后分两路进入吸附进料换热器 (E-101), 与反应器 (R-101) 顶部产物进行换热, 换热后的混氢原料去进料加热炉 (F-101) 进行加热, 达到预定的温度后进入脱硫反应器底部并在反应器中进行吸附脱硫反应。脱硫反应器内装有吸附剂, 混氢原料在反应器内部自下而上流动使反应器内成流化床状态, 原料经吸附剂作用后将其中的有机硫化物脱除。为了防止吸附剂带入到后续系统, 在反应器 (R-101) 顶部设有过滤器 (ME-101) 和反吹设施, 用于分离产物中携带的吸附剂粉尘和在线清洗 (反吹) 过滤器。为了维持吸附剂的活性, 使装置能够连续操作, 装置设有吸附剂连续再生系统。再生与待生的吸附剂通过闭锁料斗 (D-106) 实现反应系统和再生系统的相互输送和氢氧环境、高低压环境的隔离, 步序和操作由闭锁料斗控制系统 (LMS) 完成。

自脱硫反应器 (R-101) 顶部出来的热反应产物, 小部分进入反吹氢/反应产物换热器 (E-103), 用于加热反吹氢压缩机 (K-102) 来的反吹气体, 大部分分两路进入吸附进料换热器 (E-101) 与混氢原料换热后去热产物气液分离罐 (D-104), 热产物气液分离罐 (D-104) 底部的液体进入稳定塔 (C-201) 12 层或 8 层塔盘, 罐顶气相部分则经空冷 (A-101)、水冷 (E-104) 后直接去冷产物气液分离罐 (D-121)。冷产物气液分离罐底部液体去稳定塔上部 (20 层塔盘), 其顶部气体进入循环氢压缩机 (K-101) 入口分液罐 (D-103), 然后在经循环氢压缩机 (K-101) 升压后, 绝大部分在补入从补充氢压缩机 (K-103) 来的新氢或从芳烃厂制苯装置引入的歧化氢后返回到反应系统中循环使用; 少部分气体经进料加热炉对流室和还原

气电加热器(EH-101)加热后用于吸附剂还原、闭锁料斗升压等操作。冷产物气液分离罐顶部少部分气体经反吹氢压缩机(K-102)升压、与反应产物换热后去反吹气体聚集器(D-114),用于反应器过滤器的反吹。

再生过程是以空气(净化风)作为氧化剂的氧化反应,压缩空气依次经过空气干燥器(PA-103)、再生空气预热器(E-111)和再生气体电加热器(EH-102)加热后送入再生器底部,与再生进料罐(D-107)来的待生吸附剂发生氧化再生反应;再生器(R-102)内的吸附剂为流化床,再生后的吸附剂用氮气提升到再生器接收器(D-110),再送至闭锁料斗(D-106)。再生器(R-102)内部装有二级旋风分离器,再生生成的烟气经旋风分离器与吸附剂分离后从再生器(R-102)顶部排出;再生烟气主要成份为氮气、二氧化碳和二氧化硫,先经再生烟气冷却器(E-105),与来自冷凝水罐(D-123)顶部的蒸汽换热,再经再生烟气过滤器(ME-103),除去烟气中挟带的吸附剂粉尘后送到硫磺装置(事故状态下送至催化烟气脱硫装置)进行后处理。

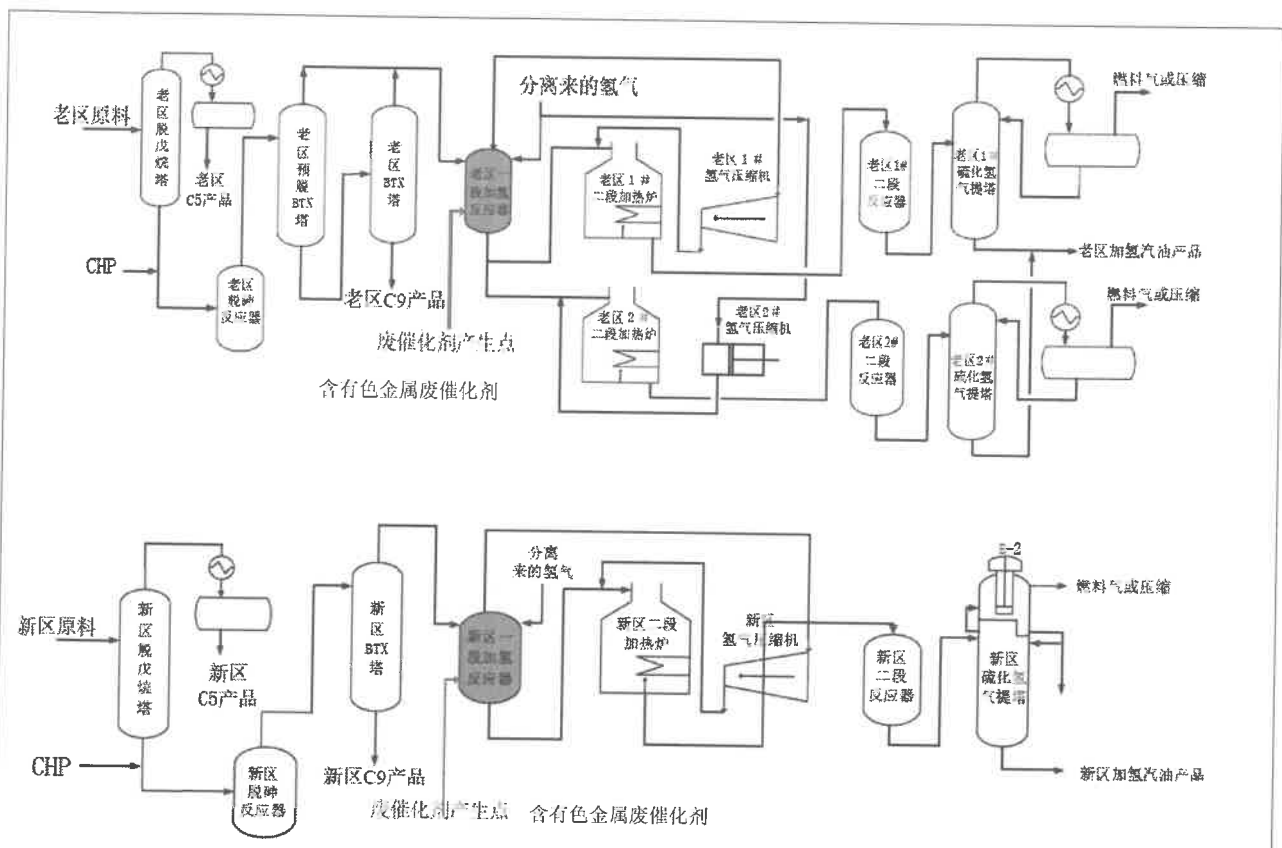
稳定塔(C-201)用于处理脱硫后的汽油产品使其稳定(分离出较轻的烃类)。稳定塔顶部的气体经空冷器(A-201)、水冷器(E-202)冷却后进入稳定塔顶回流罐(D-201)。罐顶燃料气送至燃料气系统或催化装置分馏塔回流罐回收液化气,罐底液体经回流泵升压后返回稳定塔(C-201)顶部。塔底精制汽油产品经过精制汽油/换热水换热器(E-201)与自装置外来的换热水换热,再经空冷(A-202)和水冷(E-204)冷却后送出装置。稳定塔塔底设稳定塔再沸器(E-203),采用1.4MPa的蒸汽作为热源。



9、裂解汽油加氢装置

来自原料罐区的裂解汽油经脱戊烷塔和脱碳九塔的分选后，将原料分离为碳五组分、碳九组分及C6-C8汽油组分。碳五及碳九组分直接作为副产品进行外送。C6-C8组分经一段、二段加氢反应器进行加氢反应后进入硫化氢汽提塔脱除其中的硫化氢后送加氢汽油罐区进行储存。

一段加氢反应器内催化剂在卸剂前需经过烧焦处理以消除其上附着的焦粒，烧焦过程产生的烟气经过烧焦罐喷水除尘后排放大气，烧焦气中主要成分为CO₂，因此烧焦后的烟气无需特殊处理即可达标排放。



10、煤制气装置

“单喷嘴冷壁式粉煤加压气化技术”，工业化示范装置的主要目的是将固体原料通过气化变为气态，再通过一系列的工艺过程生产出合格的产品氢气。原料煤经过磨煤、干燥后储存在低压粉煤储罐，然后用 N_2 (正常生产后用 CO_2 输送) 通过粉煤锁斗加压、粉煤给料罐加压输送，将粉煤输送到气化炉烧嘴。干燥粉 (80℃)、纯氧气 (40℃)、过热蒸汽 (350℃) 一同通过烧嘴进入气化炉气化室，瞬间发生升温、挥发分裂解、燃烧及氧化还原等物理和化学过程 (1~10 S) 生成高温、高压的粗合成气。该反应系统中的放热和吸热的平衡是自动调节的，既有气相间反应，又有气固相间的反应。1400~1600℃ 的合成气出气化室通过激冷环、下降管被激冷水激冷冷却后，进入激冷室水浴洗涤、冷却，并进行初步的除渣、脱水处理；出气化炉的温度为 210~220℃，然后经过文丘里洗涤器增湿、洗涤，进入洗涤塔进一步降温、洗涤，温度约为 204℃、粉尘含量小于 1.0mg/标准 m^3 的粗合成气送到变换、净化工段。粗合成气在净化装置中，先后通过耐硫变换、低温甲醇洗和 PSA- H_2 ，分别用化学和物理的方法进行净化处理，同时回收系统热量，最后产出合格的产品气。

为了满足低温甲醇洗单元的冷量需要，净化装置中还设置了丙烯制冷系统。

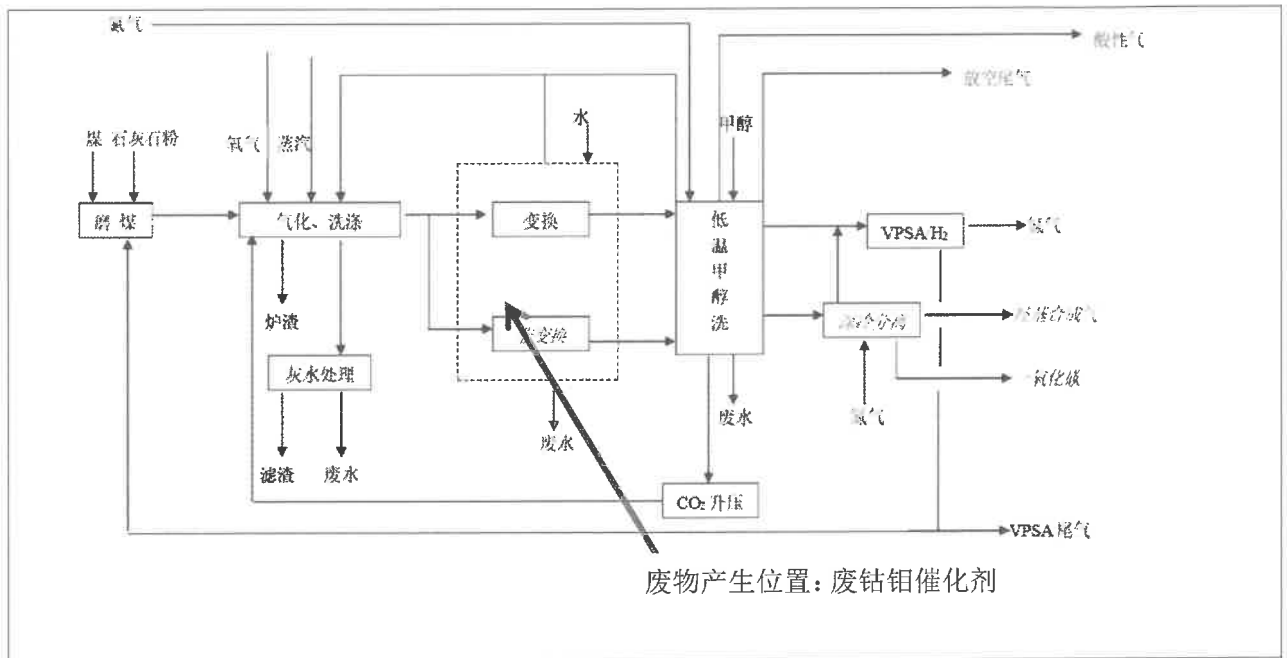


表 3 废物组分、特性（详见附件）

废物名称	主要组分	相应比例 (%)	危害特性	形态
含有色金属废催化剂 (FF-66&FF-56)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	68.00%	腐蚀性 <input type="checkbox"/>	固态 <input checked="" type="checkbox"/>
	氧化钼 (MoO ₃)	24.00%	毒性 <input checked="" type="checkbox"/>	半固态 <input type="checkbox"/>
	氧化镍 (NiO)	4.80%	易燃性 <input type="checkbox"/>	粉末态 <input type="checkbox"/>
	其他	3.20%	反应性 <input type="checkbox"/>	颗粒态 <input type="checkbox"/>
加氢裂化废催化剂 (FC-52)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	70.00%	腐蚀性 <input type="checkbox"/>	固态 <input checked="" type="checkbox"/>
	氧化钼 (MoO ₃)	19.00%	毒性 <input checked="" type="checkbox"/>	半固态 <input type="checkbox"/>
	氧化镍 (NiO)	6.40%	易燃性 <input type="checkbox"/>	粉末态 <input type="checkbox"/>
	其他	4.60%	反应性 <input type="checkbox"/>	颗粒态 <input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂 (FF-66)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	68.00%	腐蚀性 <input type="checkbox"/>	固态 <input checked="" type="checkbox"/>
	氧化钼 (MoO ₃)	24.00%	毒性 <input checked="" type="checkbox"/>	半固态 <input type="checkbox"/>
	氧化镍 (NiO)	4.80%	易燃性 <input type="checkbox"/>	粉末态 <input type="checkbox"/>
	其他	3.20%	反应性 <input type="checkbox"/>	颗粒态 <input type="checkbox"/>
加氢裂化废催化剂 (FC-52&FC-76)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	70.00%	腐蚀性 <input type="checkbox"/>	固态 <input checked="" type="checkbox"/>
	氧化钼 (MoO ₃)	19.00%	毒性 <input checked="" type="checkbox"/>	半固态 <input type="checkbox"/>
	氧化镍 (NiO)	6.40%	易燃性 <input type="checkbox"/>	粉末态 <input type="checkbox"/>
	其他	4.60%	反应性 <input type="checkbox"/>	颗粒态 <input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂 (T-201)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	82.00%	腐蚀性 <input type="checkbox"/>	固态 <input checked="" type="checkbox"/>
	氧化钼 (MoO ₃)	13.00%	毒性 <input checked="" type="checkbox"/>	半固态 <input type="checkbox"/>
	氧化钴 (CoO)	3.00%	易燃性 <input type="checkbox"/>	粉末态 <input type="checkbox"/>
	其他	2.00%	反应性 <input type="checkbox"/>	颗粒态 <input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂 (T-306)	氧化锌 (ZnO)	99.00%	腐蚀性 <input type="checkbox"/>	固态 <input checked="" type="checkbox"/>
	其他	1.00%	毒性 <input checked="" type="checkbox"/>	半固态 <input type="checkbox"/>
			易燃性 <input type="checkbox"/>	粉末态 <input type="checkbox"/>

			反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
			感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂(Z-417F、Z402-4)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	82.00%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	✓
	镍 (Ni)	16.00%	毒性	✓	半固态	<input type="checkbox"/>
	其他	2.00%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
			反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
			感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂(Z-418F)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	87.00%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	✓
	镍 (Ni)	11.00%	毒性	✓	半固态	<input type="checkbox"/>
	其他	2.00%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
			反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
			感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂(Z405G-4)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	88.00%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	✓
	镍 (Ni)	10.00%	毒性	✓	半固态	<input type="checkbox"/>
	其他	2.00%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
			反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
			感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂(LSH-03A)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	82.30%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	✓
	氧化钴 (CoO)	2.00%	毒性	✓	半固态	<input type="checkbox"/>
	氧化钼 (MoO ₃)	12.50%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
	其他	3.20%	反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
			感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂(FZC系列)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	32.237%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	✓
	钼 (Mo)	3.151%	毒性	✓	半固态	<input type="checkbox"/>
	镍 (Ni)	3.654%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
	钒 (V)	6.389%	反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
	其他	54.569%	感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂(5300装置)	钴 (Co)	5.15%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	✓
	钼 (Mo)	25.9%	毒性	✓	半固态	<input type="checkbox"/>
	镍 (Ni)	4.32%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
	其他	64.64%	反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
			感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂(FHUDS-6)	镍 (Ni)	4.16%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	✓
	钼 (Mo)	25.3%	毒性	✓	半固态	<input type="checkbox"/>
	其他	70.54%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
			反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
			感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂(S Zorb 废剂)	镍 (Ni)	15%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	✓
	锌 (Zn)	40%	毒性	✓	半固态	<input type="checkbox"/>
	铝 (Al)	18%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
	其他	27%	反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
			感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>
含有色金属废催化剂(LY-9802)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	80.8%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	✓
	氧化钴 (CoO)	1.6%	毒性	✓	半固态	<input type="checkbox"/>
	三氧化钼 (MoO ₃)	16%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
	氧化镍 (NiO)	1.6%	反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
			感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>

含有色金属废催化剂 (SHP-02/SHP-02F)	氧化铝 (Al ₂ O ₃)	79.4%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	<input checked="" type="checkbox"/>
	氧化钴 (CoO)	3%	毒性	<input checked="" type="checkbox"/>	半固态	<input type="checkbox"/>
	三氧化钼 (MoO ₃)	16%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
	氧化镍 (NiO)	1.6%	反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
废钴钼催化剂(煤制 气)	氧化钼 (MoO ₃)	8%	腐蚀性	<input type="checkbox"/>	固态	<input checked="" type="checkbox"/>
	氧化钴 (CoO)	4%	毒性	<input checked="" type="checkbox"/>	半固态	<input type="checkbox"/>
	其他	88%	易燃性	<input type="checkbox"/>	粉末态	<input type="checkbox"/>
			反应性	<input type="checkbox"/>	颗粒态	<input type="checkbox"/>
			感染性	<input type="checkbox"/>	液态	<input type="checkbox"/>

第二部分：废物包装、运输情况

表 1 废物包装情况

序号	废物名称	包装物(容器)名称	材质	容积	是否有危废标签
1	含有色金属废催化剂	集装箱、铁桶或吨包袋	以实际包装物为准	以实际包装物为准	有
2	加氢裂化废催化剂	集装箱、铁桶或吨包袋	以实际包装物为准	以实际包装物为准	有
3	废钴钼催化剂	集装箱、铁桶或吨包袋	以实际包装物为准	以实际包装物为准	有

表 2 废物运输情况

运输是否符合交管部门运输相关规定(文字描述)

委托湖北鹏达联合运输有限公司、扬州市兴发运输有限公司、南京瑞天物流有限公司来负责运输，运输车辆符合交管部门运输相关规定。运输车辆及其随车人员应持有《危险品准运证》、驾驶员持有《危险品驾驶证》、押运员持有《押运证》以及人员的消防培训。运输过程严防跑、冒、滴、漏。

我公司严格按照国家环保部门和交管部门运输的相关规定进行安全有效的运输，使用有合法营运专业资质的危险废物运输车辆进行运输，车辆驾驶员、押运员全部持证上岗；危险废物专用车辆按照国家标准悬挂危险标识，应急预案备案表，并配备应急器材和安全防护设施。

运输方式： 道路 铁路 水路

运输路线文字描述：(写明途经省、市、县(区)，附路线图)

途经省市：江苏省南京市六合区 → 安徽省滁州市南谯区 → 安徽省合肥市肥东县 → 安徽省合肥市包河区 → 安徽省合肥市蜀山区 → 安徽省合肥市肥西县 → 安徽省六安市舒城县 → 安徽省六安市金安区 → 湖北省武汉市新洲区 → 湖北省武汉市黄陂区 → 湖北省武汉市东西湖区 → 湖北省武汉市江夏区 → 湖北省鄂州市鄂城区 → 湖北省黄石市下陆区 → 湖北博益环保科技有限公司

运输路线：从起点出发，行驶 356 米左转头进入新华东路，行驶 2.3 公里进入环岛进入葛关路，在葛关路行驶 4.9 公里向右前方转入 G36 宁洛高速，在宁洛高速行驶 34.5 公里后靠左行驶进入 S22 天天高速，在 S22 天天高速行驶 27.3 公里后靠右行驶进入 G40 沪陕高速，在 G40 沪陕高速行驶 109.3 公里后向右前方转入 G4212 合安高速，在 G4212 合安高速行驶 124.4 公里后靠左行驶进入 G50 沪渝高速，在 G50 沪渝高速行驶 75.1 公里后向右前方转入 S32 太蕲高速，在太蕲高速行驶 47.8 公里后进入 S78 蕲嘉高速，在 S78 蕲嘉高速行驶 71.4 公里后向右前方转入 G50 沪渝高速，在 G50 沪渝高速行驶 31.8 公里后进入 G45 大广高速，在 G45 大广高速上行驶 7.5 公里后靠左行驶进入长龙快速路，在长龙快速路上行驶 2.5 公里到达目的地(湖北博益环保科技有限公司)



表3 转移的污染防治、安全防护和应急措施

1、运输过程中的污染防治措施以及按照要求配备的相应污染防治设备

污染防治措施

1. 严禁将废弃物料（包括样品）倾倒入下水系统（包括污水系统）。
2. 废催化剂卸载作业时做到工完、料尽、场地清，严禁进入下水系统和地面。
3. 储存场地的地面应防渗漏，配备相应工具，如遇洒落立即清扫到包装桶内。
4. 运输搬运过程发生泄漏，立即收集到包装桶内。
5. 装载废催化剂的包装物，按照危险废物处理，防止二次污染。

污染防治设备：清扫工具、吸附棉、包装容器、防护手套

2、运输过程中的安全防护措施以及按照要求配备的相应安全防护设备

安全防护措施：

1. 运输、装卸作业人员应具备相应的资质，必须经过专业培训，持证上岗。每次作业前，作业人员应对危害性、安全措施、应急处置等主要信息予以熟悉。
2. 运输承包商应具备国家权威部门认可的营运资质。
3. 运输车辆及其随车人员应持有《危险品准运证》、驾驶员持有《危险品驾驶证》、押运员持有《押运证》以及人员的消防培训。
4. 承包商运输车辆进入中国石化扬子石油化工有限公司现场应按规定路线行驶，不得擅自改变。发生道路堵塞，尽可能优先安排危险化学品运输车辆先行，但这并不意味着危险化学品运输车辆在任何时候都拥有先行权，其必须严格遵守现场道路安全规定，行驶中应控制车速（15公里/时），保持与前车的安全距离，严禁超车，确保行车安全。

安全防护设备：行车记录仪、GPS 卫星定位仪、铲子、警戒带、安全帽、灭火器。

3、运输过程中的应急预案以及按照要求配备的相应应急设备

一、应急预案

一旦发生事故，及时发现、报告和处置将在很大程度上减少事故损失，防止事态、事故蔓延、扩大。因此，不论伤害或事故的大小，任何人员，包括当事人或发现者都有责任立即向其主管或公司安全环保管理部门报告任何伤害或事故。

1. 交通事故应急响应

- (1) 拨打110报警；如现场有人员伤亡应立即拨打120急救电话；
- (2) 及时对伤员进行现场急救处理；
- (3) 根据事故报告程序和事故性质，逐级向运输公司业务调度部门、运输公司安全环保管理部门和危险废物产生单位—中国石化扬子石油化工有限公司及危险废物接收单位—湖北博益环保科技有限公司的安全环保管理部门如实报告事故情况；
- (4) 报告内容：事故发生时间、地点（标志性建筑）、车号、当事人姓名、事故概况、已造成的后果、原因初步分析、已采取的措施、是否有人员伤亡以及伤者所送医院、报告人姓名等（紧急情况下先报告事故发生的时间、地点、车号、事故简要叙述及造成的后果）；
- (5) 保护好事故现场，等候交警处理；
- (6) 参与调查交通事故发生原因、填写初始调查报告并采取措施防止类似事故发生。

2. 人身伤害事故应急响应

- (1) 拨打120急救电话；对伤者提供或使其得到救助；
- (2) 采取行动以确保防止进一步的伤害并保护现场和保留证据；
- (3) 根据事故报告程序和事故性质，逐级向运输公司业务调度部门、运输公司安全环保管理部门和危险废物产生单位—中国石化扬子石油化工有限公司及危险废物接收单位—湖北博益环保科技有限公司的安全环保管理部门如实报告事故情况；
- (4) 报告内容：事故发生时间、地点（标志性建筑）、事故类别、事故概况、车号、当事人姓名、

伤害程度、原因初步分析、已采取的措施、伤者所送医院、报告人姓名等（紧急情况下先报告事故

发生的时间、地点、车号、人员伤害情况及已采取的急救应急措施）；

- (5) 组织处理事故现场；
- (6) 通知受伤员工家属；
- (7) 根据伤员受伤程度与医院商讨抢救方案、安排看护人员；
- (8) 分析事故原因,做好事故记录并上报；
- (9) 采取措施防止类似事故发生。

3 火灾事故应急预案

- (1) 一旦发生火情,立即拨打“119”报警；
- (2) 根据事故报告程序和事故性质,逐级向运输公司业务调度部门、运输公司安全环保管理部门和危险废物产生单位—中国石化扬子石油化工有限公司及危险废物接收单位—危废处置单位名称的安全环保管理部门如实报告事故情况；
- (3) 报告内容:事故发生单位、时间、地点(标志性建筑)、车号、当事人姓名、事故概况、造成后果、原因初步分析、已采取的措施、报告人姓名等；
- (4) 在确认安全的情况下,经过消防培训的驾驶员和押运员应使用车载灭火设备或附近可取的灭火设备,尽可能的扑灭在起始阶段的小火；
- (5) 注意保护好油箱,未受损货物应及时采取保护和转移措施；
- (6) 如无法控制火势立即撤到安全地带,遇浓烟要尽量贴近地面爬离现场；
- (7) 接应消防车并向消防人员说明燃烧物介质,并积极配合扑救；
- (8) 抢救伤员;疏散无关人员到安全地带；
- (9) 设置隔离带；
- (10) 尽可能转移邻近货物防止火势蔓延；
- (11) 通知受伤员工家属；
- (12) 清理现场,检查货物和车辆受损情况；
- (13) 了解事故原因,做好事故记录与上报,采取措施防止类似事故发生。

4 危险废物泄漏事故

- (1) 立即报警,同时按事故级别逐级向运输公司业务调度部门、运输公司安全环保管理部门和危险废物产生单位—中国石化扬子石油化工有限公司及危险废物接收单位—湖北博益环保科技有限公司的安全环保管理部门如实报告事故情况；
- (2) 报告内容:泄漏事故的时间、地点(标志性建筑)、车号、当事人姓名、装载货物(包括名称、性质、包装和数量)、泄漏情况、可能造成后果、原因初步分析、已采取的措施、报告人姓名等；
- (3) 设立警戒线、隔离带,无关人员不得靠近,保护好泄漏现场；
- (4) 立即启用随车应急救援器材(灭火器、黄沙、铁锹、防护面具等),在事故初始阶段,积极采取施救措施进行处理；
- (5) 事故发展无法控制的,到上风处避险并等待救援力量；
- (6) 随车安全技术卡包括泄漏危险废物名称、性质等交救援人员；
- (7) 积极配合救援力量做好现场污染物处理及清除工作；
- (8) 积极配合事故调查部门认真分析事故原因,举一反三,采取措施防止类似事故发生；
- (9) 做好事故记录与上报。

应急设备:清扫工具、吸附棉、防护手套、铲子、警戒带、安全帽、灭火器。

第三部分 废物处理处置情况

表1 接收单位基本情况

单位名称：湖北博益环保科技有限公司

危废经营许可证编号：S42-02-04-0132

有效期：2026年3月23日至2027年3月22日

经营核准内容（废物名称、类别、数量）：

核准经营危险废物类别：HW13（900-015-13）90吨/年、HW16（266-009-16、266-010-16、231-001-16、231-002-16、398-001-16、873-001-16、806-001-16、900-019-16）20吨/年、HW17（336-056-17、336-057-17、336-063-17、336-066-17）20吨/年、HW33（336-104-33）10吨/年、HW34（398-005-34、398-007-34、900-300-34、900-305-34、900-307-34、900-308-34）60吨/年、HW46（900-037-46）100吨/年、HW49（900-039-49、900-041-49、900-042-49、900-045-49、900-047-49）600吨/年、HW50（251-016-50、251-017-50、251-018-50、251-019-50、261-151-50、261-152-50、261-153-50、261-154-50、261-155-50、261-156-50、261-157-50、261-158-50、261-159-50、261-160-50、261-161-50、261-162-50、261-163-50、261-164-50、261-165-50、261-166-50、261-167-50、261-168-50、261-169-50、261-170-50、261-172-50、261-173-50、261-174-50、261-175-50、261-176-50、261-177-50、261-178-50、261-179-50、261-180-50、261-181-50、261-182-50、261-183-50、263-013-50、271-006-50、275-009-50、276-006-50、772-007-50、900-049-50）29700吨/年，共8个大类68个小类。

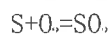
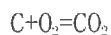
核准经营总规模：30600吨/年。

表2 与接收废物相关的处理处置情况

文字描述及工艺流程图

1、废催化剂处理工艺流程说明

入回转窑焙，经过高温焙烧，使钼、钒等元素和熔融状态的碳酸钠充分反应，硫化态的钼、钒等金属被氧化为氧化态，钼、钒等金属氧化物与碳酸钠反应，生产钠盐。主要反应式如下：



废催化剂中磷酸盐、二氧化硅部分转化为硅酸钠以各自盐的形式，进入下一步球磨液中，氧化钼、SiO₂等以浸出渣形式被压滤分离。

(3) 球磨浸出

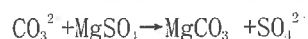
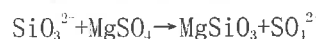
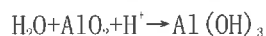
焙烧后的物料经球磨机研磨至120目以上，经压滤渣水、新鲜水浸出，使可溶性Na₂MoO₄、Na₂VO₃进入溶液中，镍、钴、SiO₂、Fe₂O₃等则留在固体渣中。

(4) 压滤

浸出后的料浆用料浆泵注入压滤机中，实现固液分离，料液进入下一工序，压滤渣采用水洗，水洗水用于球磨浸出，分离后的滤渣进入湿法车间工序回收钼、镍和硫酸钠。

(5) 除杂

浸出液含有C、P、Si等杂质，加入适量硫酸镁进行除杂，同时控制pH为8.5~9.0，去除CO₃²⁻、PO₄³⁻、SiO₃²⁻等杂质，反应如下：



过滤，除杂后液进入回收钒、钼工段。除杂渣再返回球磨工序进一步回收其中的钼、钒等金属。

(6) 回收钒

来自除杂工段的除杂后液主要含有Na₂MoO₄、NaVO₃等，针对每批次得到的除杂后液进行分析，加入适量硫酸铵充分反应，温度为50~60℃，过滤得到产品偏钒酸铵。沉钒后液进入钼回收工段。



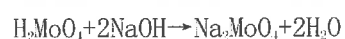
钒总回收率为97.02%。

(7) 回收钼

将沉钒后液泵至钼回收工段，加入硫酸进行沉钼，沉钼后得到钼酸沉淀物，沉钼后液进入离子交换工序，钼酸沉淀物分为两部分，一部分用于生产钼酸钠。一部分用于生产钼酸铵。

(7.1) 沉钼

往沉钒后液中缓慢加入适量的15%硫酸（98%浓硫酸和新鲜水配制），调pH至1.5~2，反应1h，反应温度70~80℃，沉淀物即钼酸，过滤，漂洗后的钼酸一部分投入8%NaOH碱液中进行反溶，反溶得到的钼酸钠溶液送浓缩结晶工序。



沉钼后液（即滤液及漂洗水合并得到）含钼2~5g/L，送离子交换工序。

沉钼过程有酸雾废气产生，主要污染物为硫酸雾，反应釜密闭收集经两级碱液喷淋处理后通过15m排气筒排放。

(7.2) 离子交换

沉钼后液从高位槽进入“离子交换柱”进行“离子交换反应”，溶液中钼被“离子交换柱”选择性吸附。离子交换后液主要成分硫酸钠，送硫酸钠生产工序。

树脂吸附饱和后，用清水反式清洗，然后用7~8%液碱进行“解吸”。“解吸”后的溶液送浓缩结晶工序。洗水和树脂再生液主要成分硫酸钠，送三效蒸发器蒸发、烘干后形成副产品硫酸钠外售，蒸发冷凝液返回球磨工序用水。

(7.3) 浓缩结晶

将沉钼工段反溶和离子交换工段解脱后的溶液注入结晶锅内，以夹套式蒸汽加热，以浓缩结晶的方式析出钼酸钠白色结晶。当钼酸钠晶体析出后将料液卸入离心机中转槽内，冷却至40°C-50°C（使钼酸钠充分析出）。

将卸料后的料液及钼酸钠注入离心机内甩干，甩干后的钼酸钠产品进行批次检验。母液注入母液槽内返回钠化焙烧工段配料。

(7.4) 钼酸铵生产

沉钼后的钼酸一部分送至反应釜，将钼酸溶液加热至60~80°C，再缓慢加入8%氨水进行反应，生成钼酸铵，反应完成后将溶液送入离子交换树脂，将溶液中的少量钒吸附到离子交换树脂中，吸附饱和后，加入8%碱液对离子交换树脂进行解吸，将钒解吸至溶液中，返回沉钒工序进一步回收钒。离子交换后液为钼酸铵溶液，钼酸铵溶液进入沉钼工序，在反应釜中缓慢加入15%硫酸，控制溶液pH在2.5~3.5，温度50°C左右，使溶液中的 MoO_4^{2-} 在酸性条件下逐步聚合形成四钼酸铵 $(\text{NH}_4)_2\text{Mo}_4\text{O}_{13}\cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ，静置结晶4-6小时，析出四水合钼酸铵晶体，晶体再经离心机脱水得到四钼酸铵产品。沉钼及离心分离过程的尾液主要成分为硫酸铵，送入脱氨塔加入碱液形成硫酸钠及氨水，氨水返回沉钒工序，硫酸钠进行三效蒸发装置进行蒸发、烘干形成副产品硫酸钠。钼酸生产过程主要反应方程式如下：

