

炼油行业节能降碳典型案例汇编

国家能源局能源节约和科技装备司

中国石油和化学工业联合会

2025.2

目 录

一、中国石化青岛炼化全厂节能优化	1
二、中国石油云南石化全厂节能降碳	12
三、中国海油惠州石化蒸汽压缩提级利用	28
四、中国石化燕山石化工业余热利用	34
五、中国石油云南石化重整装置节能优化	38
六、中国石化镇海炼化芳烃低温热综合利用	47
七、中国石油辽阳石化芳烃低温余热综合利用（冷、热、 电联产联运）	53
八、中国海油大榭石化 30 万吨乙苯装置工艺热水余热回收 ...	60
九、中国石油克拉玛依石化制氢装置变压吸附（PSA）弛放气二 氧化碳捕集项目（多胺基胺液首次工业化应用）	67
十、兵器工业集团北方华锦延迟焦化装置压缩机节能优化 研究应用	73
十一、中国海油惠州石化 95+高效超净工业炉技术升级改造 ..	87
十二、中国石化茂名分公司炼油 1 号、3 号汽轮机通流改造 ...	94

一、中国石化青岛炼化全厂节能优化

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

中国石化青岛炼油化工有限责任公司（以下简称青岛炼化）成立于 2004 年，由中国石化、山东省、青岛市共同出资设立（出资比例为 85:10:5），于 2008 年 6 月建成投产，总投资 125 亿元，是我国批准建设的与国际接轨的第一个单系列千万吨级炼油项目，目前已运行 16 年。项目由中国石化自主设计和建设，主要采用中国石化自有知识产权的国内领先技术，设备国产化率达到 96%。所有工艺装置采用集散控制系统，全厂只设一个中心控制室，采用国际先进管理模式，组织结构扁平，现有在岗正式员工 959 人。青岛炼化拥有常减压（1000 万吨/年）、催化裂化（290 万吨/年）、连续重整（150 万吨/年）、加氢裂化（200 万吨/年）、延迟焦化（290 万吨/年）、加氢处理（320 万吨/年）、柴油加氢（410 万吨/年）、煤油加氢（100 万吨/年）、S-Zorb（150 万吨/年）等 24 套生产装置及相应储运和公用工程配套设施。加工原油全部进口，以中东地区高硫中、重质原油为主。年产汽、煤、柴成品油超过 800 万吨，液化气、石油焦、聚丙烯、苯乙烯、硫黄等各类石化产品 200 余万吨，产品主要通过海运和管道出厂，部分由公路、铁路出厂。



图 1 青岛炼化全厂俯瞰图

青岛炼化全厂节能优化，主要是通过运用体系思维管理节能、创造并实践“渐进追赶”能源管理模式、持续输出节能改造项目、积极布局新能源领域、多装置联合推进全局优化、全过程管控提升水资源利用效能等先进举措，实现炼油能效

水平连续 12 年排名全国原油加工行业第一名，获得较好的经济效益、环保效益和社会效益。所采用的各项节能降碳措施和节能技术改造均符合国家《产业结构调整指导目录（2024 年）》等政策要求。

1.2 技术装备等情况

青岛炼化配套 2 台 310 吨/小时 CFB 锅炉、2 台 6 万千瓦发电机组、污水处理场等公用工程和储运配套设施，90%以上的用电由自备电厂供应。全厂电动机共 3795 台，其中一级能效电动机 145 台、占比 3.8%，二级能效电动机 275 台、占比 7.2%。全厂变压器共 177 台，其中一级能效变压器 18 台、占比 10%，二级能效变压器 16 台、占比 9.0%。另外，烟机同步运转率 100%、液力透平同步运转率大于 99.5%、无级调量机组同步运转率大于 99.3%，均处于较高水平。全厂 30 台工业加热炉，在运加热炉平均效率超过 94%。

近年来青岛炼化持续推进技术装备能效水平提升。2021-2022 年，青岛炼化相继对 2 台 6 万千瓦发电机组进行了通流面积改造，发电效率大幅提升，供电标煤耗下降 16.01 克标准煤/千瓦时，年节能约 1.35 万吨标准煤。2022-2023 年，结合实际运行工况合理采用变频调速、液力耦合调速、永磁调速等技术，对常减压常顶油泵、重整混合二甲苯泵、催化分馏塔顶循环回流泵等 7 台机泵实施了永磁耦合调速改造，对双脱液化气原料泵、汽油首站转输泵等 3 台机泵实施了叶轮改造，对制氢装置原料气压缩机实施了无级调量改造，对动力中心 CFB 锅炉一次风机实施了液力耦合调速改造。截至目前，青岛炼化节能设备已累计实施完成 3C 控制系统改造机组 4 台、变频改造动设备 25 台、小叶轮改造机泵 12 台、更换小转子改造 10 台、切削叶轮改造 55 台、无级调量改造压缩机组 7 台、叶轮拆级改造机泵 7 台、液力耦合改造 6 台、永磁调速改造 13 台、永磁耦合改造 8 台，总计 147 台。

1.3 企业节能降碳管理情况

自 2008 年投产以来，青岛炼化始终以绿色发展理念为导向、以“全方位管理、多角度优化”为理念，以创新“渐进追赶”能源管理模式为突破，以先进节能技术应用为抓手，统筹谋划、精心部署，通过能效提升计划实施、资源梯级利用优化、区域资源整合优化、单装置操作优化、多装置联合优化、公用工程系统优化全面发力，实现节能降碳与提效降耗，各项节能指标稳步下降。经过多年的探索与实践，青岛炼化创建并成功实践“渐进追赶”能源管理模式。2015 年，青岛炼化的《“渐进追赶”能源管理模式》被国家发改委推荐参加并获选国际能效合作伙伴关

系（IPEEC）的国际“双十佳”最佳节能实践。

青岛炼化炼油单位能量因数能耗指标持续提升突破，始终优于国家标杆水平（7.5 千克标油/吨·能量因数），已连续 12 年获评中国石油和化学工业联合会发布的“能效领跑者标杆企业”荣誉称号，连续 4 年荣获中国石油和化学工业联合会评选的“水效领跑者标杆企业”荣誉称号。近 3 年连续获得国家工信部等部委联合评选“重点用能行业能效领跑者”荣誉称号。2023 年荣获中国工业经济联合会评选的“碳达峰领跑者企业”称号。



图 2 青岛炼化厂区图

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

自 2008 年投产以来，青岛炼化认真贯彻落实国家及行业的各项节能法律、法规及要求，始终把节能提效工作放在公司绿色低碳发展的首要位置，持续围绕“管理节能”与“技术节能”，深入地开展各项节能降碳工作，实现各项节能指标稳步下降。近年青岛炼化单因能耗指标从 2019 年 6.44 千克标油/吨·能量因数，到 2022 年 6.41 千克标油/吨·能量因数、2023 年 6.31 千克标油/吨·能量因数，不断突破历史最好水平，较国家标杆水平低 15.9%。

青岛炼化主要炼油装置的综合能耗均低于《炼油单位产品能源消耗限额》（GB 30251）炼油生产装置能耗定额值，汽油吸附脱硫、柴油加氢、航煤加氢、加氢处理、二制氢、1 号硫黄回收、2 号硫黄回收、污水汽提等 8 套装置综合能

耗均低于定额值 50%以上，达到国内行业内同类装置领先水平。



图 3 青岛炼化能效变化情况

2.2 运行情况

青岛炼化属于能源加工转换型企业，年综合能源消耗量约 140 万吨标准煤，主要能源消耗有炼厂干气、石油焦、热力、电力、催化烧焦等，占比 90%。电力主要为加工转化时自产自用，部分外购补充。动力中心热电联产装置按照“以汽定电”的运行模式，自产热力在保证各装置生产需要的前提下，剩余热力用于发电或部分外销，全厂用电总量 90%以上来自于热电联产装置，外购电力占总用量的比例不足 10%。

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

对照国家发改委等部委发布的《工业重点领域能效标杆水平和基准水平（2023 年版）》（发改产业〔2023〕723 号），炼油领域的能效指标“单位能量因数综合能耗”的标杆水平是“7.5 千克标准油/吨·能量因数”，青岛炼化自 2008 年投产后，始终低于该标杆水平，已连续 12 年保持全国原油加工行业第一名。青岛炼化节能降碳重点举措如下：

2.3.1 运用体系思维管理节能

青岛炼化全体员工集思广益、大胆创新、同心协作、高效执行，在思想上形成高度统一的节能意识，在行动上不折不扣地抓落实。高度重视节能节水降碳体系建设工作，每年组织节能节水降碳管理评审，按月动态跟踪目标、绩效参数和能源管理方案的执行情况，及时发现问题并改进。从源头把住设计和采购环节的节能关，从过程抓好单装置与装置间工艺优化、产品质量裕度合理控制、节能设备长周期运行、能源计量器具准确完整等专业节能管理，从末端做好污水回用、雨水回用、废气回收等能源、资源的循环利用。

2.3.2 实践“渐进追赶”能源管理模式

创建并持续实施“渐进追赶”能源管理模式，动态对标行业内先进装置的能效指标，制定有针对性的达标措施并稳步实施。在能效指标提升空间逐年缩窄、质量与环境因素增加能耗等客观环境变化下，节能方针从“抓大放小”逐步过渡到“抓大不放小”，形成了以比学赶帮超、流程模拟优化、专题攻关与培训、技术服务以及调研交流为主体的节能精细管理模式。

2.3.3 全方位、多角度开展节能优化

结合人员精简和年轻化的特点，青岛炼化充分利用先进的信息化技术开展单装置与装置间联合节能优化，组织、培训技术人员应用 Petro-SIM、AspenPlus、AspenHysys 等流程模拟软件，常态化进行生产过程的全流程优化测算。通过组建生产优化团队，开展培训讲课和交流研讨，让“会使用优化软件”成为装置工艺技术的一项必要技能，每年形成并实施 50 多个优化方案。

一是单装置优化。结合软件模拟测算，对各装置精馏塔的运行情况进行诊断分析，动态优化操作条件，降低塔顶压力和回流比，通过对重整预加氢脱异戊烷塔 C103、柴油加氢汽提塔 C201、加氢处理汽提塔 C201 及加氢处理分馏塔 C202 进行降压操作，节约低压蒸汽 4.1t/h；对装置换热器的传热效率和结垢系数进行跟踪测算分析，及时对传热效率下降比较大的换热器进行清洗，其中航煤加氢装置进料换热器 E101 清洗后，换后温度提高了 15℃。

二是多装置联合优化。对常减压装置稳定塔、延迟焦化装置吸收稳定系统以及加氢裂化装置吸收稳定系统进行测算分析，将原本进延迟焦化装置加工的柴油加氢轻烃和重整装置轻烃，通过流程优化改进常减压装置和加氢裂化装置加工，从而打开了全厂轻烃系统的加工后路，解决了 25t/h 轻烃在装置间循环加工带来的能耗增量；测算实施“以柴油加氢装置为支点，借助延迟焦化装置余热反向传递给常减压装置产汽外供”的全局优化方案，在柴油加氢装置原料混合温度按上限控制的前提下，将常减压装置常三线热量重新分配，多产蒸汽 3~5t/h 供系统，降低常三线直供温度约 10℃，将热量转移，焦化汽柴油直供温度从 55℃提高至 80℃左右，实现整体节能，每年增效约 700 万元。

三是装置间直供料和热供料的优化。充分利用全厂装置布局集中和一个中央控制室操作控制集中的优点，按照上游装置操作波动由下游装置吸收的原则，主体生产装置间逐渐实现全部或绝大部分直供料、热供料，如常减压-焦化间渣油直供料，常减压、焦化-加氢处理-催化间蜡油直供料，常减压、催化、焦化-柴油加氢间柴油原料直供料等。目前，装置间直供料率超过 84%，直供料比例和热供

料水平均处于中国石化领先水平。

四是蒸汽系统全局优化。结合全厂各产、用汽设备对蒸汽管网的压力要求及三个蒸汽管网的平衡情况，开展好管网与各装置用汽点的优化工作。为降低中压蒸汽消耗，首先将中压蒸汽管网压力由 3.5MPa 提高至 3.72MPa，在此基础上又将低压蒸汽管网压力由 1.0MPa 降压至 0.68MPa，其后组织将低低压蒸汽管网压力由设计值的 0.45MPa 降压至 0.30MPa。通过渐进优化三级蒸汽管网压力，全厂 7 台蒸汽轮机（驱动气体压缩机）效率平均提高 2 个单位，节约用汽约 35t/h。

2.3.4 持续推进“能效提升”行动

“十四五”期间，青岛炼化系统实施了包含一制氢、苯乙烯等装置绿色加热炉外壁节能改造、重整进料/产物换热器适应性改造项目、A 列溶剂再生增加凝结水回收罐项目、柴油加氢装置余热回收系统改造、全厂低温热回收及综合利用、智能节电改造项目等 33 项能效提升改造项目，可实现节约电力 2065 万千瓦时/年、节约燃料气 10033 吨/年、回收热量 96825.14GJ/年、节约 1.0MPa 蒸汽 7307 吨/年、0.7MPa 蒸汽 14432 吨/年、0.35MPa 蒸汽 57365 吨/年、循环水 2693880 吨/年、新鲜水 35000 吨/年，2 台 6 万千瓦发电机组供电煤耗下降 16.01 克标准煤/千瓦时，总投资约 1.7 亿元，每年节能量合计约 3.84 万吨标准煤。

一是应用高效换热器技术。2023 年，青岛炼化采用缠绕管式换热器技术，将连续重整装置进料/反应换热器由板式换热器更换为缠绕管换热器，改造后，热端温差由 55℃降低至 20℃左右，压降由 115 kPa 降至 45 kPa 左右，每年节约瓦斯约 7288 吨，节能 9891 吨标煤。

二是推广烟气余热回收利用技术。2023 年，青岛炼化进一步对柴油加氢、连续重整、二制氢、乙苯等装置加热炉余热回收系统进行了改造，采用铸铁板式、旋流式等高效空气预热器形式，进一步回收烟气余热，降低排烟温度，通过改造，全厂加热炉热效率提升了 0.5 个百分点，超过 94%。

三是加大保温节能改造力度。近 3 年，青岛炼化采用“内层纳米气凝胶+中层硅酸铝+外层纳米气凝胶”的新材料与传统材料有机结合的形式，对 4 千米蒸汽系统管线保温进行了节能改造，年节能量约 0.24 万吨标煤；对重整装置四合一反应器出入口 412 米高温管线保温进行节能改造，年节能量约 0.08 万吨标煤。

四是扎实开展能量系统优化。青岛炼化优化建立催化换热水系统，将催化介质热通过换热水，提供给气分装置做塔底热源；建立催化装置顶循油和气分装置热联合；建立全厂二级热除盐水系统，将 1000t/h 左右的二级冷除盐水引入焦化、

重整、柴油加氢、加氢处理、S-Zorb、一制氢、二制氢、系统凝结水回收低温热，将除盐水换热至 105-125℃左右，再进入除氧器，大幅减少蒸汽消耗；合理梯级利用柴油加氢分馏塔底的精制柴油热量，依次给煤油加氢装置汽提塔做热源、发生 1.0MPa 饱和蒸汽、发生 0.5MPa 饱和蒸汽、与柴油加氢原料换热、与系统二级冷除盐水换热，实现热量合理匹配、高效回用；实施全厂低温余热回收及利用项目，回收凝结水系统余热，通过增加板式换热器，将低压凝结水高温位热量传递给除氧器进水，有效降低除氧器耗汽约 5~7t/h，换热后进入新增低温热制冷机组制冷，替代原有蒸汽制冷机组，通过增加 ORC 发电机组回收中压凝结水的高温位余热等。通过直接换热、制冷、发电等技术耦合，按照“温度对口、梯级利用”的原则，实现吃干榨净全厂凝结水的余热，年节能量约 0.82 万吨标煤。

2.3.5 积极布局新能源，构建绿色发展格局

充分利用闲置屋顶、土地和水面等超过 8 万平方米的面积，最大化实现厂区内光伏发电，总装机规模达到 7.58MW，每年可发电 900 多万千瓦时，实现青岛炼化办公绿电全覆盖，减排二氧化碳约 5000 多吨。积极开展绿色电力交易，成为山东省首批参加绿色电力市场交易和获得绿色电力消费凭证的企业之一，青岛炼化绿电使用比例逐年提升至 11.14%。在氢能利用方面，首创利用低温甲烷化装置生产燃料电池氢，中期利用 S-PSA 装置提纯苯乙烯脱氢尾气生产燃料电池氢，目前进一步建成青岛市氢能加供中心，年销售车用燃料电池氢气达 300 多吨，为青岛市及周边地区清洁能源供应和氢能产业链高质量发展做出积极贡献。

2.3.6 持续完善双碳管理链条

青岛炼化全面贯彻落实国家碳达峰碳中和有关工作要求，持续完善碳达峰行动方案 and 任务清单，从能源结构优化调整、节能降碳减污、资源循环高效利用等 8 个方面制定了近 40 项碳达峰行动措施，分解落实责任单位和完成时间，按月跟踪推动每项措施，确保碳达峰工作有序开展。针对催化烟气中低浓度二氧化碳的回收利用，与相关科研单位研究并实施制备拟薄水铝石技术的工业应用。开展产品全生命周期碳足迹核算和评价分析研究，开发与应用碳足迹核算软件，以国际化大宗石化产品航空煤油作为试点，从原料获取、运输、生产、销售和使用等 5 个阶段对其全生命周期碳足迹进行核算，应用优化模型测算制定生产操作调整方案并组织实施，实现减少航煤产品碳足迹约 25 千克二氧化碳/吨产品。



图 4 青岛炼化新能源产业发展情况图

3. 效益分析

3.1 经济效益

“十四五”期间，青岛炼化通过持续不断的对标分析和技术攻关深挖节能潜能，累计实施 33 项能效提升改造项目，总投资约 1.7 亿元，年节能量约 3.84 万吨标准煤，约合炼油综合能耗降低 2.2 千克标准油/吨，按照 800 元/吨标煤估算，可产生经济效益约 3072 万元/年。

其中，2023 年结合大检修集中完成“动力中心、区变三变压器能效提升”、“A 列溶剂再生增加凝结水回收罐”、“重整进料/产物换热器 E201 更换为缠绕管换热器”、“连续重整装置圆筒炉余热回收系统改造”、“二制氢空预器改造”、“一制氢、苯乙烯等装置绿色加热炉外壁节能改造”、“柴油加氢装置余热回收系统改造”等 7 个能效提升重点项目，配合各装置开工后开展节能优化调整，炼油综合能耗下降约 1.6 千克标油/吨。

3.2 环境效益

通过实施“渐进追赶”管理，青岛炼化能源消耗量逐渐下降，减少了二氧化碳排放量，取得了较好的环境效益。水重复利用率 99.3%，在中国炼化行业处于领先水平，雨水、污水、凝结水等回用量每年约 350 万吨，其中，含盐污水深度提标改造和回用项目实现节水 54.6 万吨/年，产生效益 500 万元/年。连续 4 年获得全国水效领跑者标杆企业称号。

3.3 社会效益

青岛炼化实现炼油综合能耗较投产初期下降 11.5%，炼油单位能量因数能耗

较投产初期下降 11.2%，主要经济技术指标在中国石化集团公司大型炼油企业中排名领先，绿色低碳可持续发展水平显著提升，能效指标连续 12 年在全国原油加工行业排名第一，发挥了很好的引领示范作用。

实施的氢能资源基地项目，为青岛市及周边地区清洁能源供应和氢能产业链高质量发展做出积极贡献。城市精制中水使用量在全厂总用水量占比达到 55% 以上，节约等量新鲜水，为缓解新区严峻的供水问题做出了应有的贡献。

国内炼化企业纷纷到青岛炼化学习参观，国际企业 BP、巴斯夫、沙特阿美、哈萨克斯坦阿特劳炼厂等也到青岛炼化参观交流，为中国炼油工业走出去，参与“一带一路”建设做出了贡献。

4. 突出亮点

4.1 创新能源管理模式

经过多年的探索与实践，青岛炼化创建了“渐进追赶”能源管理模式，以领先企业或装置、系统的指标作为目标，遵循指标分解、明确责任、对标分析、制定追赶措施、渐进实施的思路，从不同维度深入、全面地开展追标、超标，不断滚动更新能效和水效目标、对标对象，实现节能节水降碳措施持续输出，逐渐改进能源绩效，使设备、装置、系统、全厂的能效水平不断螺旋上升，最终达到并超过对标目标，实现世界一流能效。

4.2 能效水平持续领跑

自 2012 年原油加工行业纳入中国石油和化工行业“能效领跑者”评选范围，青岛炼化能效指标已连续 12 年在全国原油加工组企业中位居第一。青岛炼化始终不忘“21 世纪国内首个千万吨级炼厂”的初心、牢记“在经济领域为党工作”的使命，坚信“节能永无止境、潜力永远可挖”，凭借浓厚的节能降碳氛围、坚定的全员节能意识、创新的能源管理模式以及扎实开展“节能技术改造”和“工艺运行优化”，在追求“能效极致”的道路上稳中求进，一次次刷新着全国原油加工行业能效领跑的标杆值。

4.3 水资源高效利用

水资源高效利用也是青岛炼化节能的一大亮点，从源头、过程、末端全程协同发力。在生产源头，不断提升城市精制中水替代新鲜水的比例至 55% 以上，缓解地区供水严峻问题的同时降低企业制水成本；在生产过程，采取加大地下供水管网漏失治理、应用高效纤维过滤器等新技术和新工艺、优化水系统水质和运行管理、部分水冷器串联使用循环水等措施；在生产末端，通过乏汽回收、凝结水

回收、雨水集中处理等手段，逐步将污水回用率提高至 60%以上。每年雨水、污水、凝结水等回用量约 350 多万吨，水重复利用率达到了惊人的 99.3%，在中国石油和化工行业中遥遥领先。

青岛炼化在新一轮的炼油化工绿色低碳转型发展中，将继续以智慧和汗水，书写“建设世界领先城市型炼化企业”的新篇章，成为“碳达峰碳中和”行动中的标杆典范。

五、推广应用前景

近年来，国家各部委围绕“碳达峰碳中和”密集出台节能降碳相关政策文件，未来炼油行业转型发展面临着能耗增加与能耗双控、碳排放双控之间的平衡。其中，《工业重点领域能效标杆水平和基准水平》的发布，大幅提升炼油行业能效水平目标。2024 年，《炼油行业节能降碳专项行动计划》明确提出控制全国一次加工能力上限的基础上淘汰低效产能提升整体能效水平。随着电动和天然气作为交通替代能源的快速发展，对于炼油为主的企业，打破传统发展模式，加速产品结构调整和绿色低碳转型迫在眉睫。通过节能提效降低生产成本提升企业综合竞争力将成为企业的重要抓手之一，是炼油企业高质量发展的必然方向。

作为原油加工行业连续 12 年能效指标排名全国第一的青岛炼化，多年来积累了丰富的节能降碳管理经验、节能技术应用成果，在能耗和碳排双控趋紧的未来发展形势下，对于能耗指标不足、燃动成本较高、碳排要求较高的区域，对于能效指标较差、产能低效落后的炼化企业，可以提供实践参考，通过运用体系管理思维、开展全局优化、挖潜节能改造、追求精益管控，能够有效降本增效、节能减碳，增加企业远期高质量发展空间的同时会创造更多经济价值、环保价值和社会价值。

近年来，青岛炼化结合自身特点，选用先进、成熟的节能技术装备，从实施效果上看，部分项目实践具有行业推广价值。例如重整装置增设烟气-空气余热回收系统采用预热器分段布置，引风机设置在两段中间，能够避免露点腐蚀的同时将排烟温度降至 90℃以下，热效率由原来的 89%提高到 95%以上；蒸汽系统管线保温改造采用新型保温材料与传统材料组合使用，确保散热达标的同时大幅降低改造成本；烟气轮机采用新型马刀型叶片组件，节能投资回收期不足 1 年，得到推广应用；全厂凝结水低温余热利用，采用直接换热、制冷、发电等多种技术耦合，梯级高效地利用余热。

编制人：齐本东

审核人：陈 刚

中国石化青岛炼化有限责任公司

2025 年 2 月

二、中国石油云南石化全厂节能降碳

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

云南石化炼油项目是我国第四大能源进口通道中缅油气管道的重要项目，是中国石油保障国家能源安全、拉动西南地区经济社会发展及调整炼化业务结构的战略项目。该项目设计加工原油规模为 1300 万吨/年，占地 300 公顷，于 2017 年 8 月 28 日一次开车成功并实现连续稳定运行，开工一个月，航煤产品通过国家航鉴委认证，创国内航煤认证最短纪录。同年 11 月 1 日，公司正式执行国VI质量标准，面向市场推出更高品质的清洁燃料。2018 年 1 月 15 日，延迟焦化装置投产，标志着炼油项目由工程建设期正式转入到稳定运营期。同年 11 月 29 日，炼油项目顺利通过竣工验收，标志着炼油项目工程建设任务的全面完成。2019 年 12 月，项目被评为国家优质工程金奖。

云南石化项目主体装置包括：1300 万吨/年常减压蒸馏、280 万吨/年轻烃回收、400 万吨/年渣油加氢脱硫、210 万吨/年蜡油加氢裂化、140 万吨/年航煤加氢精制、280 万吨/年柴油加氢精制、180 万吨/年汽柴油加氢改质、140 万吨/年催化汽油加氢精制、330 万吨/年重油催化裂化、55 万吨/年气体分馏、8 万吨/年 MTBE、260 万吨/年石脑油预加氢、240 万吨/年连续重整、200 万吨/年芳烃抽提、70 万吨/年 C5/C6 异构化、17（12+5）万 Nm³/h 天然气制氢、27（12+10+5）万 Nm³/h 变压吸附氢气精制（PSA）、36（2×12+2×6）万吨/年硫磺回收、120 万吨/年延迟焦化等主要生产装置以及干气脱硫、液态烃脱硫、酸性水汽提、溶剂再生、空分空压、公用工程等共计 58 个生产单元。



图 1 云南石化项目全景

云南石化始终把节能作为第一能源，强化“节约优先”的理念和“节能就是增产、节约就是增效”的观念，公司在设计建设、投产试车、正常生产等阶段都高度重视能源管理工作，按照管发展、管生产、管业务必须管节约能源的要求，不断加强统筹谋划，坚持“四精”要求，以实现效益最大化为目标，聚焦提质增效，积极学习行业内节能降耗领先企业的有效措施，将节能工作作为公司高质量发展的重要举措，苦练内功，扎实推进节能降耗工作开展，持之以恒走高效节能之路。

1.2 技术装备等情况

云南石化炼油项目采用全加氢工艺流程，由中国石油集团自主设计、自主建设、自主运营，设备国产化率 95%，具有安全环保等级高、原油加工适应性强、工艺技术先进、装置配套齐全、产品优质清洁的技术优势，可生产汽油、柴油、航煤、丙烯、液化气、苯、甲苯、混合二甲苯、硫磺、沥青等 17 类 70 种产品，立足云南省、辐射西南地区、出口东南亚国家。

储运系统包括：原油罐区、中间罐区、产品罐区、压力罐区等储运设施及产品汽车和火车装卸站、洗槽站、油气回收、酸碱站等配套设施。公用工程系统包括：变电站、给水及高压消防泵站、循环水场、空分空压站、除盐水处理站、污水处理场、再生水场、污泥焚烧等。外部配套系统包括：铁路、成品油首站、原油末站、天然气管线等。

云南石化现役设备无淘汰类，主要用能设备包括：

1) 催化主风机轴功率 31687Kw，主风机采用陕西西安陕鼓动力股份有限公司产品；配套烟机功率 33000Kw，采用兰州长城透平机械开发成套有限公司；配套电机功率 20000Kw，采用上海电气集团上海电机厂有限公司产品。主风机组配套均为国内催化裂化装置常规配置，技术水平国内领先。

2) 催化备用主风机轴功率 17316Kw，备用主风机采用陕鼓西安陕鼓动力股份有限公司产品；配套电机功率 20000Kw，采用上海电气集团上海电机厂有限公司产品。主风机组配套均为国内催化裂化装置常规配置，技术水平国内领先。

3) 渣油加氢脱硫装置新氢压缩机轴功率 7827Kw，采用美国德莱赛兰公司产品，技术水平国际领先。

4) 渣油加氢脱硫装置提浓氢压缩机轴功率 4665Kw，采用沈阳透平机械股份有限公司产品，技术水平国内领先。

5) 蜡油加氢裂化装置新氢压缩机有 2 台进口机组轴功率 4000Kw，采用美国

德莱赛兰公司产品，技术水平国际领先；1 台国产轴功率 4221Kw，采用沈阳透平机械股份有限公司产品，技术水平国内领先。

6) 连续重整装置循环氢压缩机轴功率 11740Kw，采用沈阳透平机械股份有限公司产品；配套汽轮机采用杭州汽轮机股份有限公司产品，技术水平国内领先。

7) 连续重整装置氢增压机压缩机轴功率 11700Kw，采用沈阳透平机械股份有限公司产品；配套汽轮机采用杭州汽轮机股份有限公司产品，技术水平国内领先。

8) 催化裂化装置富气压缩机轴功率 8308Kw，采用沈阳透平机械股份有限公司产品；配套汽轮机采用杭州汽轮机股份有限公司产品，技术水平国内领先。

9) 渣油加氢脱硫装置循环氢压缩机 2 台轴功率 6535Kw，采用沈阳透平机械股份有限公司产品；配套汽轮机采用杭州汽轮机股份有限公司产品，技术水平国内领先。

10) 蜡油加氢裂化装置循环氢压缩机轴功率 5305Kw，采用沈阳透平机械股份有限公司产品；配套汽轮机采用杭州汽轮机股份有限公司产品，技术水平国内领先。

云南石化已建成了先进控制与优化系统（简称 APC），目前正推进智能控制与优化系统（简称 IPC）建设，确保操作安全平稳，自控率 99.5%以上；将 PID 控制全面升级为智能控制，改善了过程动态控制性能，减少了过程变量的波动幅度，减少了产品质量波动，提高了高附加值产品收率，降低了装置能耗；建成并投产现场作业视频监控系统，实现了对施工现场的实时监控与事件追溯。

1.3 企业节能降碳管理情况

云南石化锚定建设世界一流炼化企业目标，结合生产实际，聚焦全过程优化，上下全力推进提质增效专项行动，把控大局、围绕重点，做好炼油工艺路线、燃料和动力的整体优化，把节能降耗措施落实到每一个环节、每一道工序。深耕生产运行，牵住节能降耗“牛鼻子”，现从以下五个方面对云南石化采取的能效管理创新进行总结说明：

1.3.1 能源管理方面

(1) 成立公司能源管理机构，能源管理制度逐渐完善。

公司能源管理实行总经理负责制，生产运行部负责归口管理，各生产部设节能节水小组，班组设节能节水管理员，成立现场节能检查小组，持续强化无泄漏管理，形成较为健全的能源管理体系，其中总经理牵头制定《云南石化节能降耗十六条指导意见》，全面系统地推进公司节能降碳工作。公司每年开展一次能源评

审工作，全面调查、分析公司目前能源利用水平、能源管理现状，为公司确立能源基准、能源绩效参数、动态考核指标提供基础。公司不断完善《节能节水管理办法》《加热炉管理办法》《能源评审管理办法》《计量管理办法》《云南石化能源管理体系手册》等管理制度，确保用能环节全方位管理管控。

(2) 定期组织体系内审和能源审核，实现能源体系的有效运行。

通过能源体系的有效运行，剖析企业目前能耗管理方面具有的优势和存在的问题，找出企业在组织机构与职责权限、管理制度以及对能源利用过程中各个环节和过程单位的控制措施等，确定企业目前的能源管理需要规范和改进的领域及机会，优化运行操作，提高能效，实现燃动用能下降。2019 年公司开始开展能源管理体系建设工作，获得《能源管理体系认证证书》，并持续保持证书的延续性。此外，云南石化每年组织两次能源管理体系内审，由生产运行部牵头，抽调各生产部能源管理骨干，对公司领导层、10 个职能部门、2 个直属机构、9 个二级单位进行审核，评价能源管理体系持续的符合性和运行有效性。



图 2 云南石化能源管理体系认证证书

(3) 科学制定能耗指标，做到人人肩上压担子。

云南石化始终把打造“能效领跑者”作为奋斗目标，全员思想上节能意识高度统一、行动上不打折扣狠抓落实，不讲历史指标、不讲客观条件。根据集团公司下发的指标及燃动费用计划，召集各基层单位负责人研究讨论，集思广益组织编制分解方案，把能耗指标分解到每个部门、每套装置、每个班组，班组成本管

理系统能耗指标、燃动指标、关键参数平稳率等模块设置均与每一名员工、管理人员绩效挂钩，动员和激励全员参与节能降耗工作。健全能耗指标考核机制，以综合能耗和单耗相结合、能源种类全覆盖和全厂贡献比例分装置分等级相结合、月度差异化考核和年度绩效考核相结合的方式，增加月度节能“金点子”、扭亏脱困劳动竞赛方案、节能周劳动竞赛方案等激励考核机制，层层传递节能降碳压力，组织节约型班组的创建，开展“三降一提升”，即围绕降燃料气消耗、降蒸汽消耗、降电消耗的操作优化，提升班组日常操作管理，激发员工自主创新开展节能降耗的积极性。

(4) 打牢统计计量基础，确保能源数据真实有效。

云南石化自 2016 年开始建设测量管理体系工作，全面梳理计量专业各项职责，编制公司《测量管理体系手册》、测量管理体系制度 13 项，2019 年 10 月 23 日通过中启测量体系公司认证。公司积极组织能源计量培训，加强能源计量基础管理，完成 MES 系统能耗平衡报表功能设置，对 MES 系统现场仪表、数采网关设备安装、实物移交，在 MES 系统建立工艺流程图，利用计算机技术实现能源计量数据的网格化管理。同时，云南石化针对在实际运行过程中存在原油、重油组分、蒸汽、电量、燃料等计量数据偏差的情况，成立了由公司领导任组长的统计计量攻关领导小组，对原油系统、重油平衡、燃料气平衡、蒸汽平衡、水系统平衡等开展计量攻关，查清原因，制定了切实可行的解决方案，把准能耗计量数据，六大平衡和能耗报表做到“日清日结”“旬盘点”和“月结算”，为节能降耗科学施策提供依据。



图 3 云南石化测量管理体系认证证书

(5) 深化对标提升，凝心聚力深挖潜能。

云南石化立足自身、苦练管理内功，紧盯世界一流的奋斗目标，围绕管理重点领域和关键环节，统筹发挥管理改革和创新合力，积极推动对标提升行动走深走实，按照可量化、可操作、可考核原则落实各项对标世界一流管理提升行动举措。坚持科学制定年度对标管理提升一企一策指标，将能源消耗总量、炼油单位因数耗能、万元产值能耗、二氧化碳排放量等纳入对标管理，按照“月督办”“季度进度考核”“年度完成考核”的模式，督促公司能源管理效率的提升。每月组织经济活动分析，加强全厂能耗、炼油单位因数耗能、燃动消耗等重点能耗指标与行业内先进企业的对标，强化渣油加氢装置、连续重整装置等重点耗能装置的深度对标，助力装置能效提升。生产运行部申报的《节能降耗管理项目》，获得2022年度公司级对标管理标杆项目一等奖。

(6) 长远规划，节能与减污降碳协同增效。

云南石化认真梳理核算边界、分析核算源项，组织开展碳平衡工作，对2018年以来公司自行核查碳排放情况和政府委托的第三方碳核查情况进行重新梳理，通过多种方式进行比较佐证，查缺补漏，完善公司碳排放现状。通过制定预测模型、设置预测达峰的三种情景模式，合理分析碳达峰排放量，设置排放强度控制指标，进一步加强上游节能减排要求，通过分析节能目标的可达性，制定了一系列节能措施。现阶段，通过加强加热炉热效率管理、装置供料热联合、蒸汽余热回收等措施，公司能耗管理水平得到很大提升。通过学习培训国家“双碳”相关要求、技术规范，开展低碳行动宣传教育，进一步增强环保意识、生态意识。公司推进节能与碳减排紧密挂钩，设定单位能源消耗碳排放强度、万元产值碳排放强度、碳排放总量等“双控”指标，进一步减少能源消耗。

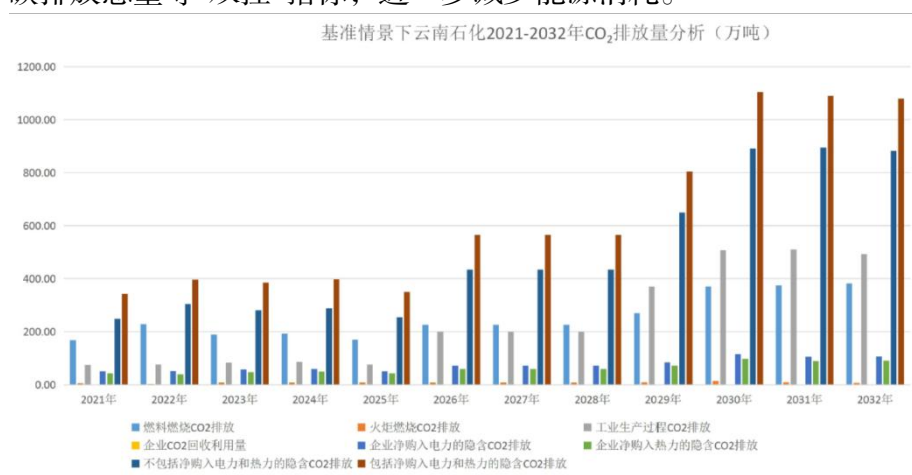


图4 云南石化二氧化碳排放情况

(7) 培育绿色工厂，践行集团公司绿色低碳理念。

云南石化秉承集团公司“以人为本、质量至上、安全第一、环保优先”的理念，以降低能源消耗、减少废物排放和提高能源利用效率为目标，守牢依法合规底线，坚定减污降碳宗旨，锚定绿色发展目标，通过持续开展全过程节水优化、重点污染源超低排放改造、VOCs 排放网格化整改、减污降碳超前谋划、生态环境保护管理精细化重构等措施，累计实施重点生态环保项目 7 项，投资超过 3.5 亿元，不断推进污染减排。制定实施绿色工厂建设规划，对照绿色工厂标准，逐项补齐改进，先后获得国家绿色工厂、全国石化行业绿色工厂、集团公司绿色工厂等称号。

1.3.2 生产优化方面

(1) 成立生产优化小组，挖掘公司运行潜力。

公司成立生产优化小组，由生产运行部主任任组长，规划和科技信息部、财务部主管生产优化工作的领导任副组长，成员涵盖生产运行部、规划和科技信息部、财务部、各生产部及动力站。生产优化小组对生产优化工作实行统一领导、分级落实，对标先进，查找短板，持续研究节能降耗优化方案，推进落实优化措施，切实提高能源利用效率。小组定期召开会议，坚持“以市场为导向、以效益为中心、以优化为手段，确保公司整体效益最优”的原则，依据优化测算结果，优化资源配置，优化生产方案，充分利用现有装置潜力和生产路径，一方面通过科学工具进行方案比选、操作模式和操作参数寻优，引导操作人员精细化操作，用最低能耗、最小成本生产适销价优的产品；另一方面根据生产实际难点问题，在优化过程中，进一步消除隐患和瓶颈，培养队伍能力，促进部门协同，全面提升运行质量。生产优化小组为各成员部门提供平台，通过小组成员共同研究、集思广益解决生产难题；同时也鼓励小组成员针对生产难题揭榜挂帅，最终实现解决生产难题和培养专业队伍的目的。

(2) 精确统筹，优化系统促节能。

对“水电汽燃风氮氢”等系统逐个梳理，如通过提高产氢效率和优化用氢方案，做好蒸汽平衡和降低工艺用汽，停用一台锅炉、一套制氢实现单套制氢、单台锅炉运行“两个一”的目标；优化上下游热供料比例，正常工况轻油装置 100% 直供，重油装置热料比例不低于 80%；全面开展油品直调，减少电耗及 VOCS 排放量，以异构化油直调为标志，汽油、柴油实现了直调，原油 30% 左右实现了直调；优化重油罐运行方式，关闭加热蒸汽等；重点推进 PSA4 解吸气并入减压撬、常顶二级石脑油直供石脑油加氢、石脑油加氢粗石脑油直供双脱、常三线直供改

质、渣油加氢柴油直供加裂等举措，确保节能工作稳步开展和能效逐步提升；紧抓氮气平衡，针对低压氮气用量和波动较大问题，与储运部共同制定调整方案，采取利用罐错峰调节、极端天气（雷电暴雨、气温骤降等）优先直补保罐区使用安全等措施，在生产安全可控的前提下最大限度降低氮气用量。

（3）精准操作，确保节能措施落地见效。

节能优化方案制定以后，准确地操作到位并保持稳定就是取得效果的关键。云南石化组织各装置完善关键控制参数，缩小控制范围和波动幅度，严格工艺纪律的管理，为平稳运行和优化运行做好制度保障。优化方案制定后要给操作人员详细交底，让操作人员参加讨论，提出意见和建议，在充分理解的基础上再实施有利于员工发挥聪明才智，创造性地实现管理目标。持续开展标准化模拟操作考核，增强岗位人员规范操作意识，养成持卡操作过程“唱票”“手指口述”执行习惯，杜绝人为误操作事件的发生。操作员工通过精心监盘、精准操作，降低了运行能耗。如催化再生压力调整用蝶阀手动控制保持双阀关闭，提高了烟机运行效率；控制加热炉较低氧含量及较低的排烟温度；操作中在机泵振动不变的情况下尽量降低工艺回流量；操作中使用电流较小的机泵；及时调整空冷风机；及时调整水冷器；消除跑冒滴漏等措施。

（4）强化用能监管，推进节能措施进展。

1) 强化信息监管。不断完善能源管理全过程的一体化信息平台，云南石化委托云天化集团建设能耗在线监测平台，对公司所有生产装置及附属系统包括电力、供水、燃料、产品、原料在内的能源系统进行监管，提高能源产、存、转、输、收的全流程协同性，促进能源和信息深度融合，实现能源管理“说得清、管得住、省得下”目标。2) 强化能源审计监管。依据国家节能相关法律和标准，定期开展能源审计，查找管理薄弱环节，挖掘节能潜力，2022年在集团公司组织的能源审计基础上，云南石化自行开展针对公用工程系统和动力站的专项审核，针对提出的统计完整性和计量完善性问题举一反三，进一步强化用能基础管控。3) 强化节能监测监管。实施节能监测诊断提效工程，公司每年委托西北石化节能监测中心对汽轮机、加热炉、机泵等重点用能设备定期开展能效监测，监测频次确保一个周期全覆盖，不达标的系统和设备及时进行改进提升。鉴于加热炉作为生产装置重点用能设备，其运行状况的优劣对公司整体的节能工作具有重大的影响，公司生产运行部牵头组织开展“红旗炉”季度竞赛活动，外委中国石油吉林石化分公司能源监测站对加热炉进行监测，“红旗炉”评比重在表彰和奖励计量准确、运行指标先进

的加热炉，对非计划停炉、环境事故事件、DCS 值与实测指标偏差较大的一票否决。

(5) 加强过程管控，有效降低加工损失。

1) 定期校对原油、成品出厂及互供料等关键计量仪表。2) 细化油罐脱水控制措施，针对不同油品储罐制定措施。3) 按照公司《系统运行管理办法》做好火炬系统管理，包括各生产装置及系统单元严禁将液态烃、重质烃以及高沸点的可燃液体、腐蚀性物料、空气、富氧及水蒸气排入火炬系统以及火炬排放实行申报管理等，最大限度减少火炬排放。4) 持续做好现场 LDAR 检测工作，云南石化公司自 2017 年实施 VOCs 管控项目，建立 VOCs 管控体系，利用 2020 年大检修技术升级改造的时机，不断优化完善现有 VOCs 管控体系，严格按照《石油炼制工业污染物排放标准》泄漏检测周期规定，对挥发性有机物流经的设备与管线组件进行泄漏检测与控制，根据组件类型采取不同的检测周期，确保公司 VOCs 管控体系能够准确、高效地运转。

1.3.3 经营创效方面

(1) 能源供给侧进行改革，控制高耗能装置负荷。

炼油工艺的难点在于重质油馏分的转化，所消耗能源占全厂的 2/3 左右，因此重质油的加工方案对全厂能耗的影响非常关键。公司抓住云南综合交通运输建设“突飞猛进”市场机遇，配合中燃油公司大力开拓市场增产沥青，实行渣油加氢—催化裂化—焦化一体化优化调整策略，降低渣油加氢的氢气单耗 30Nm³/h，催化烧焦率减少 0.5%；在满足市场产品质量要求和产量需求的前提下，根据月度产品计划控制汽油增量、增产航煤、稳产柴油，尽量降低催化裂化、加氢裂化、连续重整及制氢等高耗能装置加工负荷；提高关键产品转化率及收率，如重整纯氢产率达到 3.92%以上，尽量提高重整负荷，增加氢气产量从而降低制氢负荷，同时增产苯、混芳等高附加值产品。

(2) 减少或控制产品质量富余。

云南石化汽柴油产品 2018 年就达到国 VI 标准，硫含量远低于质量指标，通过降低加氢装置反应温度控制硫含量在适宜范围。在满足互供混苯指标前提下，兼顾液收及副产氢气量，控制适宜的重整反应温度。汽油辛烷值池有富余，公司果断决策实施降低异构化油辛烷值方案，停 DIH 塔侧线回炼、停抽余油分离塔、以低压蒸汽代替中压饱和蒸汽作为热源等，节汽 15t/h，节电 150 kW/h，异构化装置综合能耗由设计值 63.20 Kgeo/t 逐步降低至 19.48Kgeo/t，降幅接近 70%。

(3) 着力开展节水减排降本增效工作。

云南石化所处区域水资源匮乏，在水资源利用方面始终坚持“高水高用，低水低用”的原则。雨季来临时以雨水零排放为目标，优化水系统运行方案，最大限度用厂区雨水替代新鲜水，有效减少上游水库新鲜水消耗，每年雨水回收量达130万吨以上。污水处理厂把污水当作产品来管理，在达标排放的基础上最大限度实现污水回用，目前污水回用系统的RO产水输送至除盐车站、动力站作为原水使用，回用率平均在79.5%，每年回用水量近300万吨，实现了效益最大化。在循环水管控方面，加强水质管理，努力提高浓缩倍数，全年浓缩倍数控制在7左右，处于同行业领先水平，每年可节水31万吨。公司对标行业先进，前期成立节能节水工作专班，部署节能节水工作计划，公司内部自行开展和委托第三方开展水平衡测试，对公司用水状况全面分析统计，持续开展节水减排专项工作，确保公司所有用水关键指标全部达到国家节水型企业标准要求，先后获得云南省节水标杆企业、昆明市节水型企业等荣誉称号。

1.3.4 技术创新方面

(1) 运用流程模拟技术捕捉生产节能点。

技术上要精益求精就要精确计算装置的状况，通过 ASPEN 软件等工具核算出最优操作条件，在确保安全的前提下，分节点稳步调整。云南石化全流程模拟技术方案118个，实施方案数量49个。如优化加氢 H_2/HC 、全面核减工艺用蒸汽、降低制氢水碳比及提高氢气收率、充分利用反应热、分馏塔/解析塔/稳定塔降压降温操作、提高加热炉热效率、利用物料余压送料等措施。如渣油加氢充分利用反应热，反应炉燃料气节约 $200Nm^3/h$ ；重整脱戊烷塔降压后燃料气同比减少 $350Nm^3/h$ ；全厂加热炉氧含量控制1.0~2.0%，提高炉效率0.3%左右，使全厂加热炉基本达到93%以上；调整加裂粗液化气组分实现合格后不进轻烃回收节约蒸汽6t/h；常减压投用智能控制，优化整个换热网络，激活换热夹点，换热终温平均提高 $2.0^{\circ}C$ ，能耗较设计值降低近2kgoe/t，预估年加工成本降低5000万元。

(2) 运用智能控制技术助推生产节能优化。

作为新型炼厂，云南石化特别注重信息化建设，MES系统作为公司最重要的生产管理系统之一，开发了多个数据接口，集成氢气、氮气、循环水等能源介质数据，实现生产、能耗等领域的全覆盖，达到“班跟踪、日平衡”。自2017年投产以来，先后在常减压、催化裂化等7套主体装置投用了APC先进控制系统，大大提高装置平稳率。在“数字化转型、智能化发展”的战略规划引领下，云南石化于

2020年12月开展1300万吨/年常减压装置Robust-IPC全流程智能控制系统试点工作。公司技术部门、属地装置和系统开发商全面审查常减压装置原先设计控制方案，对关键工艺参数实施故障诊断及自愈控制，针对性开发了新一代IPC智能控制系统。千万吨常减压装置实施IPC智能控制在国内尚属首创，系统自2021年1月底投用以来，常减压装置智能控制率达100%，平稳率达100%，主要控制回路均方差降低20%~90%、常减压装置综合能耗降低了13.38%，报警率降低95.7%。

(3) 运用节能技改推动节能目标实现。

云南石化加大节能技术改造力度，充分依靠节能技改项目来挖掘节能减排潜力，为实现节能目标提供重要保证。同时，云南石化组织开展加热炉95+节能改造项目、电气化率提升等节能改造计划，为能效提升提供技术保证。目前，云南石化加热炉95+节能改造项目可研已通过集团公司审查，计划在2025年大检修期间完成。近年来，云南石化开展节能节水相关技改技措有二十余项，主要包括增设加氢型净化水去非加氢型净化水和催化烟脱补水跨线，烟脱35t/h新鲜水全部替换为净化水，硫磺回收外排污水降低；异构化及硫磺回收等装置蒸汽梯级利用和替代，节约低低压蒸汽30t/h左右；焦化液化气罐区供料由催化流程改为从焦化装置供出，每月节约电量1.7万吨；除盐水处理站外排凝液回用优化改造，回收凝液25.9万吨/年；空分低压蒸汽凝液排放管线优化改造，节约除盐水1.8万吨/年；余热回收除氧器的除氧头改造，节约蒸汽2t/h，等等。云南石化秉承能源管理“西瓜”“芝麻”一起抓的管理模式，点滴节能提效。

1.3.5 设备能效方面

(1) 强化传动设备能效对标。

云南石化制定《公司转动设备能效对标提升工作目标和计划安排》专业要求，各生产部高度重视工作内容，分别制定部门工作方案，认真统计转动设备工艺运行参数、设备故障率、负荷率、有效运行时间和偏离设计工况情况，对所有运行转动设备进行能效分析，按照排查分析结果对低效率设备进行原因剖析，综合开展能效诊断评价工作。2022年底前完成了主要转动设备能效摸底分析，根据统计的转动设备工艺运行参数、设备故障率、负荷率、有效运行时间和偏离设计工况情况，分析低效率原因，综合开展大机组、离心泵、风机等主要设备能效诊断评价工作，依据工业和信息化部《高耗能落后机电设备（产品）淘汰目录（第一、二、三批）》，排查高耗能落后转动设备，依据能效摸底分析结果形成重点转动设备能效提升项目。通过长时间的能效对标摸底，准确掌握了各装置机泵在不同工

况下的能效水平，积累运行数据近 20000 组，为机泵能效评估提供数据支撑。对于排查出的不达标转动设备，以“云南石化动设备检维修策略”为指导，以“一机一策、分层次分阶段推进”为要求，推进改造升级计划。

（2）加强设备完好性排查。

根据集团公司相关节能监测标准，常态化组织开展全厂蒸汽管线保温完好性排查，在排查台账中形成闭环管理，生产运行部对各单位蒸汽管线及疏水阀定期开展抽检，对不合格的蒸汽保温、疏水阀在公司例会讲评，并在月度绩效考核中给予考核。同时，生产运行部牵头，抽调各生产部技术管理人员成立现场节能检查小组，制定了节能检查计划，针对现场保温缺失、小长龙、跑冒滴漏等进行检查，下发《整改通知单》，督促生产部整改销项。机动工程处牵头，组织“设备防泄漏管理提升”主题活动，严格落实“无泄漏装置”创建方案，实行区域负责、专业管理的立体交叉管理架构，有针对性制定预防措施，排查各装置重要泄漏风险，制定“一装置一策”的泄漏管控策略，实行区域划分、包片到具体班组，将泄漏风险分析、重点泄漏风险源监控措施，重点部位巡检责任落实到个人，任务分解清单化，确保职责任务层层落实。以“零泄漏、零事故、零伤害”为目标，全面开展各装置设备材质适用性、防腐蚀监检测、易泄漏法兰、小接管、加热炉、储罐、管线的防泄漏排查工作，全面提高设备设施完好率，夯实各装置安全平稳运行基础。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

表 1 云南石化近五年综合能耗和单因耗能统计表

时间	综合能耗，千克标准油/吨	单因耗能，千克标准油/吨·因数
2019 年	78.83	7.16
2020 年	82.94	7.47
2021 年	79.13	7.22
2022 年	75.80	7.14
2023 年	78.71	7.13

云南石化能效水平整体呈提升趋势，2020 年受新冠影响，加工负荷大幅度下降，同时 2020 年公司组织了第一周期大检修，导致 2020 年和 2021 年能耗略有上升。云南石化目前能效水平达到《炼油单位产品能源消耗限额》GB30251-2013 准入值水平，达到《工业重点领域能效标杆水平和基准水平》(2023 年版)标杆水平。

2.2 运行情况

表 2 企业能源消耗量和消耗结构情况表

能源名称	计算单位	2021 年		2022 年		2023 年	
		实物消耗量	折标煤量 (吨)	实物消耗量	折标煤量 (吨)	实物消耗量	折标煤量 (吨)
原油	吨	28449	40642	28668	40956	31685	45265
天然气	万立方米	13090	174096	15263	203005	15611	207630
电	万千瓦时	101777	125084	101218	124397	110902	136299
炼化干气	吨	251268	394842	436003	389830	490933	427112
催化烧焦	吨	205552	278975	200648	272319	245495	333186
热力	吨标煤	137786	137786	152081	152081	129763	129763
能源消耗总量	万吨(标煤)		115		118		128
原油加工总量	万吨	975.72		1003.25		1155.17	

云南石化吨原油能源消耗量由 2021 年的 0.1179 吨标煤/吨原油降至 2023 年的 0.1108 吨标煤/吨原油，节能降耗管理举措显成效。

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

开工投产以来，公司在安全稳定的基础上，抓好生产优化工作，提升生产优化水平，对标先进，查找短板，持续研究节能降耗优化方案，推进落实优化措施，切实提高能源利用效率。目前公司正在进行数字化转型智能化发展能源管控场景建设，同时加快推进云南石化加热炉 95+节能改造项目落地实施。

表 3 主要节能项目情况表

序号	主要节能措施、节能技术改造项目情况	实施时间	节能效果 (吨标准煤/年)
1	增设加氢型净化水去非加氢型净化水和催化烟脱补水跨线	2019 年	催化烟脱 35t/h 新鲜水全部替换为净化水，硫磺回收外排污水量降低 35t/h。
2	异构化硫磺回收等装置蒸汽系统梯级利用和替代	2020 年	节约低低压蒸汽 30t/h
3	焦化液化气罐区供料至催化流程改为从焦化装置供出	2020 年	每月节约电量 1.7 万度
4	常减压装置 D-0202 等压力控制氮气改燃料气	2019 年	节约氮气 200 标立/h
5	硫磺装置区域伴热线改造	2019 年	节约中压蒸汽 0.5t/h
6	延迟焦化以水代汽项目	2019 年	节约低压蒸汽 0.5t/h
7	除盐水站外排凝液回用优化改造	2019 年	回收凝液 25.9 万吨/年
8	空分低压蒸汽凝液排放管线优化改造	2019 年	节约除盐水 1.8 万吨/年

9	再生水处理单元反渗透产水至再生水管线改造	2019年	增加污水回用量 10.8 万吨/年
10	污泥干化焚烧系统分汽缸增加蒸汽压力自动控制	2019年	节约低压蒸汽 0.61t/h
11	催化装置主风机增加一级转子	2020年	提高主风机运行安全裕度
12	PSA2 改造	2020年	解吸气中氢气含量降低 9.04%(v), 能耗降低 10%
13	航煤加氢装置反应炉火盆及火咀改造	2020年	烟气中 CO 由 3000ppm 降至 1000 以下
14	酸性水汽提装置净化水回用改造	2020年	加氢净化水回用率由 40%提高到 75%。回用净化水增加约 45t/h
15	余热回收除氧器的除氧头改造	2020年	氧含量均小于 15ug/L; 节省蒸汽约 2 吨/h
16	外供除盐水系统管线阀门升级改造	2020年	除盐水稳定供水, 降低装置非计划停工
17	除盐水超微过滤器、纤维吸附器运行优化改造	2020年	减少凝液外排 25.9 万吨/年, 减少污水处理成本 51.8 万元/年。
18	储运罐区氮气系统优化	2020年	氮气稳定运行, 节约氮气 7450Nm ³ /d
19	燃料气管网优化运行改造	2020年	常减压装置燃料气组成中甲烷含量由原来的 30%左右提高到 70%以上
20	催化产品油浆泵增加回炼油预热线及旁路项目	2019年	产品油浆泵停运, 每月节约电量 3.96 万度
21	常减压全流程智能控制 IPC	2020年	能耗较投用前降低近 2 kgoe/t
22	渣油加氢全流程智能控制系统	2022年	能耗较投用前降低近 0.3kgoe/t
23	数字化转型智能化发展能源管控场景建设	2024年	全厂能源消耗总量降低 1%

3. 效益分析

通过云南石化能效管理理念、管理方法的探索和应用, 在管理、生产、经营、技术等方面一系列的创新管理, 以及日常管理中的扎实基础管理和严格管控, 不仅有效提升了企业管理水平, 更是成为集团公司低成本发展的内在发力点和降本增效的持续推动力, 为实现建设有中国特色的国际一流能源公司和集团公司的可持续发展做出巨大贡献。

能源管理体系逐步完善。云南石化建立了一个将节能减排工作层层分解到具体环节和岗位, 上下衔接、运转有效的管理体系, 实现了生产优化过程控制、技术创新源头控制等一整套具有本企业特色的能源管理体系, 节能管理水平不断提升。

节能指标任务超额完成。通过全面节能管理, 每年度均超额完成集团公司下达的节能目标, 2021-2023 年完成节能量分别完成 9254/1654/18475 吨标煤, 节水量分别完成 15.94/1.33/29.09 万立方米。

能效指标不断创新低。2019-2023 年期间，云南石化实现炼油综合能耗、外购水量连续五连降，CO₂ 排放量、原油加工量碳排放强度逐年递减。

减污降碳环保效益显著。公司以集团公司绿色企业为起点，对标世界一流石化企业环境绩效，以推进 ESG 治理能力提升为契机，均衡推进“环境治理、社会责任和企业治理”三条主线，积极推进减污降碳，实现重点污染物排放总量逐年减少，重点污染源超低排放，区域环境质量趋于好转，社区融合度逐步提高。

获得多项国家及行业荣誉称号。2019 年度和 2022 年度中国石油和化学工业联合会颁发的“全国石化行业能效‘领跑者’”、2022 年度国家发展改革委和工信部联合颁发的原油加工行业‘领跑者’企业”、2020 年度工信部颁发的“国家绿色工厂”、2020 年度云南省颁发的第四届“云南省人民政府质量奖”、2022 年度集团公司颁发的“绿色企业”、2023 年度昆明市节水型企业等。

4. 突出亮点

炼化企业作为能源领域高耗能企业，云南石化牢固树立“节能本身就是最大的能源，节能降耗是目前实现双碳目标最可靠路径”的理念，大力实施能效提升计划，坚持向技术进步要节能降耗、向生产管理要节能降耗、向对标管理要节能降耗，打好能源结构优化、能源系统优化、提高热联合水平、控制好氢油比、用好加氢反应热等系列“组合拳”，持续开展“我为提质增效献一计”活动，营造节约每一度电、每一滴气、每一滴水的浓厚氛围，形成人人关注节能、人人参与节能的良好局面，摸索出一条技术含量高、资源消耗低、环境友好型的能耗管理新模式。在水循环经济利用中，云南石化公司把废水当产品来管理，秉承源头管理、系统优化、末端节约的方针，采用污水循环、雨水回收、中水利用、新鲜水严管的“四水”举措，坚决不与民争水，做到让水于民。作为中国石油首批数智化工厂，云南石化先后开发 MES、IPC、ERP、APS 等 46 个信息系统建设，加快推进 13 个应用场景建设，朝着自动化、数字化、智能化、集成化、可视化、模型化方向迈进，为绿色高质量发展插上数智翅膀。

云南石化公司将始终围绕“碳达峰、碳中和、新能源、新材料、新技术”战略，积极谋划推进光伏发电、生态碳汇林、电气化改造等举措，竭力中和原油加工排放的二氧化碳，向“双碳”目标奋勇前行，切实履行“经济、政治、社会”三大责任，锚定高质量发展主题，抓实节能、减排、降碳、扩绿，坚持绿色发展，为建设人与自然和谐共生的中国式现代化贡献石油力量。

5. 推广应用前景

绿色发展是高质量发展的底色，新质生产力本身就是绿色生产力，云南石化作为“十三五”期间建成投产的新建大型炼厂，始终坚持以习近平生态文明思想为指导，紧扣“生态文明建设排头兵”的战略定位，坚持以生态优先、绿色发展为导向，坚定不移走生态绿色高质量发展之路，推动发展方式绿色低碳转型。在节能提效工作中，云南石化致力打造绿色炼厂、开放型炼厂和负责任炼厂，以节能节水 16 条指导意见为指引，扎实推进从严管理、创新驱动，不断提高能源利用效率，全面系统的推进公司节能降碳工作，坚持绿色发展，把绿色低碳融入生产经营全过程，通过管理系统化、生产最优化、经营效益化、技术创新化、设备高效化、过程智慧化等方面，实现节能与减污、降碳协同效应，深化能源环境体质机制改革，构建节能减排降碳一体化管理体系。

云南石化公司级节能降碳案例中，管理体系构建理念和运行模式助力了公司的能效提升，具有较大的普及推广性，对所有的用能企业均具有适用性，为用能企业提供了可靠的参考系，且管理系统化、生产最优化、经营效益化等理念无需改变用能企业现有的工艺技术和增加新的投资，为用能企业提供了一条节能、经济、启发性的能源管理提升途径，具有较广的应用前景。此外，云南石化现行推进的数字化转型、技术化改造等为用能企业新技术的推广应用提供参考，在经验交流中共同进步，共同助力“双碳”目标的实现。

编制人：张 新

审核人：金永峰

中石油云南石化有限公司

2025 年 2 月

三、中国海油惠州石化蒸汽压缩提级利用

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

中海油惠州石化有限公司（以下简称“惠州石化”）是中国海洋石油集团有限公司投资建设的第一个大型炼油厂，是世界上第一个设计 100%加工海洋高含酸重质原油的炼油厂，同时也是国内单套原油加工能力最大的炼油企业，项目建设获得了国际项目管理协会（IPMA 项目）管理金奖。自投产以来，公司以“打造精品炼厂、树立行业标杆”为发展目标，积极探索节能减排、提高资源能源利用效率的技术，节能管理由目标管理逐步过渡到过程管理，节能增效各项指标显著提升，单位炼油能量因数能耗达到国家标杆水平。

作为中国海油旗下最大的炼厂，惠州石化分两期建设而成，一期 1200 万吨炼油以加工高酸重质原油为主，于 2009 年 4 月建成投产；二期 1000 万吨炼油以加工高硫中质原油为主，于 2017 年 9 月建成投产。拥有常减压蒸馏、催化裂化、延迟焦化、渣油加氢、加氢裂化、催化重整、芳烃联合、煤气化制氢、丙烯酸及酯等主要生产装置，引进 28 项国际先进专利技术。

1.2 技术装备等情况

蒸汽压缩机(141-K-601A/B/C)为芳烃联合装置关键核心设备，主要作用是将抽余液塔顶汽包发 0.62MPa 饱和蒸汽升压至 2.0MPa，给装置中部分中压蒸汽再沸和抽提各再沸器提供热源。

本机组是由主电动机驱动、三级压缩的整体齿轮离心式压缩机，运行方式为两开一备。压缩机安装在钢制底架上，主电动机坐落在公用底座上，集成润滑油系统位于压缩机下方，为离心式压缩机和主电机提供润滑油，公用底座设计保证方便从一处排凝，不会产生液体积聚。离心式压缩机和主电机连接采用干式膜片式联轴器。轴封采用浮动碳环密封，轴端设置抽汽装置，避免蒸汽进入齿轮箱且无外泄漏，确保机组安全可靠地运行。

本机的公用工程消耗如下：

~表 1 蒸汽压缩机运行公用工程消耗表

项目	条件	用途	正常值	备注
电	10kV	主电机	6800kW	
	380V	辅油泵	15kW	间断
	380V	油雾分离电机	1kW	
	380V	空间加热器	1.5kW	
蒸汽	1.2MPa	抽汽器蒸汽	0.23t/h	
循环水	≤35°C	润滑油冷却器	4t/h	
	≤35°C	主电机冷却器	60t/h	
除氧水	2.3MPa、150°C	喷淋式降温器 1	1423/2085kg/h	
	2.3MPa、150°C	喷淋式降温器 2	7217/8890kg/h	
氮气	0.8MPa	隔离氮	46Nm ³ /h	

本机的运行工况如下：

表 2 蒸汽压缩机运行工况表

运行工况	单位	设计工况	正常工况 SOR	60%负荷工况	正常工况 EOR
质量流量	kg/h	69700+730	53100+560	31860+10140	47350+500
进口压力	MPa(a)	0.66	0.66	0.66	0.66
进口温度	°C	164	164	164	164
分子量		18.02	18.02	18.02	18.02
进口容积流量(湿/干)	Nm ³ /h	20547	15655	12253	13960
出口压力	MPa(a)	2	2	2	2
出口温度	°C	288.26	297	304.5	300.6
气体所需功率	kW	1797.7	1552	1328	1447
转速	RPM	2960	2960	2960	2960
等熵效率	%	81.8	78	73.2	75.7

1.3 企业节能降碳管理情况

蒸汽压缩提级利用的原则主要是利用电能将低品位、利用价值低的低低压蒸汽通过压缩升级为高品位的中压蒸汽，实现就地高效利用，一方面提高蒸汽利用率，另一方面降低蒸汽长距离运输的损耗率，实现蒸汽的高效利用。

本项目自 2023 年 7 月投用后，已成功将 290 万吨 0.62MPa 蒸汽加压至 1.8MPa 供抽提装置使用。“汽包+压缩机”方案测算产生的直接经济效益达到 1.17 亿元。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

近五年来，惠州石化综合能耗与单因能耗总体呈下降趋势，具体情况详见图 1：

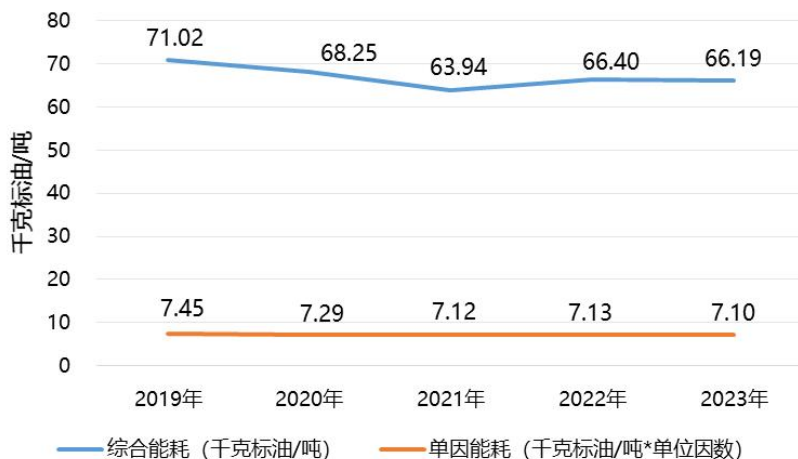


图 1 惠州石化综合能耗与单因能耗变化情况

抽余液塔顶低温热最开始是用传统空冷直接冷却，该方案能耗太高，在老旧装置上也逐渐进行技改产汽，故新装置设计仍然使用空冷器冷却是完全不可取的。本联合装置在设计之初经过充分论证，选用抽余液塔顶物料产汽，低低压蒸汽通过蒸汽压缩提升品质后经装置内部使用的蒸汽耦合方案。对比简单的产 0.62MPa 蒸汽的方案，蒸汽压缩方案增加了压缩机驱动电耗、级间除氧水消耗，产出端多出了 2.0MPa 的蒸汽，以 150 万吨/年芳烃联合装置规模计算蒸汽压缩升压部分带来经济效益计算如表 3 所示，仅通过蒸汽升压部分每年就可以增效约 2133.69 万元，再加上汽包产汽替代空冷冷却，经综合计算，“汽包+压缩机”方案替代传统的“空冷冷却”方案，产生的直接经济效益可达 7845.05 万元/年。

表 3 蒸汽增压利用方案增效表

项目	数量	单价	年总价
电耗	12316KW	0.58 元/kW.h	6000.35 万元
级间除氧水消耗	8.4t/h	14.36 元/t	101.32 万元
0.62MPa 蒸汽	106.2t/h	103 元/t	9188.42 万元
2.0MPa 蒸汽	114.6t/h	181 元/t	17423.78 万元
年增效： $17423.78-9188.42-6000.35-101.32 = 2133.69$			2133.69 万元

注释：该处效益计算仅考虑了 0.62MPa 蒸汽通过压缩机升压部分产生的经济效益，没有考虑抽余液塔顶 180MW 冷凝负荷节省的费用。

表 4 蒸汽发电方案效益计算表

项目	数量	单价	年总价
0.62MPa 蒸汽	106.2t/h	103 元/t	9188.42 万元
发电量	19947.13kw.h	0.58 元/kW.h	9718.24 万元
年增效： $9718.24-9188.42 = 529.82$ 万元			529.82 万元

注释：蒸汽发电按能量转换效率 60%计算，该处效益计算仅考虑了 0.62MPa 蒸汽直接发电产生的经济效益，没有考虑抽余液塔顶 180MW 冷凝负荷节省的费

用。

蒸汽提级利用技术相比传统低低压饱和蒸汽过热后外送管网或发电等利用方案，可以避免饱和蒸汽长距离输送损失大、二次加热耗能高、发电效率低的缺点。该技术有能量利用率高、损耗小、产汽应用范围广等特点，此外低品位蒸汽升压至 2.0 MPa 后用于抽提装置，这一方案替代了传统模式的 3.5 MPa 蒸汽减温减压至 2.0 MPa 方案，大幅减少了蒸汽热量的损失。本案例蒸汽提级利用相比蒸汽发电方案每年可多节能约 3.45 万吨标煤，如蒸汽提级利用替代的是 3.5 MPa 蒸汽，节能量会更加显著。

表 5 蒸汽增压方案节能量计算

序号	项目	消耗量		折标系数		年节能量 (万吨标煤)	备注
		单位	数量	单位	数值		
1	2.0MPa 蒸汽	t/h	114.6	kg 标煤/t	121.43	11.69	节约, 压缩机增压
2	耗电	kWh	12316	kg 标煤/kwh	0.3	-3.10	消耗
3	除氧水	t/h	8.4	kg 标煤/t	9.29	-0.10	消耗
合计 (万吨标煤)						8.48	

表 6 蒸汽发电方案节能量计算

序号	项目	消耗量		折标系数		年节能量 (万吨标煤)	备注
		单位	数量	单位	数值		
1	发电	kWh	19947.13	kg 标煤/kwh	0.3	5.027	节约
合计 (万吨标煤)						5.027	

2.2 运行情况

本装置对蒸汽的稳定性要求非常高。2.0 MPa 管网蒸汽为自产自用，一旦蒸汽压缩机故障将会导致管网蒸汽中断，抽提单元和异构化都将因蒸汽中断导致停工，进而影响整个芳烃联合装置的物料和热量平衡，联合装置需被迫停工。蒸汽增压部分为转动设备，对比单产低低压蒸汽的静设备来说，稳定性要稍差。在设计前期经过充分调研并分析可能存在的情况，并优化压缩机和蒸汽管网的设置。

蒸汽压缩机虽然在炼油行业运用较少，但在制盐和海水净化等领域有较多运用。但是目前使用业绩中蒸汽压缩流量都较小，芳烃装置富余 0.62MPa 蒸汽为 106t/h，蒸汽压缩量大，机组选型困难且没有成熟的运用业绩。出于后续装置平稳运行，考虑将原设计方案中一开一备机组改为两开一备。两台机组并联运行，降低了入口蒸汽流量以符合蒸汽压缩机的选型要求，且两台压缩机同时出现机械故障的概率非常小，单台压缩故障管网中蒸汽减少量小。在蒸汽管网设计时已充分考虑了一台压缩机故障的应急工况，分别设置公司管网 3.5MPa 蒸汽管网和 2.5MPa 蒸汽管网两路汽源作为应急手段。一旦单台压缩故障可通过公司高等级

管网减温减压后补入 2.0MPa 蒸汽管网避免装置因此造成停工，极大地增加了运行稳定性。

目前从实践看，该压缩机组运行情况良好，未发生过蒸汽中断情况。

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

该技术是一种经济的能量集成技术可以减少一次能源的浪费，避免抽余液塔顶大量气相被空冷器冷却。抽余液塔顶产的低低压蒸汽通过压缩机叶轮的旋转作用使入口的低低压蒸汽获得能量，提高出口蒸汽的压力，使低低压蒸汽的温度和压力均上升，蒸汽焓值也随之增高。将温度和压力升高的蒸汽用于装置内需求用户。

该方案仅消耗少量电能，即可实现了低低压蒸汽热能的升级利用。在石油化工行业内为首次应用，且应用后节能降碳效果显著。

3. 效益分析

惠州石化芳烃联合装置（II）2023 年 6 月一次开车成功，且生产运行稳定。在 2023 年 9 月组织开展了连续 72h 的性能标定，结果表明：

蒸汽升压提级利用方案实施后节能效果显著，使得装置能耗明显下降。装置标定期间装置平均单位能耗为 225.06kgoe/t PX，比未采取蒸汽压缩项目年均节约能耗约 8.5 万吨标煤。

两台离心式蒸汽压缩机通过优化调整，实现了高负荷稳定运行，两台压缩机将 120t/h 的 0.62MPa 蒸汽加压至 2.0MPa 后供装置内其它用户使用，仅通过蒸汽升压即可实现增效 2133.69 万元/年。

4. 突出亮点

行业内首次蒸汽压缩机技术成功应用，本案例蒸汽提级利用相比蒸汽发电方案，每年可多节能 3.45 万吨标煤，为余热多而用户少的企业提供了新的余热利用思路，具有良好的示范效应。

蒸汽提级技术的成功应用推动加速了行业的蒸汽压缩机的应用，惠州石化后续的低温热联合利用项目也采用了低温热发汽和蒸汽升压技术方案，该技术的推广在节能降碳方面取得了巨大经济效益和社会效益。

5. 推广应用前景

本项目的成功实施结束了蒸汽只能逐级梯级利用的开放式使用模式，实现可持续的循环利用，为低温余热利用和蒸汽的高效利用提供了新的路径。

水蒸汽压缩机的热效率通常可达到 400%左右，即消耗 1 度电可搬运 4 度电

的热量，可显著降低碳排放，有助于实现碳达峰、碳中和目标。水蒸汽压缩机可将装置内低品位的蒸汽压缩提升至高品位蒸汽，使原先无法利用的低品位蒸汽变废为宝，全部转化为工艺流程所需的热能，在余热过剩的炼油化工装置中具有广阔的应用前景。

编制人：刘政权

审核人：王天宇

中海油惠州石化有限公司

2025 年 2 月

四、中国石化燕山石化工业余热利用

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

中国石油化工股份有限公司北京燕山分公司（以下简称燕山石化）始建于1967年，成立于1970年，前身为北京石油化工总厂，现为中国石化集团公司下属骨干企业。经过几代建设者的不懈奋斗，燕山石化已发展成为一家千万吨级的炼化一体化企业。

燕山石化工业余热利用项目通过回收燕山石化公司生产厂区的制苯等装置产生的余热和部分循环水余热，采用“换热器+热泵”系统等高效清洁供暖技术，向北燃集团房山供热公司提供70/50℃的冬季采暖热源。项目批复总投资23972万元，设计年运行时长2952小时（每年11月15日至次年3月15日），供回水温度为70/50℃，供热能力65.17兆瓦，其中热泵总供热负荷30兆瓦。项目于2023年11月建成热泵供暖主体工程并投入试运。项目符合《北京市发展和改革委员会等关于印发进一步加快热泵系统应用推动清洁供暖实施意见的通知》京发改规〔2019〕1号政策，取得了30%的资金支持。利用热泵提升装置低温余热进行供暖属于《产业结构调整指导目录（2024年本）》中的鼓励类。该目录鼓励绿色技术创新和绿色环保产业发展，推进重点领域节能降碳和绿色转型。利用热泵技术回收装置低温余热用于供暖，符合自然资源节约集约利用和产业绿色低碳转型的要求，助力碳达峰碳中和。

1.2 技术装备等情况

项目新增换热器5台、热泵机组3台、定压罐2台、水泵12台，敷设DN20-DN600管线总长约15300米，配套增加1座10kV配电系统等。装置余热分为东区、西区两套供热系统。70℃循环热水在用户北庄换热站与二网采暖水换热后以50℃回水经东区循环水泵加压分别送至制苯等装置和热泵机组取热，取热后温度升至70℃汇集到供热总管送至北庄换热站，形成东区供暖循环系统。二苯酚装置为一个取热系统，70℃循环热水在用户向阳换热站与二网采暖水换热后，以50℃回水经西区循环水泵加压送至二苯酚装置取热，取热后温度升至70℃后送至向阳换热站，形成西区供暖循环系统。热泵机组作为东区供热系统中的热源之一，其低温热源来自四供水一循的循环水回水余热。整体余热供热能力65兆瓦，其中4套装置余热35兆瓦，热泵单台供热能力10MW，一共设置3台。

本项目采用的是约克 CYK 型离心式水源热泵高温应用型机组，具有双级压缩温升高，单台供热负荷大，综合能效高的特点，适合本项目高温采暖用户需求的使用场合。热泵制热能效 COP 大于 4.5，全年综合能效 ACOP 为 6.28，满足国家一级能效标准要求，热泵设计寿命 25 年。

1.3 企业节能降碳管理情况

燕山石化在原油加工深度高、产品指标要求严格的情况下综合能源消费量和碳排放总量持续保持下降态势，2024 年综合能源消费量同比降低 12%，2024 年碳排放量达到历史最好水平，预计同比降幅可达到 3%。2023 年，燕山石化获评石化行业绿色发展先进水平企业、中国石油和化学工业联合会颁发的“2022 年度水效领跑者标杆企业（乙烯）”称号、北京市节水型企业通过复验、“无废企业”试点建设工作通过国家及总部验收，绿色低碳新材料首批次应用示范获得北京市高精尖发展产业资金奖励。2024 年，燕山石化获得中石化系统第一套碳中和装置认证，获评北京市水效领跑者和节水标杆企业、中国工业碳达峰“领跑者”称号。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

本项目采用的热泵机组是国家鼓励的节能设备之一，为一级能效产品，通过回收废弃的低温热实现采暖目的。项目选用适宜的机泵并合理配套电机，避免“大马拉小车”，尽量减少电的消耗量。机泵类的选型严格按照操作弹性和扬程要求，同时选用高效率泵型，使机泵尽量在最佳效率点运行，降低轴功率，节约电能。加强管理，实现用水计量。新鲜水管道进单元入口处设置切断阀门及计量设施。循环冷、热水（压力）进出本单元边界前设置切断阀门及计量设施。采用高效的保温、保冷材料，减少散失。确定合理的供电方式，减少配电级数，做到安全可靠、节约能源、技术先进、经济合理。冬季采用循环热水、重复利用水，减少循环水用量，以达到节水节能的目的。在布置时，充分利用地形优势，使各种主干管尽可能短。该项目实施后，可降低炼油单因能耗 0.007 个单位。

2.2 运行情况

在 2023-2024 采暖季期间，燕山石化工业余热利用项目按期完成主体工程建设，实现热源、管输、用户全流程贯通并一次开车成功，供热效果良好。该项目全部采用国产化技术和装备。2023 年 11 月初燕山石化工业余热利用项目完成一期工程建设，同年 11 月 15 日首次实现对外供暖。2023-2024 年供暖季累计运行天数 117 天，累计供热 10.11 万吉焦，节约低压蒸汽量 3.6 万吨。折合节约标煤

3451 吨，减排二氧化碳 8974 吨。2024-2025 供暖季累计供热运行 4 个月，预计供应余热 18.7 万吉焦，节约蒸汽 5.6 万吨，折合节约标煤 6380 吨，减排 16589 吨。

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

一期建设完成供热能力 65.17 兆瓦，覆盖供热面积约 59.24 万平方米，约占燕山地区供热面积的三分之一，每个采暖节约综合能源消费量约 9697 吨标准煤。二期全部完成后，将覆盖供热面积 117 万平方米，年供应余热约 53 万吉焦，综合能源消费折合年节约能源 1.7 万吨标准煤，减排二氧化碳 4.5 万吨/年。

炼化企业的低温余热量巨大，温位大多集中在 50~150℃ 区间，回收利用好这部分余热对实现节能减排目标、降本增效具有重大意义。根据热源品味的差异，采取不同的取热形式，使之与用户需求温度相匹配。中高品味的热源可以通过直接换热的方式将热量转移至用户，较低品味的热源若无法直接满足用户采暖需求，可以结合热泵装备技术，将低品位热能提升至中高温再再利用，同时利用热泵在负荷可调范围内作为供暖调峰措施，以满足供热实际运行需要。

3. 效益分析

3.1 经济效益

按照每吉焦 68 元结算，低压蒸汽 255 元/吨，碳配额 105 元/吨计算，2023 年-2024 年采暖季期间获得经济效益，外供热收入 $68 \times 10.1 = 686.8$ 万元，节约低压蒸汽成本 $255 \times 3.6 = 918$ 万元，减少碳配额费用 $105 \times 8974 = 94.2$ 万元。另外获得北京市资金补贴支持 3151 万元。获得经济效益合计 4850 万元。

3.2 社会效益

燕山石化工业余热利用项目通过回收装置余热用于民用供暖，不仅可以降低厂内运营成本，节能降耗，而且对于供热企业降低燃气消耗和污染物排放，实现降本增效，缓解冬季供暖气源紧张、改善生活环境等方面提供了较好的热源输出的条件。对于生活区的供暖系统来说，不需要再单独建设大型的锅炉房、热力站等供暖设施，减少了供暖设备的初始投资。由于热泵设备的使用寿命较长，维护成本相对较低，长期来看可以为企业和社会节省大量的设备投资和维护费用。同时，有助于企业树立良好的社会形象，提高企业的知名度和竞争力。对于生活区居民来说，有望因能源利用效率提升而享受更合理的供暖费用。

4. 突出亮点

本项目设计年可供余热约 53 万吉焦，能源消费节约量 1.7 万吨标准煤/年，

碳排放减少 4.5 万吨/年。在设计方面，项目采用生产装置中温热源直接利用和低品位热源间接提升的资源综合利用方式，做到社会效益、经济效益均衡考虑，资源各尽其用。项目的实施，积极响应了国家双碳目标各项政策，为推动加快热泵系统应用和清洁供暖提供了具体案例，是中国石化集团公司践行绿色低碳发展战略的坚定实践，在炼化行业与地方融合发展方面具有较好的推广示范意义。

5. 推广应用前景

在当今追求可持续发展与能源高效利用的时代，“换热器+热泵”技术回收炼化装置低品位余热用于清洁供暖生活区展现出极为广阔的推广应用前景。

炼化装置生产过程中会产生大量余热，以往这些余热往往未得到充分利用而被浪费。该案例将这部分余热“变废为宝”，通过高效的热量转移与提升机制，把装置余热转化为可用于生活区清洁供暖的热能。随着社会对能源综合利用和清洁供暖关注度的不断提高，无论是炼化化工企业、供暖运营方还是生活区居民，对于这种创新的供暖模式接受度也在逐步上升。该应用案例积极响应了国家双碳目标各项政策，并为推动加快热泵系统应用和清洁供暖提供了创新思路，是中国石化集团公司践行绿色低碳发展战略的坚定实践，在炼化行业与地方融合发展方面具有较好的推广示范意义，并有望在未来能源利用与供暖领域掀起新的变革，实现经济效益、环境效益与社会效益的多赢局面。

编制人：卜磊 杨毅

审核人：王祁

中国石油化工股份有限公司北京燕山分公司

2025 年 2 月

五、中国石油云南石化重整装置节能优化

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

中石油云南石化有限公司 240 万吨/年连续重整装置包括 240 万吨/年连续重整单元、2041Kg/h 催化剂再生单元及公用工程部分，并为之配套 260 万吨/年石脑油加氢装置、55 万吨/年苯抽提以及 70 万吨/年异构化装置。装置于 2017 年 8 月建设投产，2020 年进行第一次大检修，目前处于第二运行周期。

1.2 技术装备等情况

重整 C5+生成油辛烷值按 RON102 设计,石脑油加氢单元使用 FH-40C 型加氢精制催化剂。连续重整单元采用 UOP 连续重整工艺，重整催化剂采用 R-234 双功能催化剂,在超低压、高温、低氢油比的苛刻反应条件下，使催化剂的活性、选择性得到充分发挥，从而获得高辛烷值重整生成油并提高产品液体收率。催化剂再生单元采用 UOP 第三代 CycleMax™ 催化剂连续再生专利技术；再生烟气脱氯方案采用固体脱氯技术代替 UOP 催化剂 Chlorsorb™ 氯吸收技术。芳烃分离装置以连续重整装置来的脱戊烷油为原料，生产苯、混合二甲苯、抽余油、C7/C9+馏分及重组分油。异构化装置采用 UOP 公司提供的 Penex 专利技术，采用氢气一次通过低温液相加氢异构化技术，结合 40%低辛烷值组分循环，选用 I-84 和 I-122 两种高性能铂载氯化铝催化剂组合，装置以上游石脑油加氢装置(NHT)提供的轻石脑油和苯抽提装置提供的抽余油为原料，以提高 C5/C6 汽油辛烷值为目的，同时副产少量燃料气，其产品异构化汽油 RON 按大于 88 设计。

1.3 企业节能降碳管理情况

重整联合装置作为炼化企业核心装置之一，坚持开发与节约并重、节约优先的原则，降低装置加工能耗等角度，贯彻落实公司“提质增效”的工作要求，以“四精”管理为基本遵循，以对标一流价值创造为核心，打造提质增效“精进版”，坚持平稳增效、降本增效、优化增效、管理增效“四个维度”，在生产操作进行优化调整，节能降耗相关工作取得显著成效。

重整联合装置自开工以来不断优化调整，各单元能耗持续降低，特别是连续重整单元本运行周期综合能耗已降至 50.76kgEO/t，在中石油连续重整装置中排名前列。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

通过不断优化调整，石脑油加氢综合能耗降至设计 55.4%，连续重整综合能耗降至设计 71.5%，近五年装置燃料气、蒸汽和综合能耗逐年下降，详细数据见下表 1。

表 1 近五年装置燃料气、蒸汽和综合能耗变化趋势

名称	2020 年	2021 年	2022 年	2023 年	2024 年 9 月
石脑油加氢燃料气单耗, kgEO/t	9.29	7.61	6.06	6.59	5.73
石脑油加氢综合能耗, kgEO/t	11.58	9.99	8.66	8.91	8.44
连续重整燃料气单耗, kgEO/t	39.79	38.33	36.52	35.27	34.4
连续重整中压蒸汽单耗, kgEO/t	29.89	26.14	27.33	28.03	26.17
连续重整综合能耗, kg 标油/t	54.24	51.44	51.93	52.21	50.76

2.2 运行情况

云南石化 240 万吨/年连续重整装置用能组成见表 2 和表 3，影响装置能耗的主要因素为：燃料气、3.5MPa 蒸汽及电，以上三种能耗占比为装置综合能耗的 95%。

表 2 连续重整装置能耗及构成

能耗	预加氢	重整反应及分馏	再接触	再生	合计
千克标准油/吨重整进料	11	31	19	2	63
各单元能耗比例/%	17	50	30	3	100

表 3 连续重整装置能耗组成

燃料气, %	蒸汽, %	电, %	其他, %	合计, %
52	39	5	4	100

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

2.3.1 多措并举降低燃料气消耗

连续重整装置能耗比例最高的是重整反应部分，燃料气消耗高，是重整能耗影响较大的设备。

重整联合装置设有圆筒炉和四合一炉共 9 台加热炉，主要承担着重整反应和各分馏塔的加热，当装置加工负荷和原料性质稳定的工况下，加热炉有效热负荷对燃料气的消耗影响很大，由于燃料气消耗在装置综合能耗中占比最大，因此提高加热炉热效率对节能降耗意义重大。

(1) 提升加热炉热效率，降低燃料气消耗

1) 加热炉燃烧器升级改造，确保燃料气充分燃烧，有效降低烟气中 CO 含量
装置开工初期，因圆筒炉设计热负荷偏差较大，导致操作调整过程中炉膛负压、氧含量等工艺参数相互影响；加热炉热负荷变化时燃烧器频繁出现脱火、熄火现象；风门调整过程中相邻燃烧器出现火焰发飘，辐射室顶部出现二次燃烧，

加剧炉膛负压波动较大；同时燃烧器燃烧不稳定，氧含量波动大，烟气中 CO 含量高，过剩空气系数偏高，直接影响加热炉安全稳定运行。为了解决加热炉燃烧不稳定这个瓶颈问题，装置对燃烧器进行了以下优化改造：

a.增加圆筒炉燃烧器中心稳焰枪（顶部带有稳焰罩），目的是提高燃烧器中心火焰温度，使分级燃烧过程中形成的 CO 进行充分燃烧；

b.对所有加热炉更换新型稳定长明灯。

加热炉燃烧器升级改造后加热炉燃烧工况得到明显改善。燃料气炉前操作压力由 0.14 降至 $0.1 \pm 0.01\text{MPa (g)}$ ，炉膛温度有效降低且分布更为均匀，解决炉膛内烟气二次燃烧的问题，有效控制炉膛负压波动，消除燃烧器脱火熄火的隐患，提高加热炉燃烧稳定性。

2) 降低加热炉氧含量和排烟温度

根据加热炉炉膛燃烧情况，合理配置一次风和二次风量，科学调整燃烧器分布，通过不断优化调整，将圆筒炉和四合一炉氧含量由开工初期的 $3.5 \pm 0.5\%$ 降至 $1.5 \pm 0.5\%$ ，在保证充分燃烧的前提下尽量将氧含量靠下限控制；通过降低加热炉烟气中氧含量，有效降低过剩空气系数，节约燃料气消耗，降低装置综合能耗。

定期对系统管网燃料气组分、炉子烟道气进行分析。建立加热炉烟气露点腐蚀在线监测，防止加热炉对流段、排烟烟道等低温区域露点腐蚀，根据烟气组成将圆筒炉排烟温度下限由 120°C 调整至 115°C 。

通过对加热炉不断优化调整，自首次开工以来，加热炉热效率持续提高，从表 4 看出，2023 年对比 2017 年加热炉热效率平均提高约 0.66%，节省燃料气约 $680\text{Nm}^3/\text{h}$ 。

表 4 加热炉主要参数变化

加热炉名称	位号	氧含量，%			过剩空气系数			热效率，%		
		2017年	2020年	2023年	2017年	2020年	2023年	2017年	2020年	2023年
反应进料加热炉	F0101	3.69	2.67	1.76	1.23	1.16	1.10	92.56	93.10	93.34
汽提塔底重沸炉	F0102	3.75	2.72	1.72	1.22	1.17	1.10	92.59	93.58	93.84
分馏塔底重沸炉	F0103	3.66	2.51	1.86	1.21	1.15	1.11	92.64	93.02	93.14
重整进料加热炉	F0201	3.59	2.58	2.04	1.20	1.16	1.12	92.14	92.24	92.54
		3.42	2.38	1.89	1.21	1.14	1.11			
重整第一中间加热	F0202	3.66	2.63	1.85	1.22	1.16	1.11	92.12	92.24	92.54
		3.49	2.42	2.15	1.20	1.15	1.13			
重整第二中间加热	F0203	3.57	2.52	2.05	1.21	1.15	1.12	92.35	92.84	92.94
		3.45	2.34	1.79	1.23	1.14	1.10			
重整第三中间加热	F0204	3.60	2.52	1.72	1.22	1.15	1.10	92.37	92.84	92.94
脱戊烷塔底重沸炉	F0205	3.77	2.74	1.73	1.20	1.17	1.10	92.29	92.84	93.09

(2) 提高直供料比例

石脑油加氢反应进料主要为轻烃回收直馏石脑油和罐区石脑油。轻烃回收直馏石脑油占进料比约为 70~85%，进料温度为 70~80℃；罐区石脑油占进料比约为 15~30%，进料温度为 30~35℃，通过提高轻烃回收石脑油直供比例，可以提高混合石脑油反应进料温度，降低 F-0101 炉燃料气耗量，减少装置能耗。装置根据上游来料实际情况，对进料比例进行了优化调整，具体操作条件变化如下表。

表 5 石脑油加氢反应进料主要操作参数调整变化

项目	调整前	调整后
轻烃回收直馏石脑油, t/h	155	175
罐区石脑油, t/h	55	35
混合石脑油进料温度, °C	66	71
F-0101 炉进料温度, °C	235.5	238.5
F-0101 炉燃料气流量, Nm ³ /h	845	725

从表 5 看出，轻烃回收直馏石脑油流量由 150t/h 逐步提至 175t/h，罐区石脑油流量由 55t/h 降至 30t/h，混合石脑油中直供比例提高 12%。随着直供石脑油比例增加，混合石脑油进料温度由 65℃提高至 71℃，F-0101 炉燃料气耗量由 850Nm³/h 降至 720Nm³/h。通过优化生产操作参数，增加直供石脑油比例，提高混合石脑油进料温度约 5℃，节约燃料气流量 130Nm³/h。

(3) 脱戊烷塔降压操作

根据装置实际生产工艺工况，充分利用流程模拟软件模拟计算重整脱戊烷塔降压操作的可能性，以流程模拟软件计算结果为依据，制定脱戊烷塔降压操作方案，并用于生产指导，在满足产品质量和分馏精度的前提下，成功对脱戊烷塔进行了降压操作，模拟结果与生产实际操作对比见下表 6。

表 6 脱戊烷塔燃料气消耗数据对比

序号	塔顶压力,MPa(g)	燃料气耗量 Nm ³ /h	
		模拟计算	实际操作
1	1.2	1230	1210
2	1.1	1115	1100
3	1.0	1042	1050
4	0.9	967	973
5	0.8	888	895

脱戊烷塔开始实施降压操作方案后，脱戊烷塔顶压力由 1.2MPa (g) 降低至 0.8MPa (g)，满足塔分馏要求的工况下可节约燃料气用量约 300Nm³/h。

2.3.2 针对不同运行工况下开发蒸汽运行方案

(1) 优化重整反应氢油比、降低压缩机入口温度降低循环氢压缩机蒸汽消耗

1) 优化工艺操作, 将重整 K-0201 机入口温度由 47°C 降至 40°C, 降低气体分子量, 减少蒸汽消耗;

2) 根据重整不同进料工况和催化剂积炭量, 实施不同的氢/油比控制方案, 降低 K-0201 机蒸汽消耗:

a. 进料干点 $\geq 170^\circ\text{C}$, 控制重整反应氢/油比 2.1 ± 0.05 (mol);

b. 进料干点 $< 170^\circ\text{C}$, 控制重整反应氢/油比 2.0 ± 0.05 ;

c. 重整加工负荷低时, 兼顾重整循环氢气流量 $\leq 11.5 \text{WNm}^3/\text{h}$ 。

(2) 增压机防喘振系统投自动, 监控压缩机出口压力, 降低重整氢增压压缩机蒸汽消耗

1) 投用重整氢增压机防喘振系统, 控制好再接触系统运行, 防止增压机入口压力和流量波动, 确保重整增压机防喘振系统开度为 0, 降低重整氢增压机蒸汽消耗;

2) 密切监控重整氢气脱氯罐压降, 当床层压降 $\geq 0.1 \text{MPa}$, 及时切除氢气脱氯罐, 减少重整氢增压机蒸汽用量;

3) 操作人员根据氢气外送情况, 调整二段再接触缓冲罐 D-0204 压力, 确保控制阀开度在 75% ~ 95% 之间, 减少系统压降, 减少重整氢增压机蒸汽用量。

(3) 公司汽油池辛烷过剩时, 停 DIH 塔侧线

根据公司产品质量要求, 异构化装置在全厂汽油辛烷值富裕的情况下降低产品辛烷值指标, 停止 DIH 塔运行。调整后的生产流程为, 异构化反应器出口物料经过稳定塔脱出轻组分后进入 DIH 塔。DIH 塔停止运行, 稳定塔底物料进入 DIH 塔后直接闪蒸, 塔顶保留部分空冷运行以冷却塔顶气相, 塔顶气相冷却至回流罐后, 使用塔顶产品外送泵送出装置。

DIH 塔停运后异构化反应系统的加工量由 115t/h 降低至 75t/h, 相应的稳定塔进料由 115t/h 降低至 75t/h, DIH 塔回流泵、侧线泵停运, 塔底再沸器只需要保持 4t/h 蒸汽加热, 将塔进料蒸发至塔顶。DIH 塔侧线停运前后蒸汽、用电对比见下表:

表 7 停运 DIH 塔侧线蒸汽消耗对比

项目	低低压蒸汽	低压蒸汽	中压蒸汽	节约电量
停用前后变化量	-25t/h	-0t/h	-2.5t/h	-195kw/h

停 DIH 塔侧线降辛烷值方案实施后, 异构化汽油辛烷值降低到 82.5 左右, 装置能耗明显下降, 实施前后对比数据见下表:

表 8 停运 DIH 塔侧线前后蒸汽消耗及关键参数对比

项目	设计值	实施前	实施后
辛烷值	88	86.5	82.5
综合能耗, kgEO/t	65.76	33	27
蒸汽单耗, t/t	0.944	0.71	0.32
电单耗, kW·h/t	19.12	17.56	13.62
循环水单耗, t/t	4.12	4.69	4.78
四氯乙烯, g/t	227	249	193
C0803 塔压, MPa (g)	0.136	0.15	0.05
C0803 回流量, t/h	275	130	0
C0803 侧线量, t/h	45	27	0

(4) 芳烃和异构化装置联合优化异构化原料停运抽余油分馏塔

结合生产要求, 芳烃分离和异构化装置联合实施抽余油质量优化, 通过适当降低芳烃分离装置脱己烷塔塔顶 C₆ 馏分采出流量, 减少芳烃抽提抽余油中 C₇⁺ 含量。C₆ 馏分通过苯抽提后生产的抽余油中 C₇⁺ 含量可以降低到 7.0m% 以下。该指标的抽余油经过与轻石脑油混合、DIH 侧线循环物料混合后总的 C₇⁺ 含量在 3m% 以下。即抽余油可以不经过抽余油分馏塔脱出重组分而直接进入异构化新鲜原料进料罐, 异构化抽余油分馏塔具备停止运行的条件。联合上游芳烃分离装置优化抽余油进料质量, 使其直接满足异构化装置进料要求, 停止异构化装置抽余油分馏塔运行。

实施节能降耗措施后, 抽余油塔停运后停运塔顶、塔底泵、塔顶空冷器, 停止塔底加热蒸汽, 节约低低压力蒸汽 7.7t/h, 电 175kw/h。具体数据对比见下表:

表 9 停运抽余油分馏塔前后能耗对比

序号	项目	设计值	停 DIH 塔侧线前	停 DIH 塔侧线后
1	综合能耗, kgEO/t	65.76	52.47	37.54
2	蒸汽单耗, t/h	0.944	0.71	0.485
3	电单耗, kW·h/t	19.12	17.56	16.05
4	循环水单耗, t/t	4.12	4.69	2.73

(5) 结合公司各蒸汽用量不平稳情况, 异构化装置用低压蒸汽替代中压饱和蒸汽加热, 降低中压饱和蒸汽消耗。

1) 按照“风险可控、安全稳妥、积极推进”的原则, 制定低压蒸汽替代技术方案。反应进料加热器 (E-0810) 使用低压蒸汽。控制 E0810 前中压蒸汽减压后压力为 0.9MPa, 缓慢打开低压蒸汽至 E-0810 手阀, 根据 E-0810 前蒸汽压力变化情况, 逐步关闭中压蒸汽控制阀 PV-82301, 全开低压蒸汽至 E-0810 手阀, 通过 E-0810 凝结水控制阀 FV-82301 控制反应器入口温度。

2) 稳定塔底再沸器 (E-0812) 可以接受的加热蒸汽最低压力。内操逐渐降

低稳定塔底再沸器（E-0812）蒸汽入口压控阀设定值，同时观察 E-0812 凝结水出口控制阀开度和塔回流比，判断可接受的最低蒸汽压力。经过调整摸索，确认稳定塔底再沸器（E-0812）可以接受 0.75MPa（g）蒸汽压力加热。

异构化装置实施低压蒸汽替换部分中压蒸汽加热设备方案，虽增加了低压蒸汽消耗量，但能有效降低中压蒸汽用量，为公司蒸汽管网平衡做出贡献。

表 10 低压蒸汽替代中压饱和蒸汽前后蒸汽消耗对比

项目	中压蒸汽	低压蒸汽	低低压蒸汽
停用前后蒸汽变化量	-9.8t/h	-0t/h	+10.2t/h

2.3.3 形成节电优化方案

石脑油加氢未设置变频，连续重整仅 11 台空冷风机带变频，变频电机每小时用电量约 300KW,约占当前总用电量的 8%，变频电机少是制约进一步大幅度降低电耗主要原因，各级人员群策群力，通过以下措施对用电挖潜增效。

（1）针对关键耗电设备，开展“一机一策”节电措施

表 11 石脑油加氢关键设备节电对比

设备名称	设备位号	设计用电量，kW·h(kWh)	小时耗电量，kW·h(kWh)		日均省电量，kW/d
			调整前	调整后	
石脑油加氢进料泵	P-0101	526.9	555	512	1032
循环氢压缩机	K-0101	750	803	682.3	2897
石脑油加氢注水泵	P-0102	15.5	17.7	14.8	69
累计省电，kW/d					3998

1) 石脑油加氢进料泵：将 D-0101 入口压力由 0.36MPa（g）提至 0.5MPa（g）；关小 P-0101 泵保护线开度至 5%以下，P-0101 节电 43KW/h，日均节约 1032KW/h。

2) 循环氢压缩机：针对往复式压缩机运行特点，合理控制氢油比，将循环氢控制阀开度由 60%提高至 100%，压缩机出口压力由 2.95 降至 2.7MPa（g），压缩比由 1.5 降至 1.37，减少压缩机做功，日均节约 2897kW/h。

3) 将预加氢注水罐 D-0102 压力由 0.4 提至 0.5MPa（g），注水泵 P-0102 节电 2.9kW/h，日均节电 69kW/h。

（2）对比设计指标，优化关小机泵最小流量，降低电机负荷

通过跟设计参数对比，对连续重整装置机泵流量进行全面调整，每小时节约 90kW/h,每日能节约电量 2160kW/h。

表 12 优化关小机泵最小流量阀

序号	位号	名称	设计用电量	小时用电量，kW·h		调整前后对比
			轴功率，kW·h	调整前	调整后	

1	P-0201A/B	产物分离罐底泵	404.9	398.7	387.6	-11.1
2	P-0202A/B	脱戊烷塔重沸炉泵	272.47	291.6	260.7	-30.9
3	P-0203A/B	脱戊烷塔顶泵	35.8	38.4	31.5	-6.9
4	P-0204A/B	脱丁烷塔顶泵	42.86	57.75	42.86	-14.89
5	P-0208A/B	一段再接触罐底泵	86.2	82.6	76.5	-6.1
6	P-0241A	热水循环泵	107.5	99.6	92.5	-7.1
7	P-0241B	热水循环泵	107.5	108.5	97.6	-10.9
8	P-0242A/B	炉水排放泵	4.2	4.08	3.85	-0.23

(3) 实施停泵自压外送

实施停泵自压外送，停芳烃重汽油泵，每小时节电约 50kW·h，每日能节约电量 1200kW·h。

3. 效益分析

(1) 装置采取各项节能措施，连续重整装置节约燃料气效果显著，通过提高加热炉热效率，提高直供料比例和降低脱戊烷塔压，以上三项措施的落实共节约燃料气 1110Nm³/h。

(2) 降低循环氢压缩机入口温度和降低重整反应氢/油比，降低重整氢增压机压缩比，开展异构化中压蒸汽替代，差异化运行 DIH 塔侧线和抽余油塔，节约中压蒸汽 20t/h,低低压蒸汽 32.7t/h。

(3) 开展“一机一策”攻关，优化机泵运行及实施停泵自压措施的落实每日节约电耗 7356kW·h。

通过一系统的优化调整，重整联合装置燃料气、蒸汽和电耗逐年降低，对公司节能降耗意义重大。能耗的降低不仅节约了成本，还降低了碳排放，特别是燃料气用量降低，烟气排放总量明显减少，为碳达峰和碳中和做出贡献，在地区起到示范引领作用。

4. 突出亮点

重整联合装置在生产操作进行优化调整，节能降耗相关工作取得显著成效。

(1) 形成加热炉调整思路，提升加热炉热效率具有很好的借鉴意义；

(2) 探索出连续重整循环氢压缩机和氢气增压机优化运行措施，多维度降低蒸汽消耗；

(3) 开发出停 DIH 塔降辛烷值运行方案,装置运行方案由设计的 Penex+DIH 方案优化为 Penex 方案；

(4) 开发出优化调整芳烃分离抽余油质量，停运抽余油分馏塔方案；

(5) 形成“一机一策”节电措施，对未设计变频调节的电机开展节电具有较好的指导意义。

通过不断优化调整，石脑油加氢综合能耗降至设计 55.4%；连续重整综合能耗降至设计 71.5%，排在中石油连续重整装置中排名前列。

5. 推广应用前景

云南石化公司重整联合装置通过不断优化调整，装置能耗取得长足进步的同时，形成了节约燃料气、降低蒸汽和电量消耗等一系列节能典型做法，特别是对异构化装置形成了多种运行方案，对同类装置具有较好的借鉴意义。

编制人：梁 勇

审核人：李恩成

中石油云南石化有限公司

2025 年 2 月

六、中国石化镇海炼化芳烃低温热综合利用

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

中国石化镇海炼化分公司是中国石化旗下重点骨干炼油化工企业，前身是始建于1975年的浙江炼油厂，1983年划归原中国石化总公司，2006年登记为中国石化镇海炼化分公司。中石化宁波镇海炼化有限公司由中国石化与宁波市于2018年6月18日合资设立，管理职能全部依托镇海炼化分公司（合称镇海炼化）。目前，镇海炼化拥有2700万吨/年原油加工能力、220万吨/年乙烯生产能力，管理码头吞吐能力约1.2亿吨/年、罐储能力约1700万立方米。

芳烃低温热综合利用项目总投资为9835万元，相关装置主要为1号对二甲苯，于2003年建成投产，后经过数次改造，目前装置产能为每年81万吨对二甲苯。该项目对照《绿色低碳转型产业指导目录（2024年版）》，属于目录中“1.3 节能降碳改造—余热余压利用”。

1.2 技术装备等情况

镇海炼化芳烃装置由二甲苯异构化、二甲苯分离、吸附分离三个单元组成，采用国内与国外先进技术相结合的组合工艺技术方案，吸附分离原始开工选择了法国IFP的ELUXYL工艺技术，2022年换剂适应性改造更换为石油化工科学研究院专有工艺技术；异构化原始开工时采用了石油化工科学研究院开发的SKI-400型催化剂及操作参数，2022年更换为脱乙基型催化剂SKI-210并投料成功。装置采用DCS先进控制系统，实时监控生产运行数据，DCS在控制上的最大特点是依靠各种控制、运算模块的灵活组态，实现多样化的控制策略，以满足不同情况下的需要，从而使繁琐复杂的单元组合仪表问题变得简单。

芳烃低温热综合利用项目利用低温热水作为媒介，热媒水循环系统分为取热和用热两部分。通过选用合适的高效换热器取出相关装置的低温热并送至下游热阱用户，节约各装置的蒸汽消耗，达到充分节能降耗的效果。根据热源的低温热大小和温位以及不同热阱用户的需求，合理安排热源与热阱用户的对应关系，实现热源与热用户的精准匹配。该项目采用高效缠绕管换热器，相对于普通的列管式换热器，具有适用温度范围广、适应热冲击、热应力自身消除、紧凑度高的优势，单位容积具有较大的传热面积，并且由于自身的特殊构造，使得流场充分发展，不存在流动死区。

1.3 企业节能降碳管理情况

1.3.1 指导思想及目标

镇海炼化始终坚持以习近平生态文明思想为指导，深入贯彻“四个革命、一个合作”能源安全新战略，严格落实国家相关部门以及省、市重点领域节能降碳要求，以“区域一体化、工艺绿色化、能量最优化、设备高效化、管理智慧化”五大举措为抓手，扎实推进“能效提升”工作，努力锻造节能降耗世界级竞争力。2025年，进入世界炼厂前列，乙烯、炼油、芳烃单位产品能耗保持国内能效标杆水平。

1.3.2 管理思路

建立健全能源管理机制。设立以公司主要领导任组长的“能源管理暨‘能效提升’工作领导小组”，负责节能管理重大事项决策与推进。将节能考核工作融入公司绩效考核体系，把节能责任目标分解到装置，设置确保、力争、奋斗三级指标，深挖节能降耗潜力。每年设立专项资金进行“能效提升”竞赛奖励，2023年共奖励节能优化与改造项目129个，节能量10.39万吨标准煤。

打造能源智慧系统。以数据为核心生产要素，通过数字化、模型化，实现能源生产、存储、转换、输送、消耗全流程、一体化管理。建设集能源运行、能源统计、能源优化、能源监控、评价分析等功能于一体的能源管理信息化系统（SMES），实现企业用能“说得清，管得住，省得下”。引进水平衡测试软件，覆盖10个运行部、90套装置单元，将“三年一平衡”模式升级为“一日一平衡”，实时监控全公司水资源使用情况和异常报警。建立能源KPI监控平台，对分公司74套装置实时能耗、重点能源绩效参数、用能绩效参数进行监控优化，降低能耗。

强化能效对标提升。主动参评所罗门等国际专业权威机构绩效评价活动；建立对标世界一流管理提升行动体系，通过行业“横向”对标和自身“纵向”对标，锚定行业先进和自身历史最好水平，瞄准装置节能降耗难点精准发力，推动装置能效稳步提升。强化能源体系有效运行，2013年通过能源管理体系认证，成为国内石化行业首家认证企业。推进能源标准化工作，如每年制定主要耗能设备能效测试计划，对于能效不达标的机泵落实整改措施；“定目标、定措施、定节点、定责任”推进能效提升计划项目，建立跟踪、监督、考核机制。

1.3.3 节能降碳取得成效

镇海炼化近年来能源绩效稳步提升，根据国际知名机构对标评价结果，炼油能源强度指数（EII）、能源可持续指数（ESI）处于国际第一群组，炼油综合能

耗持续保持中石化第 1 名。自 2021 年重点领域节能降碳工作部署以来，镇海炼化节能改造累计投资 4.85 亿元，投用节能项目 40 个，年节能 13.2 万吨标准煤，减少二氧化碳排放 36 万吨。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

芳烃装置 2023 年全年运行，国标能耗为 429.67 千克标油/吨，达到国标能耗先进值（500 千克标油/吨），对照《工业重点领域能效标杆水平和基准水平（2023 年版）》，介于标杆水平和基准水平之间。主要能源消耗种类及数量见表 1。

表 1 2023 年芳烃综合能耗数据表

产品名称	对二甲苯		
2023 年产量	680894 吨		
能源消耗量	燃料		
	其中：天然气	千标立	4838
	回收火炬气	吨	5797
	甲烷氢	吨	23824
	燃料气	吨	226161
	电力	千瓦时	162514116
	蒸汽		
	其中：3.5MPa 蒸汽	吨	697080
	1.0MPa 蒸汽	吨	42174
	0.3MPa 蒸汽	吨	-6928
	水	吨	
	其中：新鲜水	吨	16321
	循环水	吨	20851568
	除盐水	吨	1255780
	除氧水	吨	-13381
	凝结水	吨	-1582508
	净化风	立方米	14627268
	非净化风	立方米	21876964
氮气	立方米	17257819	
热进出料	吨	-37028	
单位产品综合能耗	千克标油/吨产品		429.67

2.2 运行情况

2024 年，芳烃装置短停检修约 18 天，1-9 月累计国标能耗为 388.29 千克标油/吨，达到国标能耗先进值；对照《工业重点领域能效标杆水平和基准水平（2023 年版）》，介于标杆水平和基准水平之间，主要是 1-7 月装置运行负荷较低，仅 82.81%，8 月起提负荷至 100%后，8 月、9 月当月国标能耗分别为 354.85 千克标油/吨、351.60 千克标油/吨，均达到标杆水平（380 千克标油/吨）。在中石化系统内，镇海炼化芳烃装置能耗排名靠前，可达到先进水平；对照石化联合会发布

的对二甲苯能效“领跑者”企业，能耗还存在差距，一是装置采用的工艺路线不同，二是镇海炼化芳烃装置规模较小，产能仅 81 万吨对二甲苯/年。

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

芳烃装置于 2003 年建成投产，装置抽余液塔顶、抽出液塔顶、歧化甲苯塔顶有大量热量，通过风冷的方式冷却，存在大量能源浪费，镇海炼化攻关评估后将目光锁定在几公里外的宁波化工园区企业。

2012 年，芳烃装置低温热利用一期项目投用，项目主要是以除氧水为媒介，利用换热器将芳烃装置抽出液塔顶部的低温余热进行回收，置换到热水中，使每小时 250 吨、150℃的热水通过管线运输到下游企业作为热源利用，替代原来费用较高的蒸汽，冷却后的水返回镇海炼化水循环系统再次利用，形成一个低温余热利用的循环系统。项目投用后，芳烃装置空冷平台上的风机停运 4 台，装置能耗下降了 20 千克标油/吨。

一期项目投用后，芳烃装置仍有热源未得到利用，2022 年结合装置检修改造，投用了低温热利用二期项目。二期项目是中国石化系统内首套抽余液塔低温余热回收利用系统，深度利用抽出液和甲苯塔顶的低温余热，以除氧水为媒介，将取出的低温热输送至化工园区金海晨光以及厂内 1 号乙烯、4 号动力中心等装置的热阱用户，其中抽余液塔顶低温热经缠绕管换热器取热后热水输送至化工园区金海晨光 C5 分离装置，热水由一期的每小时 250 吨增加至 750 吨；甲苯塔顶和抽出液塔顶低温热串联后经板式换热器取热后至 4 号动力中心和 1 号乙烯装置进行除氧器供热，返回的除氧水由管线输送至芳烃装置取热、循环供热，达到低温热深度利用的功能，有效降低下游装置蒸汽消耗，实现热能的阶梯利用。芳烃装置蒸汽伴热站改为热水伴热站，从抽余液塔顶热媒水出口引一路热水，为 1 号对二甲苯和 1 号歧化的工艺及仪表管线伴热提供热源，减少系统 1.0MPa 蒸汽消耗，实现装置的节能降耗。

两期项目全部建成后，共回收热量 254 吉焦/小时，年节能 6.9 万吨标煤，相当于每年减少二氧化碳 22 万吨，每年创效 10213 万元。

3. 效益分析

3.1 节能效益

项目投用后，年节能量 6.9 万吨标煤，芳烃装置能耗较改造前大幅下降，提高了装置生产运行经济性。具体节能量计算如下：

供化工园区部分，热水外供 184 吉焦/小时，折标煤 5.03 万吨/年；供 4 号动

力中心及1号乙烯部分,热水外供70吉焦/小时,降低1号乙烯0.3MPa蒸汽10t/h、降低4号动力中心0.4MPa蒸汽22t/h、1.6MPa蒸汽7t/h、降低1号MTBE/丁烯-1装置0.4MPa蒸汽6t/h,折标煤1.90万吨/年。合计年节能量6.9万吨标煤,每年减少二氧化碳排放22万吨。

3.2 经济效益

项目投用后,每年可创效10213万元,具体计算如下:供化工园区部分,热水外供184吉焦/小时,按照49元/吉焦结算,年效益7213万元;供4号动力中心及1号乙烯部分,按各装置减低蒸汽消耗量及各等级蒸汽成本,降低成本3000万元/年。合计每年增加经济效益10213万元。

3.3 社会效益

该项目是镇海炼化发挥石化产业链“链长”作用的节能项目之一。结合地域优势,开展厂际的热联合,满足园区企业高品位蒸汽替代需求,实现“双赢”,同时攻关实现大型石化化工园区生产装置内部能量集成和装置区域间的热量耦合,该项目处于国内领先水平。该项目开辟了企外低温热利用新通道,以热-热联合理念,长距离热循环流程,成功实现回收热量的高效利用,热利用率达90%以上。同时下游用户也能节省能耗费用近千万元,实现产业链创新链价值链一体化融合,有效拉动石化园区资源共享,实现热量互供,打造与园区内化工企业“共建共享共赢”的命运共同体。

4. 突出亮点

该项目贯穿镇海炼化内外多个生产装置,打破了以往节能降耗仅限于装置自身内部优化的局限,开创了石化园区内能源综合利用先例。项目根据热源的低温热大小和温位以及不同热阱用户的需求,合理安排热源与热阱用户的对应关系,实现热源与热用户的精准匹配。项目实施后,镇海炼化芳烃装置也成为中国石化唯一一套同时投用抽出液、抽余液低温热流程的装置。

该项目是镇海炼化首次对外部企业供应低温热,因缺乏明确的计价方式,镇海炼化在集团公司内首次提出了一种创新的低温热售价公式,其中以“煤”作为计价依据,以“吉焦”作为计量单位,这一举措为镇海炼化带来了一项全新的非物质盈利产品“热”。

5. 推广应用前景

目前芳烃装置普遍存在热量未充分利用的情况,可参考此项目,将抽余液塔顶、抽出液塔顶以及歧化甲苯塔顶热量取出,以热媒水为媒介,输送至装置周边

的热阱用户。并且以往低温热联合项目都是在单装置内或小范围内进行耦合利用，通过该项目的成功实施，证实了长距离、跨区域热量高度耦合的可行性，在大型炼化一体化企业或化工园区中，均可借鉴复制此项目，积极寻找相互匹配的热源和热阱，实施长距离的低温热联合，为企业创造效益。若实施跨厂区间的热联合，可借鉴该项目计价方式，以“吉焦”为单位，实现热源及热阱用户间的“双赢”。

编制人：谢博怀

审核人：张 达

中国石油化工股份有限公司镇海炼化分公司
2025 年 2 月

七、中国石油辽阳石化芳烃低温余热综合利用

(冷、热、电联产联运)

1.案例基本情况

1.1 企业概况

中国石油辽阳石化公司(以下简称公司)是中国石油天然气股份有限公司下属的地区分公司,是特大型石油化工联合生产企业。公司现有炼油、芳烃、烯烃等主要生产线,炼化主体生产装置 58 套,辅助生产装置 38 套。

辽阳石化公司芳烃和炼油低温热综合利用改造项目,包括低温余热发电系统及低温余热制冷系统。该项目属于《产业结构调整指导目录(2024 年版)》鼓励类第四十二项环境保护与资源节约综合利用内节能技术开发应用。低温余热发电系统是芳烃低温热综合利用改造的一个独立单元,在装置内建立热媒水发电系统单元。芳烃工艺装置低温热产出的 100℃热水先采用有机朗肯循环发电技术实现发电并网,水温降至 80℃,再与采暖热水直接换热,产出 50℃~60℃的供暖热水用于生活区供暖,剩余热量为热电厂生产水和脱盐水加热,合理地利用低温热能。低温余热制冷系统是炼油低温热综合利用改造的一个独立单元,设置在原有制冷站、热力站内改造制冷系统单元。

低温余热发电系统单元包括 1 台透平发电机组(JT3301)、2 台工质泵(P3301AB)、3 台预热器(E3301ABC)、3 台蒸发器(E3302ABC)、14 台蒸发式空冷器(E3303A~N)、1 台分液泵(P3302)、1 台工质储罐(V3001)、1 台气液分离罐(V3002)、4 台热媒水循环泵(0603-P101ABCD)等设备及配套设施。

低温余热制冷系统单元将炼油部冷冻换热站内已停运的喷射式制冷机组拆除,新增的 2 台热水型溴化锂制冷机组(WCH101A、B),现有的 2 台冷冻水循环泵(P01A、B)、2 台冷水变频补水泵(P02A、B)及 1 座脱盐水箱(V01)均利用。

辽阳石化分公司公用工程部原料热力装置区 ORC 低温热发电装置,总投资 5000 多万元,于 2019 年 11 月建成,位于原低温余热综合利用装置西侧,芳烃罐区东南角界区内,辽阳石化分公司中线公路 5 号路路口西北角。

1.2 技术装备等情况

1.2.1 技术特点

(1) 低温余热综合利用节能改造

用循环热水回收芳烃装置低温热,冬季用以生活区采暖,夏季用以工艺制冷

和加热自备电厂的脱盐水、生产水，其组合方案可降低芳烃装置的能耗和实现大系统的节能；芳烃装置低温热回收，以低品位的装置余热置换高品位电和蒸汽，实现能量的匹配使用，降低有效能损耗，提高企业整体用能水平。

（2）增设低温热发电（ORC）系统

一是采用了高效的有机朗肯循环发电技术。有机朗肯循环是一种已经证实了的可用于低品位热能发电的高效动力循环。相对于常规的蒸汽汽轮机发电技术，在低品位热能发电领域有机朗肯循环发电技术具有更高的效率，现已在工业低温余热利用和新能源领域有着大量应用实例。

二是采用了透平膨胀机。与其它型式的膨胀机相比，透平式膨胀机具有等熵效率高、单机功率大、易维护的特点。等熵效率高意味着系统发电效率高。单机功率大，则往往可以取得规模效益。

三是采用先进的三元流设计方法，等熵效率高达 88%，单机功率范围从几百千瓦到几千千瓦。

四是采用高效紧凑型换热设备。高效紧凑型换热设备的采用，是提高发电效率、降低发电装置占地、减少工质填充量的有效保证。

五是采用高效、经济、环保的循环工质。结合热水温度调节，从热力学性能、环境友好、安全性、价格、热源温度等方面综合考虑，采用了异丁烷作为循环工质。作为炼化企业的产品，异丁烷廉价易得。鉴于炼化企业职工对异丁烷的性能相对比较熟悉，有利于日常运营维护。

1.2.2 技术适用条件及范围

热能的利用应当遵循“高质高用、低质低用”的原则，只有形成能量多次梯级利用的用能格局，才能实现能量的高效利用。大部分企业在整体能量利用方面大多数情况下相互孤立存在，这导致很多企业存在“高质低用、低质排弃”的低效能量利用现象。对于大部分装置而言，装置内部工艺物流热集成较好，高温位的热能均已回收利用，但生产过程中大部分富含相变潜热的 100-200℃的气相或气液混相低温位物流热负荷很大，却大都以空冷或水冷方式进行冷凝冷却，导致低温位热量大量浪费，同时增加了空冷负荷及耗电量，甚至成为部分装置高负荷运行的瓶颈。

在确保有效冷阱充足的情况下，增设低温热既可实现过剩能量的有效集成利用，又可降低空冷负荷、减少电量消耗，同时也为消除夏季高负荷生产瓶颈提供了可能；在有效冷阱缺乏的情况下，可根据富余热量的多少，增设低温热发电系

统，能够实现在不增加额外燃料的情况下获得额外电能，为中石油炼化企业提供低温余热利用新思路。

1.2.3 现场应用情况及效果分析

(1) 低温余热综合利用节能改造

可回收低温热分析：综合考虑各方面因素，筛选出邻二甲苯塔 C402(A)、抽余液塔 C601 (A)、C661(B)塔顶油气及异构化脱庚烷塔 C701(A)、C761(B)塔顶馏出物等 5 股物流实施低温热回收。5 股低温工艺物流空气冷却器总负荷为 $10135.24 \times 10^4\text{W}$ ，如下表所示。

表 1 5 股物流情况

塔顶物流	流量	操作压力	进空冷温度	出空冷温度	冷却负荷
	t/h	MPa (G)	°C	°C	10^4W
C402 (A)	70	0.11	177	105	949.38
C601 (A)	188	0.031	147	60	2698.60
C661 (B)	400	0.02	145	85	5188.04
C701 (A)	70	0.63	162	70	520.10
C761 (B)	147.5	0.40	134	55	779.12
合计					10135.24

考虑工艺条件的限制、设备投资和回收能量的利用等因素，在塔顶空冷器前设置低温热回收换热器，将 60°C 的循环热水加热至 95°C ，并设定循环热水与低温热物流的低温端传热温差不低于 20°C ，可回收的低温热负荷如下表所示。

表 2 5 股物流热负荷情况

塔顶物流	流量	进空冷温度	出空冷温度	可回收低温热	冷后负荷
	t/h	°C	°C	10^4W	10^4W
C402 (A)	70	177	105	949.38	0
C601 (A)	188	147	80	2505.17	193.43
C661 (B)	400	145	85	5188.04	0
C701 (A)	70	162	80	475.67	44.43
C761 (B)	147.5	134	80	585.11	194.01
合计				9703.37	431.87

低温热阱分析：自备电厂冬季制备脱盐水 1170t/h ，需供热量 $11667.22 \times 10^4\text{W}$ ，消耗蒸汽 161.8t/h ；夏季制备脱盐水 850t/h ，需供热量 $7826.99 \times 10^4\text{W}$ ，消耗蒸汽 108.53t/h 。因温位所致， 95°C 循环热水只能替代部分蒸汽，只能将部分脱盐水和生水分别加热至 85°C 和 38°C ，其夏季为 $3892.56 \times 10^4\text{W}$ ，冬季为 $6985.56 \times 10^4\text{W}$ 。生活区采暖由 2 套系统构成，分别为来自自备电厂的 0.245MPa 、 180°C 蒸汽和蒸汽管网的 1.0MPa 、 280°C 蒸汽系统，蒸汽经采暖换热站加热采暖水，采暖供水温度 70°C ，回水温度 50°C 。生产装置多采用电或蒸汽为动力进行制冷，发生温位为 $7\text{--}4^\circ\text{C}$ 的冷冻水，冷量消耗较大，制冷消耗动力较多。将上述低温热阱资源统计至下表。

表 3 5 股物流可回收的低温热负荷

低温热阱	夏季		冬季	
	负荷/10 ⁴ W	比例/%	负荷/10 ⁴ W	比例/%
自备电厂生水脱盐水加热	3892.56	65.33	6985.56	21.50
生活区采暖	0	0	23440.27	72.14
工艺制冷	2065.48	34.67	2065.48	6.36
合计	5958.04	100	32491.31	100

集成优化及效益：结合低温热及低温热阱分析，最终形成芳烃装置低温热回收利用组合方案如下图所示。

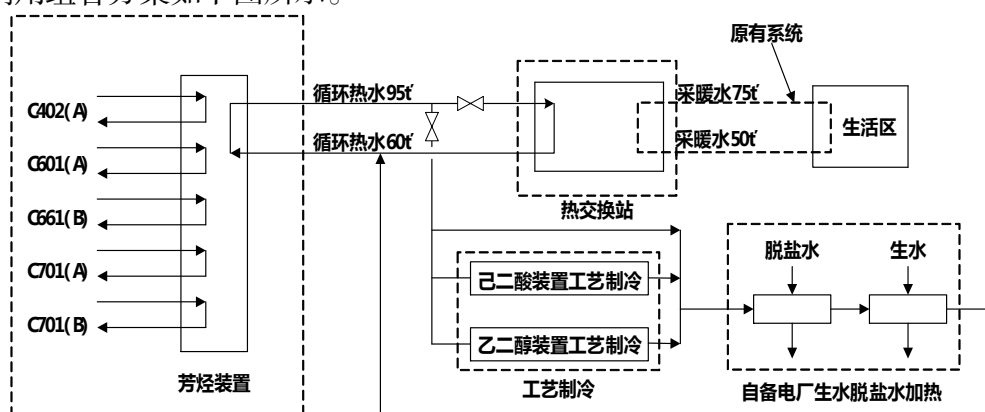


图 1 芳烃装置低温热回收利用组合方案

冬季方案效益。芳烃低温热用于生活区采暖，节省采暖蒸汽 134.6t/h，即 48.46×10^4 t/a；停芳烃装置 5 塔塔顶空冷器 38 台，节电 760kW，即 273.6×10^4 kW·h/a。

夏季方案效益。芳烃低温热加热自备电厂生水和脱盐水，节省蒸汽 51.44t/h，即 22.63×10^4 t/a；停芳烃装置塔塔顶空冷器 22 台，节电 440kW，即 193.6×10^4 W h/a；低温热用于己二酸及乙二醇装置工艺制冷，节省电耗 2610.4kW，年省电 1148.58×10^4 kW·h，节省低压蒸汽 3t/h，即 1.32×10^4 t/a。方案效益如下表所示。

表 4 冬季、夏季节电方案对比

组合方案	节电	年节电	节汽	年节汽	效益 万元
	kW	10 ⁴ kW·h	t/h	10 ⁴ t	
冬季	760	273.6	134.6	48.46	4933.55
夏季	3050.4	1342.18	54.44	23.95	2824.5
合计	--	1615.78	--	72.41	7758.05

芳烃装置低温热回收利用节电 1615.78×10^4 kW·h/a，节汽 72.41×10^4 t/a，折标煤 8.52 万吨/年，节能收益 7758.05×10^4 元/年。扣除固定资产折旧费 817 万元/年(固定资产投资为 1.2 亿元)和系统运行成本 762.96 万元/年，年净效益 6178.09 万元。

(2) 增设低温热发电系统

表 5 改造前热量平衡情况表

性质	单元名称	介质	流量 m ³ /h	温差 (°C)	热量(10 ⁴ 千卡/小时)
输出	PX 装置	循环热水	1900	45	8550
有效利用	热电厂生水	化学制水	475	45	2140
	热电厂软水	锅炉给水	650	42	2720
系统损失					450
热量过剩					3240

从上表平衡结果分析，热量过剩 3240 × 10⁴ 千卡/小时。

表 6 改造后热量平衡情况表

性质	单元名称	介质	流量 m ³ /h	温差 (°C)	热量 (10 ⁴ 千卡/小时)
输出	PX 装置	循环热水	1700	60	10200
有效利用	ORC 发电机组	循环热水	1250	23	2875
	乙二醇冷冻机	循环热水	800	22	1760
	热电厂生水	化学制水	475	45	2140
	热电厂软水	锅炉给水	650	42	2720
系统损失					705

从上表平衡结果看，改造后，系统热量增加了 1650 × 10⁴ 千卡/小时，在乙二醇冷冻机组和 ORC 发电机组投运后，过剩热量得到了充分利用。

1.3 企业节能降碳管理情况

本项目主要通过回收低温余热，实现“冷、热、电联产联运”、能量梯级利用。节约的蒸汽及发电量，减排二氧化碳 20.5 万吨/年。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

低温热发电 (ORC) 系统开工以来，保持稳定运行，在解决生产装置夏季高负荷运行的同时，2020 年-2024 年累计发电 4926 万千瓦时。

表 7 低温热发电系统运行情况

时间	运行时间	年发电量	平均日发电量	平均发电功率
	天	万度	度	kW
2020	196	850	43367	1807
2021	204	972	47647	1985
2022	202	1076	53267	2219
2023	153	884	57778	2407
2024	212	1144	53962	2248

2.2 运行情况

辽阳石化公司不断优化装置运行，提高发电效率。一是做好充装工质前的抽真空工作，减少系统内不凝气 (氮气) 含量，并通过不定期排凝，增大膨胀机前

后压差，提高发电效率。二是空冷器提高制冷效果，增大膨胀机前后温差，低温发电装置每年开车前均清洗空冷器水箱、喷淋管表面、喷嘴，更换填料，并于 2022 年增设软化水系统以减少结垢，2023 年增设 2 台空冷器以提高制冷效果。

表 8 2023 年低温余热发电系统综合能耗总表

序号	项目	年消耗量		能量折算值 MJ	折算能耗 10 ⁶ MJ/a
		单位	数量		
1	发电装置发电	kWh/a	-884×10 ⁴	9.546	-84.38
2	发电装置用电	kWh/a	149×10 ⁴	9.546	14.22
3	发电装置用生产水	t/a	11×10 ⁴	7.12	0.78
4	发电装置用仪表风	Nm ³ /a	9×10 ⁴	1.59	0.14
合计					-69.23

表 9 2023 年低温余热制冷系统综合能耗表

序号	项目	年消耗量		能量折算值 MJ	折算能耗 10 ⁶ MJ/a
		单位	数量		
1	电	kWh/a	125568	10.89	1.37
2	循环冷却水	t/a	2822400	4.19	11.83
合计					13.20

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

本项目为厂区低温余热综合利用改造项目，是在保持原流程不变的前提下，充分利用芳烃部和炼油部现有低温余热系统产出的循环热水，驱动低温热发电设备及溴化锂制冷设备，向上级变电所供电、为厂区建筑物提供空调冷源。

低温热发电系统只采用现有芳烃低温热系统产出的循环热水，驱动透平膨胀机发电机组发电并网，芳烃低温热得到最大限度的利用，为企业带来经济效益。

低温热制冷系统采用现有炼油低温热驱动溴化锂机组，为建筑物提供夏季冷源。降低了现有电制冷空调的电能消耗。为低温热循环水降温，也降低了生产装置工艺物料冷却消耗的电能和循环冷却水的消耗，节约能源。

低温热发电系统的蒸发式空冷器采用湿式冷却，消耗生产水。空冷器设置水循环泵，使冷却水循环使用，并用其冷却转动设备轴封及润滑油系统，实现水源的重复利用；系统设置了水位自动控制系统，实现按需用水，降低水资源消耗。

3.效益分析

(1) 冬季采暖运行工况

芳烃低温热系统热量可全部回收，两套 PX 装置满负荷运行时，回收热量折蒸汽 160 吨/小时，收益约 8000 万元/年。

(2) 夏季发电、制冷运行工况

乙二醇冷冻机组和热电部锅炉给水、化学制水预热可替代蒸汽 52 吨/小时，年

收益约 3500 万元。夏季可实现净发电量 1450 万千瓦时，收益 700 万元。

综上，芳烃低温热系统总收益约 1.22 亿元/年左右。

4.突出亮点

该发电机组投运后，辽阳石化的低温余热回收系统已成为目前国内为数不多的实现“冷、热、电联产联运”、能量梯级利用的节能示范性装置。该系统冬季热能利用率 100%，夏季热能利用率 90%以上，几乎将收集到的低温余热“吃干榨净”。据悉，该系统也是目前国内同类装置中余热回收规模最大、单机发电量最高、能源综合利用率最佳的一套。在实现上述节能减排效益的同时，还有效解决了对二甲苯装置夏季高温运行的瓶颈问题，打造了全新的化工装置节能降耗、低碳环保、安全经济运行的绿色链条，也为新时代化工企业生产系统节能优化提供了有借鉴意义的全新模式。

5.推广应用前景

随着炼化行业的快速发展，低温余热综合利用成为一个重要的节能减排和提高能源效率的领域。随着“双碳”目标的推进，国家逐步出台提升余热利用的措施，如《高耗能行业重点领域节能降碳改造升级实施指南（2022 年版）》要求加强能量系统优化、余热余压利用等。本案例提供了高效的低温余热综合利用思路，不仅有助于提高能源效率，降低生产成本，还对减少温室气体排放、实现可持续发展具有重要意义。随着技术的进步和政策的支持，该技术有望得到更广泛的应用和发展。

编制人：梁 勇

审核人：李恩成

中国石油辽阳石化公司

2025 年 2 月

八、中国海油大榭石化 30 万吨乙苯装置工艺热水余热回收

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

中海石油宁波大榭石化有限公司（简称大榭石化）位于国家级经济开发区--宁波大榭开发区，前身是创建于 2001 年的宁波大榭利万石化有限公司。2004 年，由中国海油全资子公司中海油气开发利用公司直接控股；2005 年 2 月正式更名为中海石油宁波大榭石化有限公司；2007 年 1 月，由中海石油炼化有限责任公司控股管理；2009 年 5 月，中海石油炼化有限责任公司将股比由 51%增加到 67%，2019 年 5 月，大榭石化注册资本增加至 5.98 亿美元。

大榭石化是中国海油按照“大型化、差异化、集约化、一体化、绿色化”产业规划，倾力打造的千万吨级炼化基地。公司现有原油加工能力 800 万吨/年，公司现有生产装置包括：一期：75 万吨/年沥青装置（2003 年 6 月投入生产）；二期：225 万吨/年沥青装置（2009 年 3 月投入生产）；三期：220 万吨/年催化裂解、138 万吨/年产品精制、100 万吨/年气体分馏、15 万吨/年 MTBE、60 万吨/年裂解石脑油加氢、40 万吨/年芳烃抽提、200 万吨/年工业燃料油加氢改质、210 万吨/年原料加氢处理、6 万标立/时制氢、3 万吨/年硫磺回收、30 万吨/年乙苯、28 万吨/年苯乙烯、150 万吨/年连续重整、55 万吨/年芳烃抽提、8 万标立/时 PSA 装置；四期：160 万吨/年溶剂脱沥青、50 万吨/年轻烃芳构化、30 万吨/年聚丙烯等 20 套工艺装置（160 万吨/年溶剂脱沥青装置于 2022 年 3 月投产、聚丙烯装置于 2022 年 9 月投产）。其中，220 万吨/年催化裂解、100 万吨/年气体分馏、28 万吨/年苯乙烯等多套装置目前均为国内规模最大的单套装置。公司现有原油加工能力按 800 万吨/年，生产的主要产品有：丙烯、苯乙烯、芳烃、丙烷、液化气、MTBE、柴油、船用燃料油、重交道路沥青，副产化工轻油、碳五、己烷、溶剂油、导热油、航空煤油、硫磺等。

相关配套的公用设施包括：一座 5 万吨级、一座 3 万吨级、两座三千吨级码头（共 8 个泊位）；油品/化工品储罐 136 台，罐容 127.58 万立方米；44000m³/h 循环水场、460t/h 除盐水处理站、470 t/h 凝结水处理站、45000m³/h 空压站、550m³/h 污水处理厂、3 台 100m³低压液氮罐、2 台 50m³中压液氮罐以及生产给水及消防站和事故雨水检测池等。

大榭石化 30 万吨乙苯装置工艺热水余热回收项目，属于节能技改类项目，

采用二类吸收式热泵技术将乙苯装置低品位的工艺热水转化为高品位的 0.35MPa 蒸汽，同时解决了苯乙烯装置 1.0MPa 蒸汽减压减压梯级利用不合理及全厂低温热水富余的问题，于 2019 年 9 月建成并正式投入运行，最大产汽量为 11.5t/h，为当时国内二类吸收式热泵单台产汽量最大的热泵机组。项目总投资 1915.5 万元（其中核心热泵机组 495 万元），包含主体设备采购费、其它设备费用、土建及安装施工费用、设计费用、可研费用及合同能源管理项目期限内的技术服务费等。

本项目属于国家发改委 2023 年第 7 号令《产业结构调整指导目录(2024 年本)》中第一类“鼓励类”，第四十二领域“环境保护与资源节约综合利用”中第十一点“节能技术开发应用——余热回收利用先进工艺技术与设备”，符合国家产业政策要求。

1.2 技术装备等情况

大榭石化馏分油综合利用项目设置低温热水系统，回收各个装置的低温热供各用户使用，低温热水系统热水循环量 3200t/h 左右，温度约为 95℃。低温热水经过各用户后，回水温度降至 87℃，再经过循环冷却器后温度降为 69℃，循环水冷却器消耗循环水量 4000t/h 以上，冷却热负荷约为 60000kw，低温热水热量过剩较大。

乙苯装置产生的 120℃、525t/h 热水，品位较高，利用潜力大。并入低温热水管网后，温度降至 95℃，有一定的浪费现象。2019 年，大榭石化同惠州中海节能环保技术服务有限公司，采用华源泰盟的二类热泵技术，充分利用乙苯装置的低温热水能量产生 0.25MPag 或 0.35MPag 蒸汽，产生的蒸汽可以就近进入苯乙烯装置作为反应蒸汽，以最小化苯乙烯装置 1.0MPag 减温减压成 0.35MPag 蒸汽量，节省 1.0MPag 蒸汽量。同时，降低低温热水的循环水消耗，降低全厂循环水消耗量。该项目大榭石化同惠州中海节能环保技术服务有限公司以 EMC 总承包的方式进行基础工程设计、详细工程设计、物资采购、施工及协助配合联动试车、投料试车以及后期的运行维护等服务工作。项目产生的效益分配按照 EMC 模式执行。项目总投资 1915.5 万元，包含主体设备采购费、其它设备费用、土建及安装施工费用、设计费用、可研费用及合同能源管理项目期限内的技术服务费等。机组主要包括：蒸发器、发生器、冷凝器和吸收器。

该项目的热泵机组回收热媒水余热工艺是以水为制冷剂，溴化锂溶液为吸收剂，在蒸发器和发生器中通入低品位余热（热媒水），在冷凝器中通入冷却水，

由吸收器产生高品位热媒（蒸汽）的设备。热泵运行过程基本原理：水的沸点随压力的不同而发生变化以及水蒸发吸热、冷凝放热的特性，将水作为传热的中间介质，通过循环具有强吸湿性的溴化锂溶液实现热量传递的物理过程。相关重点设备的装机参数、转换效率、系统控制等情况详见表 1：

表 1 机组设备参数、转换效率等情况

名称		单位	设计工况	校核
中温热源热负荷		kW	15583	17377
转化率		/	0.4846	0.485
热水（中温热源）	进口温度	℃	120	120
	出口温度	℃	96	92.12
	流量	t/h	600	600
产汽（高温热源）	蒸汽压力（表压）	MPa.G	0.4	0.3
	蒸汽温度	℃	151.9	143.6
	补水温度	℃	90	90
	蒸汽流量	t/h	11.79	13.16
冷却水（低温热源）	进口温度	℃	33	33
	出口温度	℃	38	38.57
	流量	t/h	1381	1381
电气参数	电源	/	3Φ·380V·50Hz	
	功率	kW	47	
外形尺寸	长度	mm	8750	
	宽度	mm	3100	
	高度	mm	6550	
重量	运行重量	t	118	
设备寿命		年	15	
转换效率		%	48	
系统性能		/	回收 120℃乙苯装置热水制取 0.35MPaG 蒸汽	
系统可靠性		/	稳定可靠可满足全年运行的要求	
智能控制		/	机组自带智能化控制系统实现全自动操作无人值守，智能化显示机组运行数据	

1.3 企业节能降碳管理情况

大榭石化致力于通过节能降碳措施降低生产成本，提升企业竞争力，同时走绿色工业化道路，实现经济社会的可持续发展。这体现了企业深度挖掘节能潜力、提高能源利用效率、努力实现节能减排目标的决心。

近年来，大榭石化采取了一系列务实措施，如加强能效挖潜、强化倒逼机制、深化重点领域节能等，将推进节能降耗工作与促进经济高质量发展有机结合。2020 年 5 月，循环水电化学处理技术应用获得中国海油集团公司科技进步奖二等奖；2020 年 6 月，高效超净工业炉技术获宁波市十大节能典型案例；2021 年 10 月，大榭石化获被石油和化工联合会评为“十三五”行业节能先进单位；乙苯装置工业热水升温型热泵余热回收项目入选 2021 年国家重点节能技术应用典

型案例；2022 年 11 月，大榭石化被宁波市生态环境局授予“无废工厂”荣誉称号。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

项目投用后，每年可节能 0.6 万吨标煤，减少二氧化碳排放 2.5 万吨，节约蒸汽成本约 1300 万元，全厂低温热利用率提高了 16.3%。

近五年来，大榭石化单位综合能耗与单因能耗每年呈下降趋势，具体情况详见图 1：

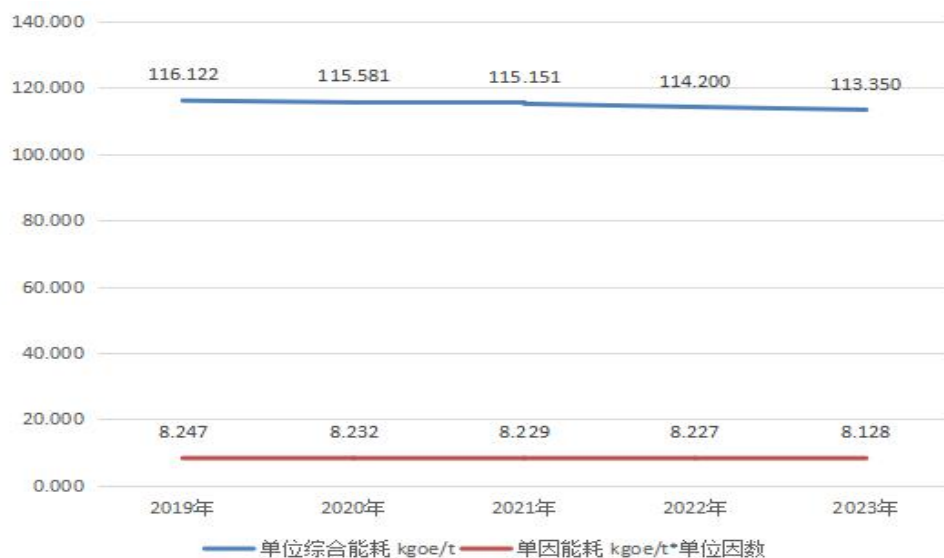


图 1 大榭石化近五年单耗与单因能耗趋势

2.2 运行情况

该项目自从 2019 年投用以来，热泵机组运行平稳，对其他系统无不利影响。项目投用前后全厂能效参数影响包括：

(1) 余热回收站伴热水供水温度降低 5℃，回水温度降低 3℃，循环水表量降低 480t/h，按焓值计算节约循环水量约 2133t/h；

(2) 全厂 1.0Mpa 蒸汽消耗总表量下降至 30t/h 以下，温度降低了 20℃，压力上升了 0.02Mpa，侧面体现了本项目的产汽效益；

(3) 在苯乙烯装置加工负荷及工艺条件基本一致的工况下，项目投用后，0.35Mpa 蒸汽产量增加，使得苯乙烯装置由 1.0Mpa 蒸汽减温减压至 0.35Mpa 蒸汽用量减少，苯乙烯装置 1.0Mpa 蒸汽管网压力相对投用前提高 0.09Mpa，该 1.0Mpa 蒸汽作为尾气压缩机背压蒸汽，背压蒸汽压力提高后，尾气压缩机透平使用的 3.5Mpa 蒸汽用量相对增加 0.7t/h。

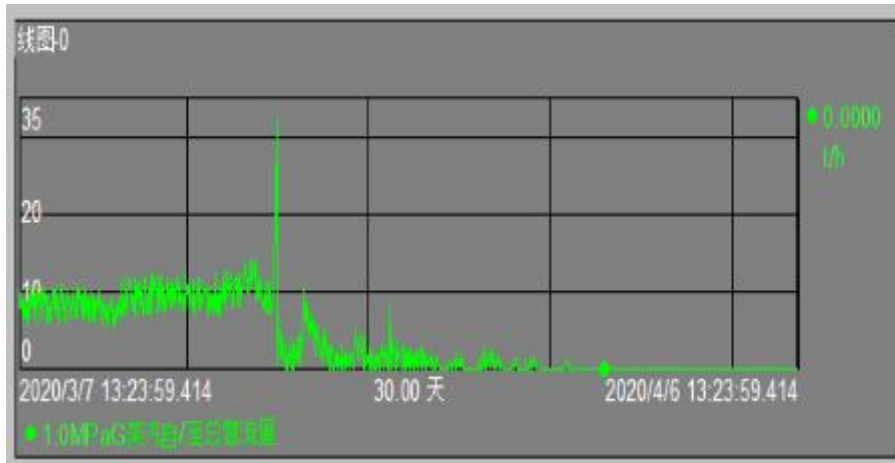


图 2 苯乙烯装置 1.0MPa 蒸汽下降趋势

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

如图 3 所示，低温热水进入机组后，先经过蒸发器将制冷剂（水）蒸发，之后低温热水进入蒸发器加热溴化锂稀溶液，将稀溶液变为浓溶液，低温热水离开热泵机组返回回水管网；在蒸发器中汽化的制冷剂（水）被浓缩的溴化锂溶液吸收进入吸收器，溴化锂溶液在稀释过程中放出热量加热除盐水，除盐水返回蒸汽汽包产生低低压蒸汽；溴化锂稀溶液再进入发生器被低温热水加热浓缩，经过溶液泵循环使用；发生器内溴化锂被加热浓缩产生制冷剂(水)蒸汽被循环水冷却成液相，再经过制冷剂泵增压到蒸发器循环使用；循环水进入机组冷凝器冷凝制冷剂（水）后离开机组进入循环水回水管线。

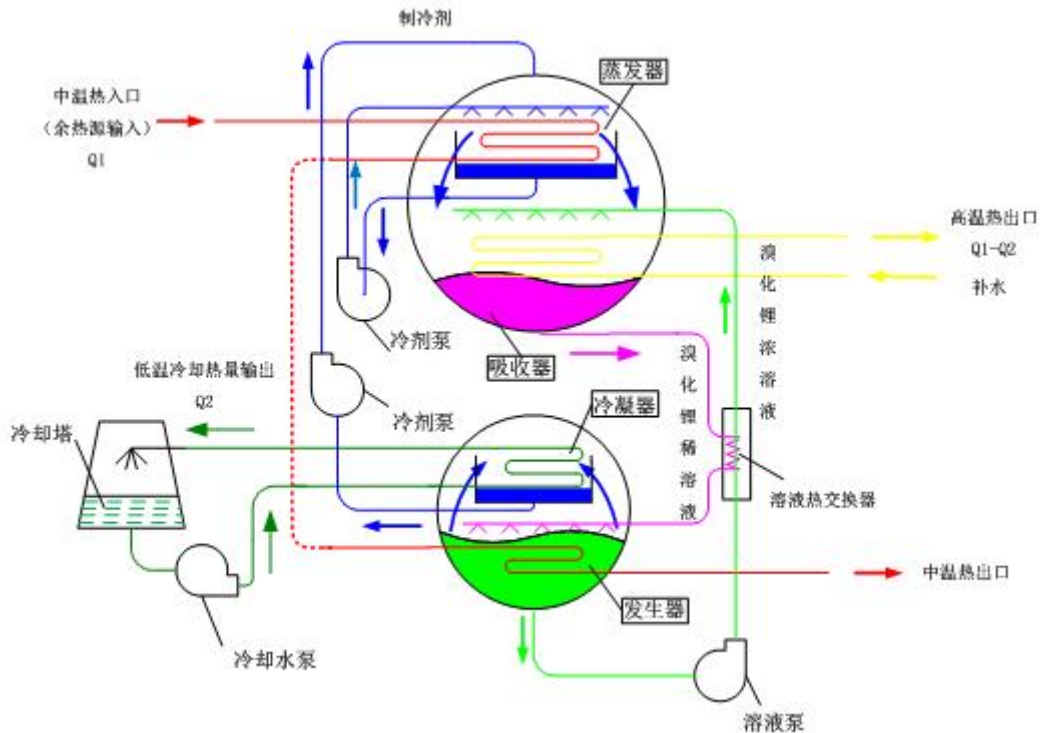


图 3 乙苯余热回收利用项目工作原理

3. 效益分析

乙苯装置低温余热回收技术应用研究项目投用后，全年（2020 年 4 月-2021 年 3 月）共产生 0.35MPa 蒸汽 92032 吨，扣除投入的除盐水、循环水、电力消耗，共计实现节能量 6337 吨标煤，减少二氧化碳排放 2.5 万吨，实现经济效益 1284 万元。具体计算过程见下表：

表 2 乙苯装置工艺热水余热回收系统全年实际节能量计算表

序号	项目	年产/耗量		折标系数		单价	节能量 tce)	效益 (万元)
		单位	数量	单位	数量			
一	产气节能量	-	-	-	-		8678	
1	0.35MPa 蒸汽	t	92032	tce/t	0.094	170.94	8678	1573
二	消耗能量	-	-	-	-		2340	
1	除盐水	t	94794	tce/t	0.0033	5.64	311	53
2	循环水	t	10728332	tce/t	0.000143	0.14	1533	150
3	电力	t	1522606	tce/kwh	0.000326	0.56	496	85
三	最终节能量	-	-	-	-		6337	1284

30 万吨/年乙苯装置工艺热水余热回收项目在大榭石化的成功应用，验证了二类热泵余热技术的可靠性和稳定性，在传统余热供暖、制冷、发电的基础上，提供了低温余热高效利用的新途径，经济效益和社会效益显著，对“双碳”背景下炼化行业的节能降碳、绿色发展之路具有很好的示范效应。

2020 年浙江省发改委能源处在大榭石化开展“三服务”活动中，对该项目予以了充分肯定，并于 6 月 29 日邀请大榭石化在浙江省节能宣传周云发布会上进行了案例分享；同年，该项目技术被中国海油集团公司采纳列入了 2020 年第二批《中国海油“三新三化”技术产品》推广清单。

4. 突出亮点

该项目是中海炼化范围内二类热泵的首次应用，采用热能直接驱动，不耗电、不依靠机械能等，利用低品位热源实现将热量从低温热源向高温热源泵送的循环系统，是回收利用低温位热能的有效设施，与此同时，热泵机组使用水-溴化锂工质，运行时没有任何污染，也没有废弃物，具有节约能源，环境效益显著的双重作用。

项目的成功应用形成了炼厂低温余热梯级利用示范模式。在公司已有的 90℃热水用于伴热、办公楼采暖、溴化锂制冷（用于苯乙烯保冷、办公楼制冷、轻烃回收、深冷提高换热效率基础上），实现了对 120℃低温热水的高效利用，促使大榭石化形成了集发汽、伴热、采暖、制冷于一体较为完善的低温余热资源

多形式梯级利用技术模式，促进了企业低温余热利用技术进步。

项目采用合同能源管理项目的模式，一方面促进了节能技术的推广应用，另一方面规避了企业的投资风险，合作双方都可从中分享节能效益，形成了一种提升节能新技术首次应用风险管控能力的有效途径，有利于节能创新技术的工业化应用有效落地。

5. 推广应用前景

本项目在大榭石化的成功应用，验证了二类热泵余热技术的可靠性和稳定性，在传统余热供暖、制冷、发电的基础上，提供了低温余热高效利用的新途径，经济效益和社会效益显著，对“双碳”背景下炼化行业的节能降碳、绿色发展之路具有很好的示范效应。

在工业领域精馏、汽提等蒸馏工艺应用广泛，只要有塔存在的地方就有余热回收的机会，为此热泵余热回收技术未来具有广阔的应用推广空间。未来我们将对热泵回收技术进行优化，直接提取塔顶物料的热量作为热泵驱动，制取蒸汽用于塔底加热，余热利用效率将进一步提升。

经碳中和产业协同联盟预测，该技术未来三年推广应用比例可达到 5%，可形成年节约标准煤 10 万吨，年减排 CO₂ 27.72 万吨。

编制人：曲 鹏

审核人：王仕文

中海石油宁波大榭石化有限公司

2025 年 2 月

九、中国石油克拉玛依石化制氢装置变压吸附（PSA）弛放气 二氧化碳捕集项目（多氨基胺液首次工业化应用）

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

克拉玛依石化创建于 1959 年，伴随新中国第一个大油田—克拉玛依油田应运而生。经过 65 年发展，目前年加工能力 600 万吨，是世界级环烷基产品基地，国内最大的高档白油生产基地，也是中国石油重要的稠油加工、高档润滑油、沥青生产基地。现有主体装置 35 套，辅助装置 21 套，具备 300 万吨/年汽柴油、60 万吨/年航煤、120 万吨/年高档润滑油、120 万吨/年沥青生产能力；可生产各类产品 200 多种，主导产品 40 余种。

克拉玛依石化制氢装置 CO₂ 捕集是国内首个 AEA（多氨基）胺液碳捕集工业化应用示范项目。项目主体设计由中国昆仑工程公司总承包，设计规模为 PSA 弛放气 14.5 万吨/年二氧化碳吸收及 7 万吨/年液化，装置于 2016 年 1 月投产，主要以克石化天然气制氢装置 PSA 弛放气为原料，采用化学胺液吸收法捕集 CO₂ 后进行胺液再生，解吸出的 CO₂ 气体通过压缩、干燥、制冷等工序生产出产品液体二氧化碳，用于油田采油使用，再生后化学胺液循环使用。液体二氧化碳产品纯度达 99.96%，脱碳后的弛放气作为制氢装置燃料气回用，年可节约燃料天然气 550×10⁴Nm³。年运行时长约 8400 小时。

装置建设分为四部分：吸收区域、解吸区域、压缩液化区域、产品储存区域。

1.2 技术装备等情况

1.2.1 技术原理

本装置采用的是化学吸收法捕集 CO₂，其原理是：低温下溶剂与 CO₂ 发生化学反应将其吸收，加热时饱和吸收剂发生吸收的逆反应将 CO₂ 解吸出来。该法适用于 CO₂ 分压较低，净化度要求高的情况，由于吸收过程中发生化学变化，吸收剂需要加热才能再生，因此需要一定的热能耗。

典型的化学吸收剂有 MEA、MEDA、氨水、KOH 以及空间位阻胺等。本装置选用的吸收剂为国内首套工业化应用的新型复合溶剂 AEA 胺液。

AEA 溶剂分子式为 NH₂CH₂CH₂OH，胺基具有较强的碱性，与 CO₂ 反应的速度较快，吸收容量大，广泛应用于净化装置中。

AEA 吸收 CO₂ 的化学反应如下所示：

表1 AEA 吸收 CO₂ 的化学反应

序号	项目	化学反应
1	水的电离	$2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{OH}^-$
2	CO ₂ 水解	$\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{HCO}_3^- + \text{H}_3\text{O}^+$
3	HCO ₃ ⁻ 解离	$\text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_3^{2-} + \text{H}_3\text{O}^+$ $\text{HCO}_3^- + \text{CAS} \rightleftharpoons \text{CO}_3^{2-} + \text{CASH}^+$
4	CO ₃ ²⁻ 离子转化	$\text{CO}_2 + \text{CO}_3^{2-} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons 2\text{HCO}_3^-$
5	质子胺电离	$\text{CASH}^+ + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CAS} + \text{H}_3\text{O}^+$
6	胺质子化	$\text{CAS} + \text{H}_3\text{O}^+ \rightleftharpoons \text{CASH}^+ + \text{H}_2\text{O}$
7	形成氨基甲酸盐	$\text{CAS} + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CASCOO}^- + \text{H}_3\text{O}^+$ $\text{HCO}_3^- + \text{CAS} \rightleftharpoons \text{CASCOO}^- + \text{H}_2\text{O}$
8	氨基甲酸盐质子化	$\text{CASCOO}^- + \text{H}_3\text{O}^+ \rightleftharpoons \text{CASCOOH} + \text{H}_2\text{O}$
9	氨基甲酸盐转化	$\text{CASCOO}^- + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons 2\text{HCO}_3^- + \text{CASH}^+$

1.2.2 主要设备包括

(1) 吸收塔

吸收塔采用填料塔形式，塔径为Φ2600 mm，塔身高度 25.8 米。

全塔共设置 2 段 ZUPAC 2.5 型规整填料，从上至下依次记为 BED1-2，每段填料层高度均为 5m 高，填料层上下两端分别采用填料压圈和填料支撑对填料层限位和支撑。

BED1 填料层上方设置槽盘式液体分布器，对进料液相初始均匀分布。

BED2 填料层上方设置槽盘式液体分布器，对中间液相收集再分布。

塔顶部设置高效丝网除沫器，降低出口气相中胺液夹带。

设计操作弹性：50%-120%。

(2) 解吸塔

解吸塔采用板式浮阀塔型式，塔体上段内径φ1800mm，下塔内径φ3200mm，塔身高度 24.3 米，解吸塔采用 SUS30408 材质。

全塔共设置 21 层导向梯形浮阀塔盘，由上到下依次为 1 号~21 号；其中 1 号-2 号塔盘设计塔径为 1800mm，板间距为 450mm，溢流形式为单溢流；3 号-21 号塔盘设计塔径为 3200mm，板间距为 600mm，溢流形式为双溢流。

1 号塔盘上方设置回流挡板，3 号塔盘上方设置进料分布管，对进料初始分布。2 号、21 号塔盘下方设置液封盘。

设计操作弹性：50%-120%。

(3) 干式空气冷却器

干式空气冷却器共计 3 组，分别为 2 组贫胺液空冷器和 1 组解吸塔顶 CO₂ 空冷器。主要是由管束、风机和支架组成，是由风机带动叶轮旋转，利用空气冷却

热流体的换热器，管内的热流体通过管壁和翅片与管外的空气进行换热。

(4) 往复式压缩机

二氧化碳气体压缩机选用的是 DW-56/25 型二氧化碳压缩机，系 DW 型两列三级三缸水冷活塞式往复压缩机。处理气量为 56Nm³/min，机体由气缸、活塞、气阀和电机组成，气体压缩的过程由膨胀、吸入、压缩和排气四个过程完成。

(5) 螺杆式压缩机

二氧化碳螺杆式压缩机选用的是 SR32S20SH355-220Z 型号，处理气量为 56Nm³/min，将由解吸塔顶来的低压二氧化碳气体经过过滤器过滤后进入低压压缩机压缩，再进入油分分油和冷却，然后进入高压级压缩机，经油分、精滤、活性炭油分之后得到含油量极少的气体，再经水冷冷却器冷却到需要的温度，送给后续工段。

(6) 微热再生吸附式干燥机

本厂选用的是微热再生吸附式干燥机，吸附剂为 3A 型分子筛，主要作用是脱除 CO₂ 气体中携带的水分，保证水分露点温度在 -60℃ 以下送至下一工序。其工作原理是根据变压吸附、再生循环的原理，主要分为干燥、加热和冷吹三个工序，由微电脑控制，双塔自动切换，循环连续工作，整个工作过程中实现工艺气体零排放。

(7) 制冷机组

制冷机组主要是用来对二氧化碳气体进行低温液化，生产出产品液体二氧化碳，本机组选用制冷剂为 R507，机组主要由压缩机组和辅机系统、回油系统以及 GSP-TP 控制柜组成。

(8) 产品储罐

液体二氧化碳产品储罐主要有 1 个 1000m³ 的球罐和 2 个 100m³ 的卧罐，其中球罐采用绝热保冷材料进行处理，卧罐为真空绝热罐。

1.3 企业节能降碳管理情况

本项目主要以克拉玛依石化天然气制氢装置 PSA 弛放气为原料，采用化学胺液吸收法捕集 CO₂ 后进行胺液再生，解吸出的 CO₂ 气体通过压缩、干燥、制冷等工序生产出产品液体二氧化碳，用于油田采油使用，再生后化学胺液循环使用。液体二氧化碳产品纯度达 99.96%。

此项目将制氢装置 PSA 弛放气中二氧化碳含量从 50% 降低至 10% 左右，脱碳后的弛放气作为制氢装置燃料气回用，从而大幅度降低了转化炉的烟气碳排放，

年可节约燃料天然气约 $550 \times 10^4 \text{Nm}^3$ (设计值)。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

目前 CO_2 捕集装置能耗主要有蒸汽、电力、循环水和仪表风，能耗费用约为 167.6 元/吨，其中蒸汽单耗 0.962t/t、仪表风单耗 $6.2 \text{Nm}^3/\text{t}$ 、电耗 $208.82 \text{kWh}/\text{t}$ ，循环水单耗 $32.67 \text{m}^3/\text{t}$ 。

CO_2 捕集能耗与碳源气体 CO_2 浓度、 CO_2 分压、采用的工艺技术路线、产品 CO_2 的纯度等密切相关。本装置建设时间较早，2016 年建成投产，采用化学吸收+解析+压缩+干燥+液化的工艺技术路线。尚未找到同类碳源采用同类技术路线的装置。中国石油目前正在建的华北石化 20 万吨/年制氢装置 CO_2 捕集项目，与本装置碳源气体相同，但是采用的是真空变压吸附+压缩、干燥+液化的技术路线，与该项目可研报告能耗数据相比，本装置整体能效水平偏高，尤其蒸汽能耗偏高，这主要由于本装置解析过程需要吸收较多的热量。

2.2 运行情况

单吨产品动力能源消耗中，其中蒸汽耗能费用占 64.1%，工业电费用占 27.9%，循环水费用占 7.9%，仪表风费用占 0.02%。

根据装置满负荷标定结果显示，本套装置原设计年处理量为 9.5 万吨/年，产品消耗为 $11813.422 \text{MJ}/\text{t}$ ，标定实际处理量可达到 10 万吨/年，产品消耗为 $6162.295 \text{MJ}/\text{t}$ ，较设计能耗下降 47.8%，生产能力略优于设计负荷，动力消耗远低于设计能耗，液态二氧化碳产品质量可达到工业级二氧化碳行业要求标准 (99.9%)。

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

PSA 弛放气经碳捕集工艺处理后，制氢装置节约燃料天然气效果显著，标定期间，燃料天然气降低约 $211.75 \text{Nm}^3/\text{h}$ (CO_2 解吸气由 $4800 \text{Nm}^3/\text{h}$ 提升至 $6000 \text{Nm}^3/\text{h}$ 过程)，能耗降低 50.979 千克标油/吨，装置满负荷运行节约天然气量可达 $683 \text{Nm}^3/\text{h}$ 。

3. 效益分析

从二氧化碳产量统计台账中看，2020 年生产二氧化碳 49119 吨，2021 年 40141 吨，2022 年 60177 吨，2023 年 66110 吨，二氧化碳回收装置每天产量约 165 吨，年产 (回收) 二氧化碳约 6 万吨。压缩液化、储存后的二氧化碳用于油田驱油驱气采油使用。

通过二氧化碳回收装置回收解吸气中的 CO_2 ，可使入炉前解吸气中 CO_2 含

量由 51%降至 18%，不仅节约了能耗，还响应了国家“双碳”政策。

公司根据项目实施前后进行对比，根据公式： $\Delta S_2 = (Q_0 \times M_0 \times D_0 - Q_1 \times M_1 \times D_1)$ ，可计算项目实施后的经济效益。其中 Q_0 为改进前旧物资单耗； M_0 为旧物资的价格； D_0 为旧物资消耗数量； Q_1 为改进后新物资单耗； M_1 为新物资的价格； D_1 为新物资消耗数量。

依据生产处确认的能耗计量月报标记数据，可知改进前燃料天然气消耗量 = 2014 年 12 月燃料气累计量 - 2014 年 4 月累积量 + 2015 年 4 月累积量 = 30490 - 9523 + 10391 = 31358KNm³，改进前氢气产量 = 2014 年 12 月氢气累计量 - 2014 年 4 月累积量 + 2015 年 4 月累积量 = 19778.63 - 6714.81 + 6391.35 = 19455.17t，改进后燃料天然气消耗量 = 2017 年 12 月燃料气累计量 - 2017 年 6 月累积量 + 2018 年 6 月累积量 = 32225 - 16845 + 15945 = 31325KNm³，改进后氢气产量 = 2017 年 12 月氢气累计量 - 2017 年 6 月累积量 + 2018 年 6 月累积量 = 22920.10 - 11330.78 + 11845.41 = 23423.73t。

计算改造前燃料天然气单耗 = 31358/19455.17 = 1.61，改造后燃料天然气单耗 = 31325/23423.73 = 1.34。按照燃料天然气单价在改造前后均为 1150 元/千方。

套用公式计算， $\Delta S_2 = (1.61 \times 1150 \times 31358 - 1.34 \times 1150 \times 31325) = 9971898.22$ (元)

综上所述，将解析气中 CO₂ 提取从而降低燃料天然气消耗仅 2017 年 7 月至 2018 年 6 月一年节省费用 9971898.22 元。

在降低装置能耗的同时还有有效的响应了国家“双碳”政策，降低了转化炉的碳排放量，从燃料单耗变化情况计算，燃料气降低为 $1.61 \times 31358 - 1.34 \times 31325 \approx 8671$ KNm³，通过降低燃料气消耗可每年 CO₂ 减排量约为 17342 吨。

此外，该项目促进了地方经济发展，增加 20 余人就业机会，提高居民收入。

4. 突出亮点

通过捕集二氧化碳，降低转化炉燃料消耗。

制氢 PSA 解吸气返回转化炉燃烧，但解吸气中 CO₂ 组分实际不参与燃烧放热，同时还要作为烟气的一部分被由 40°C 加热到 1000°C，是极大的热能浪费。通过 CO₂ 捕集后，解吸气内 CO₂ 含量降低，由原来的 50% 降低至 10%。这部分不再作为烟气被加热而吸收热量，本质上节省转化炉燃料气的用量。

根据计算，在设计负荷下，天然气制氢装置及 CO₂ 捕集装置正常运行时，制氢装置转化炉能够节省天然气 477.5Nm³/h。

以烃类化合物制氢的装置，只收集利用 H₂ 是不合算的，应该综合考虑 C 组分物质的回收利用。其实 C 组分回收的优势还有 C 产品的开发利用，C 排放指标的控制等，是烃类化合物化工综合利用不可缺少的一环。

5. 推广应用前景

CO₂ 捕集还可用于烟气碳捕集，如锅炉燃煤锅炉烟气、催化烟气、转化炉烟气等。这些烟气中 CO₂ 含量约 10%左右，烟气量十分充足。以转化炉烟气为例，二氧化碳排放量约为 14.2 万吨/年，按照 80%捕集率计算，年回收二氧化碳 11.3 万吨/年。降低燃料气消耗可同比降低烟气二氧化碳排放量约为 1.73 万吨/年。降低烟气二氧化碳排放，也就意味着减低了同等量的碳排放量，碳减排效果尤为显出。

编制人：马 瑞

审核人：李 诚

中石油克拉玛依石化有限责任公司

2025 年 2 月

十、兵器工业集团北方华锦延迟焦化装置压缩机节能优化研究应用

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

北方华锦化学工业集团有限公司是中国兵器工业集团有限公司最大的工业企业,总部位于辽宁省盘锦市。北方华锦化学工业股份有限公司炼化分公司为“十一五”期间重点建设企业,联合装置由中石化洛阳工程有限公司设计,于2007年12月开工建设,2009年12月建成投产。

1.2 技术装备等情况

延迟焦化富气压缩机是衔接分馏及吸收稳定部分的关键设备,采用沈阳鼓风机厂2MCL457压缩机(H878),为多级离心压缩机,机壳为水平剖分式。压缩机主要由定子(机壳、隔板、密封、平衡盘密封)、转子(主轴、叶轮、隔套、平衡盘、轴套、半联轴器等)及支撑轴承、推力轴承、轴端密封等组成。该压缩机为二段压缩(共七级叶轮),背靠背布置,叶轮直径为450mm,气体进入缸体内经过七级压缩至出口状态,压缩机功率为1670kW,流量14246m³/h,临界转速12781r/min,最高工作压力1.43MPa,运行温度20-180℃,气体进入缸体内经过七级压缩至出口。压缩机配备有润滑油系统及气体冷却分离装置;润滑、控制油系统由润滑油站、高位油箱、中间连接管路、控制阀门及控制仪表组成,并设置了低压联锁报警装置,当润滑、控制油总管的油压下降至联锁报警整定值时发出报警信号并自动启动备用油泵,系统油压恢复至正常时,停止备用油泵。

压缩机通过以4.0MPa蒸汽作为驱动力的汽轮机带动,将分馏系统来的富气经过压缩提压后,送至吸收稳定系统,通过吸收及稳定操作,最终送至下游装置。主要使用公用工程介质有4.0MPa蒸汽约33.3t/h,循环冷却水约15t/h,氮气约100Nm³/h。

本案例中延迟焦化压缩机由定速调节改为压力控制调节,转速及防喘振阀自动控制。通过设置转速上下限及冬季防喘振阀偏差值,实现不同工况压缩机转速区间合理设置,且根据原油组成变化、负荷调整、不同工序分馏系统变化等工况,制定不同工况转速区间。压缩机转速区间越窄,系统越稳定,最终达到保障系统平稳、减少富气回流浪费及4.0MPa蒸汽消耗从而实现了焦化压缩机节能优化的目的。

1.3 企业节能降碳管理情况

120万吨/年延迟焦化装置，以常减压装置生产的减压渣油为原料，采用一炉两塔、可调循环比工艺流程进行二次加工，设计循环比 0.3，24 小时生焦周期。装置主要由反应部分、分馏部分、吸收稳定部分、吹汽放空部分和水力除焦部分组成。主要产品为焦化干气、焦化液化气、焦化石脑油、焦化重加氢馏分、焦化蜡油及石油焦。

其中 4.0MPa 蒸汽消耗占装置总能耗的 50%，消耗蒸汽约 33.3t/h，蒸汽消耗量较大，且焦化压缩机为固定转速控制，通过手动控制防喘振阀门调整应对焦炭塔从新塔预热到老塔给汽工序及分馏系统回收加氢装置酸性气、常减压装置三顶气、乙烯酸性气等出现多次大幅度波动，在此期间压缩机性能调整不精准，回流重复做功造成了较大的能源浪费，导致压缩机 4.0MPa 蒸汽消耗增多，因此降低压缩机运行蒸汽消耗是节能减排、提质增效的重要手段。本次改造主要通过增加压缩机自动化控制系统，实现装置和设备较高自控率，从而达到节能降碳的目的。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

延迟焦化装置主要消耗的能源种类有电、燃料气、天然气、4.0MPa 蒸汽、高温水、氮气等。2023 年延迟焦化装置连续运行消耗电量 2.119×10^7 kWh, 4.0MPa 蒸汽 239608t, 天然气 9.72×10^6 m³, 燃料气 17733t。本案例中延迟焦化富气压缩机主要以 4.0MPa 蒸汽为主要动力来源，蒸汽消耗占装置总能耗的 50%，消耗蒸汽 33.3t/h 左右。装置三年一次大检修，年平均运行时长 8400h，近 5 年延迟焦化装置经过多次节能优化改造以及工艺操作的优化，能耗指标逐年下降，由 2020 年的 28.49kgoe/t 下降至 2023 年的 26.25kgoe/t。本案例实施后节约了 4.0Mpa 蒸汽约 1.1t/h，降低延迟焦化装置综合能耗约 0.7kgoe/t。

北方华锦炼油装置是 2007 年由中石化洛阳工程公司设计，设计加工能耗为 68.93kgoe/t，全厂单因能耗为 11.22kgoe/t·能量因数。近年来，华锦集团狠抓生产装置的平稳优化运行，持续高质量发展，推动炼油工序向绿色低碳转型，加快节能降碳改造步伐，使得近 5 年的综合能耗取得了长足的进步，整体变化趋势为大修年装置能耗有所升高，大修次年装置能耗水平得到极大改善。2021 年及 2024 年由于装置大检修，综合能耗及单因能耗有所升高，2021 年综合能耗 51.30kgoe/t，单因能耗 8.7273kgoe/t·能量因数。2022 年综合能耗 48.23kgoe/t，单因能耗 7.6392kgoe/t·能量因数，达到历史最低。2023 年综合能耗 52.96kgoe/t，单因能耗 8.2468kgoe/t·能量因数。2024 年上半年（检修前）综合能耗 54.43kgoe/t，单因能

耗 8.4999kgoe/t·能量因数。本案例实施后，对于炼化联合装置综合能耗的贡献也十分明显，综合能耗下降约 0.136kgoe/t，单因能耗下降约 0.023kgoe/t·能量因数。

2.2 运行情况

该项目于 2021 年 7-8 月大修期间进行软件开发及优化，2021 年 9-12 月进行数据收集、调试优化，于 2022 年 1 月正式投入运行。改造后，相同负荷下预热、切塔小吹、大吹、正常运行时防喘振阀位开度及分馏塔顶压力波动均小于改造前，装置生产更稳定，压缩机有效功率得到较大提升。

同负荷时案例实施前汽轮机转速约为 9750rpm，分馏塔顶压力波动大，手动控制防喘振阀调节预热、切塔、大吹、小吹、放空等工艺过程，防喘振阀最大开至 40%，开阀时间长，回流量大。投自动后汽轮机转速约为 9566rpm，分馏塔顶压力波动明显减小，预热、切塔、大吹、小吹、放空等工艺过程平稳，防喘振阀最大开至 25%，且短时间内完全关闭，回流时间减少 2 小时，回流量日降低 4800Nm³，4.0MPa 蒸汽消耗降低 1102.6kg/h，4.0MPa/t 耗降低 0.0055t/t，其中由于本案例改造措施的成功实施，降低了延迟焦化装置综合能耗约 0.7kgoe/t。

表 1 实施前后生产周期内各参数对比

			预热					切塔及小吹					大吹					正常运行				
			转速	防喘 阀位 开度	分馏塔顶压力 (MPa)			转速	防喘 阀位 开度	分馏塔顶压力 (MPa)			转速	防喘 阀位 开度	分馏塔顶压力 (MPa)			转速	防喘 阀位 开度	分馏塔顶压力 (MPa)		
日期	负荷 吨/年	转/分 钟	转/分 钟	开度	最小	最大	波动	转/分 钟	开度	最小	最大	波动	转/分 钟	开度	最小	最大	波动	转/分 钟	开度	最小	最大	波动
					值	值		值		值		值	值			值	值			值	值	
改造前	11.12	41.06	9900	10	0.085	0.107	0.022	9900	10	0.082	0.109	0.027	9900	25	0.087	0.117	0.03	9900	10	0.097	0.102	0.005
	11.13	41.06	9900	29	0.09	0.121	0.031	9900	30	0.095	0.117	0.022	9900	30	0.09	0.12	0.03	9900	15	0.094	0.107	0.013
	11.14	41.05	9900	30	0.093	0.124	0.031	9900	30	0.094	0.112	0.018	9900	30	0.083	0.119	0.036	9900	15	0.094	0.103	0.009
	11.15	41.05	9900	40	0.09	0.117	0.027	9900	30	0.094	0.112	0.018	9900	40	0.088	0.122	0.034	9900	10	0.092	0.1	0.008
	12.01	41.05	9750	35	0.083	0.104	0.021	9750	23	0.087	0.108	0.021	9750	43	0.075	0.107	0.032	9750	8	0.091	0.103	0.012
	平均值	41.054	9870	28.8	0.088	0.115	0.026	9870	24.6	0.09	0.112	0.021	9870	33.6	0.085	0.117	0.032	9870	11.6	0.094	0.103	0.009
	改造后	1.26	41.04	9650	19	0.089	0.108	0.019	9650	18	0.092	0.115	0.023	9650	19	0.096	0.114	0.018	9650	8	0.097	0.102
1.27		41.05	9650	19	0.089	0.11	0.021	9650	20	0.088	0.112	0.024	9650	19	0.091	0.111	0.02	9650	8	0.1	0.103	0.003
1.28		41.06	9650	19	0.089	0.104	0.015	9650	20	0.088	0.107	0.019	9650	19	0.093	0.112	0.019	9650	8	0.095	0.1	0.005
1.29		41.05	9650	28	0.086	0.108	0.022	9650	19	0.089	0.11	0.021	9650	22	0.088	0.107	0.019	9650	8	0.099	0.104	0.005
1.30		41.05	9650	25	0.088	0.107	0.019	9650	19	0.091	0.113	0.022	9650	18	0.097	0.116	0.019	9650	8	0.098	0.104	0.006
平均值		41.05	9650	22	0.088	0.107	0.019	9650	19.2	0.09	0.111	0.022	9650	19.4	0.093	0.112	0.019	9650	8	0.098	0.103	0.005

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

将现有固定转速调整，改为转速与防喘振阀共同控制，保证分馏塔顶压力平稳。与沈鼓集团股份有限公司（以下简称“沈鼓”）共同对压缩机操作系统进行优化，协作开发了压缩机压力自动控制系统以满足车间调整需求，具体内容如下。

2.3.1 改定速调节为压力控制调节

压缩机由定速调节改为压力控制调节，转速及防喘振阀自动控制。经由实际研讨并与沈鼓进行沟通后，确定建立新的调速系统。分馏塔塔顶压力控制需要通过调节气压机转速实现。分馏塔塔顶压力调节器输出，送至汽轮机调速器，控制气压机转速，组成调节回路来稳定分馏塔塔顶压力。根据系统稳定期、不同工序以及回收系统外各装置尾气时分馏系统压力变化，确定最优压力设定值为0.1MPa，转速及防喘振阀根据分馏压力进行自动调节，最终达到焦炭塔至分馏系统压降平缓，调整和稳定焦化产品分布和质量的目的。压缩机在焦炭塔预热至大吹汽工序期间，分馏塔富气量减少时，为保证分馏塔压力平稳，压缩机转速降速调整，降低了4.0MPa蒸汽消耗。

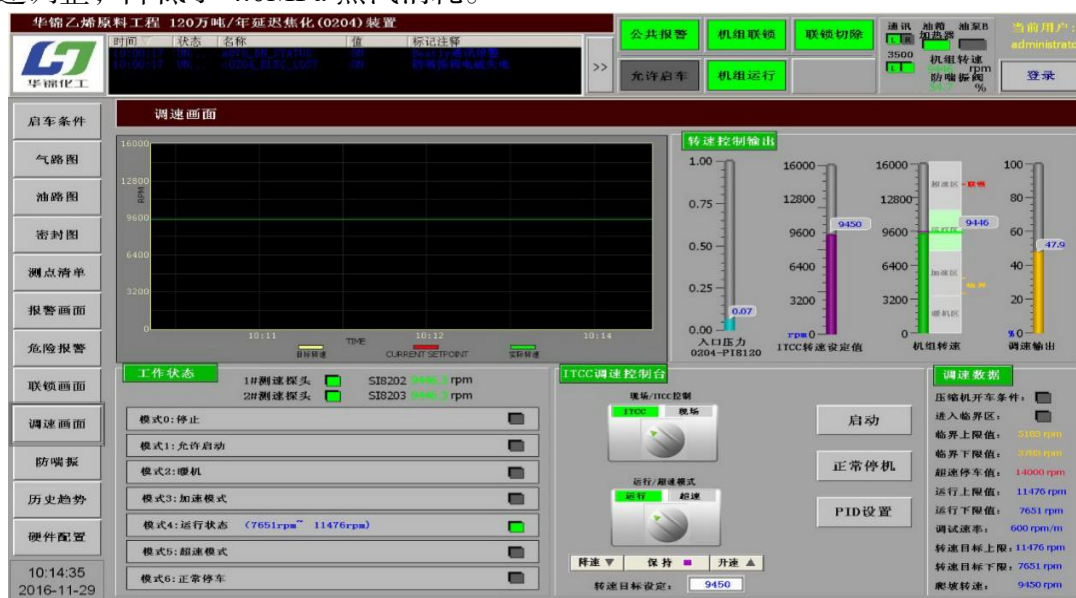


图 1 改造后调速控制面板总貌



图 2 改造后调速控制面板总貌

2.3.2 合理调节运行参数

根据分馏系统压力变化及防喘振点位移情况，设置了限值，使转速及防喘振阀门在合理区间进行调节。

(1) 增加转速最低下限与阀位开度限制，避免后续干气量过低，增加装置平稳度。



图 3 转速最低下限图

在压缩机投压力自动调节状态下，当上游切塔或大吹而引起塔压剧降时，由于系统充分保证分馏塔塔顶压力，控制器会使机组降低转速，机组从 9800rpm 降低到 9000rpm，会引起后续干气量降低。优化后的程序在压缩机压力自动调节状态下，自动调节转速下限会被提高，此值在性能控制界面可以设定，目前暂定为 9650rpm 下限，在保证入口塔压的同时，充分保证后续干气供量。

(2) 增加转速上限，避免转速波动过大，保障装置稳定。

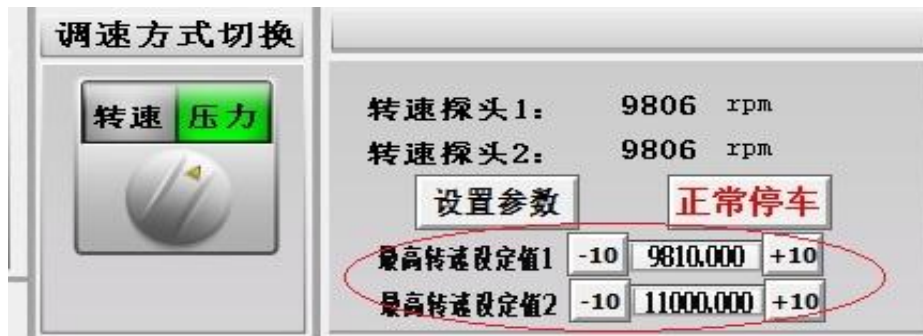


图4 一二级最高转速限制界面

在压缩机投压力自动调节状态下，在小吹过后到大吹之间，分馏塔塔顶压力会逐渐升高，由于系统充分保证分馏塔塔顶压力，控制器会使机组提高转速，机组从 9650rpm 升高到 10400rpm，在大吹时塔顶压力急速下降，控制器为保证塔顶压力会使机组降低转速，在短时间内机组转速从 10400rpm 降低到 9650rpm，转速波动较大。优化后的程序在压缩机压力自动调节状态下，自动调节转速上限会被降低，在塔顶压力测量值与设定值的偏差不大于 0.008MPa 时（此参数可以在调速设置参数内设置），转速上限设定为 9810rpm，在塔顶压力测量值与设定值的偏差大于 0.008MPa 时，转速上限设定为 11000rpm，转速上限值在性能控制界面可以设定，防止转速短时间内剧烈波动。

(3) 增加冬季防喘振阀偏差值，防止防喘振阀门及管线冻凝，保障装置安全。



图5 改造后冬季防喘振阀偏差图

压缩机组在冬季运行时，机组在压力自动调节状态下，防喘阀会完全关闭；为了防止冬季防喘振阀全关时被冻住，在功能上增加冬季偏差设定值，此值设定范围为 0-10%（最大设定值为 10%）。例如：当冬季偏差值设定为 5% 时，如果左侧输出为 0% 阀位，那么最终实际阀位输出为 5%，反馈为 5%，通过观察反馈信

号可以确认此冬季偏差效果；待气温升高以后，可以将冬季偏差值设为 0，恢复全关正常操作。

2.3.3 合理设置不同工况压缩机转速

根据原油组成变化、负荷调整、不同工序分馏系统的变化等工况，制定不同工况转速区间，压缩机转速区间越窄，系统越稳定。同时降低人员调整频次，自动化操作，并将压缩机防喘振阀后台调整速率按不同阶段不同幅度调整，降低了防喘振阀门开度的幅度变化和持续时长，既压缩机防喘振控制曲线增设橘色线阶跃快开线，黄色线为防喘振线，红色线为喘振线。当工作点进入快开线(橘色线)左侧以后，会以阶跃形式打开防喘振阀。系统会检测工作点坐标位置，当进入阶跃快开线左侧时，防喘振控制器会产生一定增量（20%），此时系统计时器开始计时，当设定时间 3 秒以后，系统检测工作点仍然在快开线左侧以后，防喘振控制器会在原基础上继续产生一定增量（20%），以此类推。

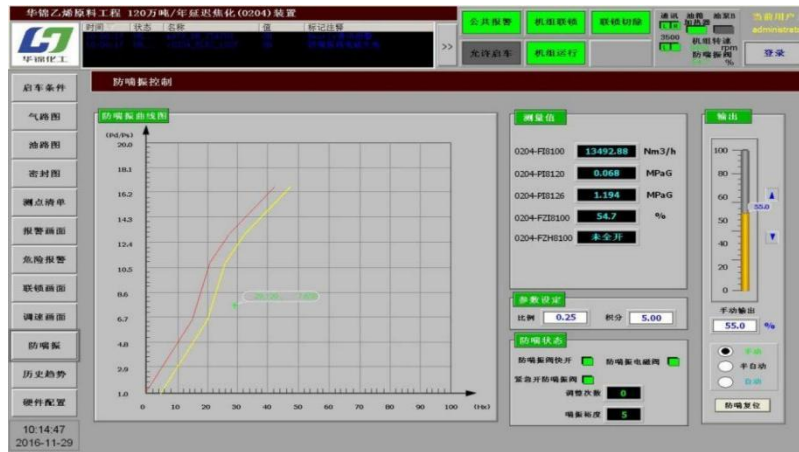


图 6 实施前防喘振调速控制面板总貌



图 7 实施后防喘振调速控制面板总貌

改造后, 实现了相同负荷下预热、切塔小吹、大吹、正常运行时防喘振阀位开度及分馏塔顶压力波动均小于改造前, 装置生产更稳定, 压缩机有效功率得到较大提升。

表 2 防喘振回流量及持续时间对比

			预热			切塔及小吹			大吹			总回流量
	日期	负荷 吨/ 小时	回流量 Nm ³ / h	持续 时间 (h)	总回 流量 Nm ³	回流量 Nm ³ / h	持续 时间 (h)	总回 流量 Nm ³	回流量 Nm ³ / h	持续 时间 (h)	总回 流量 Nm ³	Nm ³
改造前	5.1	41.0 6	1549	0.6	930	2458	1	2458	1680	0.8	1344	4732
	5.2	41.0 3	1208	0.6	725	1480	0.8	1184	1160	1.3	1508	3417
	5.3	41.0 5	903	0.7	632	2672	0.8	2137	1872	1	1872	4641
	5.4	41.0 6	1369	0.6	821	905	1.4	1267	1952	1	1952	4040
	5.5	41.0 3	1724	0.8	1379	2299	0.7	1609	1862	1.1	2048	5036
	11.1 3	41.0 6	2230	0.8	1784	2306	1	2306	2300	1	2300	6390
	11.1 4	41.0 5	2307	0.8	1845	2308	1	2308	2290	3	6870	11023
	11.1 5	41.0 5	3200	1.2	3840	2326	0.6	1395	3153	1.3	4098	9333
	12.0 1	41.0 5	2750	0.6	1650	1731	0.5	865	3481	1	3481	5996
	平均值	41.0 5	1915	0.74	1512	2053	0.87	1725	2194.4	1.28	2830	6067
改造后	1.26	41.0 4	1411	0.3	423	1394	0.2	278	1400	0.6	840	1541
	1.27	41.0 5	1406	0.3	421	1524	0.2	304	1395	0.5	697	1422
	1.28	41.0 6	1419	0.3	425	1497	0.3	449	1412	0.6	847	1721
	1.29	41.0 5	2213	0.3	663	1455	0.2	291	1699	0.6	1019	1973
	1.30	41.0 5	1895	0.3	568	1415	0.2	283	1380	0.6	828	1679
	5.5	40.0 4	822	0.3	246	1203	0.1	120	1275	0.2	255	621
	5.6	40.0 7	1043	0.1	104	1208	0.1	121	952	0.1	95	259
	5.7	40.1 2	865	0.1	87	1320	0.15	198	1028	0.1	103	388
	5.8	40.0 4	1017	0.15	153	1057	0.4	423	1625	0.4	812	1388
	5.9	40.0	915	0.3	275	1268	0.4	507	1611	0.5	805	1587

			预热			切塔及小吹			大吹			总回流量
日期	负荷 吨/ 小时	回流量 Nm ³ / h	持续 时间 (h)	总回 流量 Nm ³	回流量 Nm ³ / h	持续 时间 (h)	总回 流量 Nm ³	回流量 Nm ³ / h	持续 时间 (h)	总回 流量 Nm ³	Nm ³	
	8											
平均值	40.5 6	1300	0.25	336	1334	0.23	297	1377	0.42	630	1257	

案例实施前、后相同负荷下蒸汽量如下表所示。

表 3 案例实施前后 4.0MPa 蒸汽消耗对比

	日期	负荷（单路）t/h	4.0MPa 流量 kg/h	汽值 kg 吨耗 4.0MPa 蒸/t
改造前	2021/5/1	41.06	33625	204.7
	2021/5/2	41.03	33179	202.2
	2021/5/3	41.05	33399	203.4
	2021/5/4	41.06	33625	204.7
	2021/5/5	41.03	33930	206.7
	2021/11/12	41.06	33210	202.5
	2021/11/13	41.06	34110	207.9
	2021/11/14	41.05	33703	205.5
	2021/11/15	41.05	33368	203.5
	2021/12/1	41.05	30656	186.7
	平均值	41.05	33280.5	202.78
改造后	2022/1/19	41.05	31499	192.1
	2022/1/20	41.04	32696	199.4
	2022/1/27	41.05	33317	202.9
	2022/1/28	41.06	32505	197.9
	2022/1/29	41.05	32648	198.8
	2022/1/30	41.05	33052	201.3
	2022/2/4	41.04	32213	196.2
	2022/2/5	41.05	32233	196.3
	2022/2/6	41.06	32504	197.9
	2022/2/22	41.04	32175	196.0
	2022/2/23	41.06	32549	198.2
	2022/5/5	40.04	31249	195.1
	2022/5/6	40.07	30549	190.6
	2022/5/7	40.12	30254	188.5
	2022/5/8	40.04	30808	192.4
	2022/5/9	40.08	30708	191.5
	平均值	40.74	31934.9	195.94
降低量		0.31	1345.6	6.84

表 4 改造前后各参数对比

项目	负荷（单路）t/h	4.0MPa 流量 kg/h	4.0MPa 蒸汽吨耗 值 kg/t	防喘振总回 流量 Nm ³ /d	防喘振 阀日平均 开度%	防喘振阀平 均时长
改造前	41.05	33280.5	202.78	6067.6	10.6	2.89
改造后	40.74	31934.9	195.94	1257.9	5.5	0.89
改造后核算	41.05	32177.9	197.4	1267.6	5.7	0.89
改造前后降低量	0	1102.6	5.38	4800	4.9	2

表 5 案例实施前后相同负荷下各参数对比表

项目	负荷（单路）t/h	4.0MPa 流量 t/h	4.0MPa 蒸汽吨耗值 t/t	防喘振总回流量 Nm ³ /天	防喘振阀日平均开度%	日防喘振阀平均时长（h）
实施前 （截取 10 天负荷相近数据）	41.05	33.3	0.2029	6067.6	10.6	2.89
实施后 （截取 10 天负荷相近数据）	40.74	31.9	0.1959	1257.9	5.5	0.89
实施后核算	41.05	32.2	0.1974	1267.6	5.7	0.89
改造前后降低量	0	1.1	0.0055	4800	4.9	2

综上所述可以看出，同负荷时案例实施前汽轮机转速约为 9750rpm，分馏塔顶压力波动大，手动控制防喘振阀调节预热、切塔、大吹、小吹、放空等工艺过程，防喘振阀最大开至 40%，开阀时间长，回流量大。投自动后汽轮机转速约为 9566rpm，分馏塔顶压力波动明显减小，预热、切塔、大、小吹、放空等工艺过程平稳，防喘振阀最大开至 25%，且短时间内完全关闭，回流时间减少 2 小时，同时回流量日降低 4800Nm³，4.0MPa 蒸汽消耗降低 1102.6kg/h，4.0MPa/t 耗降低 0.0055t/t，延迟焦化装置综合能耗由 2020 年的 28.49kgoe/t 下降至 2023 年的 26.25kgoe/t。其中由于本案例改造措施的成功实施，降低了延迟焦化装置综合能耗约 0.7kgoe/t。

3. 效益分析

3.1 经济效益

案例实施后年节约蒸汽量为 9636t,4.0MPa 蒸汽按照 241.79 元/t 计算，年可节约蒸汽成本 $9636 \times 241.79 = 232.99$ 万元，节约蒸汽消耗成本的同时降低了相应的碳排放。

$$\text{项目年节约热量} = 9636 \times 3684 \div 1000 = 35499 \text{GJ}。$$

$$\text{项目年节能量} = 35499 \times 0.03412 = 1211.23 \text{tce}。$$

$$\text{降低碳排放量} = 35499 \times 0.11 = 3904.89 \text{tCO}_2。$$

压缩机运行蒸汽消耗减低的同时保证了各工序分馏系统安全平稳运行，防喘振阀开度有所降低，减少了回流量造成的循环做功浪费，同时提高了装置自动化调整覆盖率。

3.2 社会效益

此案例不仅创造了可观的经济效益，更在提升装置稳定性方面展现出了显著

成效,案例采用技术达到了全国焦化装置先进水平,案例在有效节约成本的同时,还大幅降低了二氧化碳排放量,真正实现了节能、降碳与减排的多重效益,其社会效益尤为突出。这一实践成果,充分展现了对国家“双碳”战略的积极践行与突出贡献,为同行业探索绿色发展之路提供了宝贵的参考与借鉴。

4. 突出亮点

该案例的创新性在两个方面尤为突出,不仅深刻体现了对现有技术瓶颈的精准把脉与高效解决,还展现了技术创新在推动行业绿色转型中的重要作用。

4.1 智能化与程序化控制的深度融合

定速调节到自动压控调节的飞跃。传统压缩机多采用定速调节方式,这种方式往往难以根据实时工况进行精细调整,导致能耗较高且运行效率不稳定。本案例通过深入分析定速调节的弊端,创新性地引入了智能化和程序化控制技术,实现了压缩机运行参数的自动优化调整。这种转变不仅大幅提升了装置的自动化水平,还使得系统能够根据实际需求灵活调节,有效降低了能耗,提高了运行效率。

案例中还实施了自动卡边控制策略,这是一种高级过程控制方法,能够在保证产品质量的前提下,将操作参数控制在最优边界附近,从而最大限度地减少资源消耗和废弃物排放。这种精细化控制手段,是技术创新与节能减排理念相结合的典范。

4.2 技术领先性与行业示范效应

通过实施上述创新措施,焦化富气压缩机实现了自动化控制,特别是在工艺“切塔”过程中,能够自动调整压缩机负荷和分馏塔顶压力,显著降低了操作难度和能耗。通过引入先进的控制算法,成功实现了压缩机运行过程中稳定性和可靠性提升。案例成功实施,显著提升该焦化装置技术水平,达到全国焦化行业先进水平。

焦化富气压缩机优化改造在技术上具有显著领先性和示范推广性。本案例成功实施不仅推动了行业技术进步和节能减排,还提升了企业竞争力和盈利能力,引领了行业发展趋势。随着技术的不断进步和应用的不断深化,未来将有更多的企业加入到自动化改造的行列中来,共同推动整个行业的转型升级。

5. 推广应用前景

富气压缩机是延迟焦化装置中十分重要的设备,各企业虽加工规模不一致,但延迟焦化工艺大同小异,且本压缩机智能化控制方案已经经过充分的验证和优化,具有较高的可操作性。在实际应用中取得了显著的效果,降低了能耗,提高

了运行效率。因此，其他企业在引入类似技术时，可以更容易地实现技术落地与应用。另外，针对企业不同规模延迟焦化装置，可以根据其切塔时间与塔顶压力情况和现场环境因素定制化开发适合的压缩机改造方案。这种灵活性使得该方案更容易适应不同企业的特点和需求，提高了其可复制性。

在“双碳”目标的推动下，工业节能成为当前的首要任务。焦化富气压缩机作为延迟焦化装置中的关键设备，其能耗占比较大，因此节能改造具有显著的经济效益和社会效益。未来随着技术的不断进步、市场需求的持续增长以及政策支持力度的不断加大，焦化富气压缩机节能改造将成为焦化行业节能降耗的重要手段之一。

编制人：黄涛 顾宇 郭晓彤 张德朋 郭昕

审核人：郭立

中国兵器工业集团北方华锦化学工业集团有限公司

2025 年 2 月

十一、中国海油惠州石化 95+高效超净工业炉技术升级改造

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

中海油惠州石化有限公司（以下简称“惠州石化”）是中国海洋石油集团有限公司投资建设的第一个大型炼油厂，是世界上第一个设计 100%加工海洋高含酸重质原油的炼油厂，同时也是国内单套原油加工能力最大的炼油企业，项目建设获得了国际项目管理协会（IPMA 项目）管理金奖。自投产以来，公司以“打造精品炼厂、树立行业标杆”为发展目标，积极探索节能减排、提高资源能源利用效率的技术，节能管理由目标管理逐步过渡到过程管理，节能增效各项指标显著提升，单位能量因数能耗达到国家标杆水平。

作为中国海油旗下最大的炼厂，惠州石化分两期建设而成，一期 1200 万吨炼油以加工高酸重质原油为主，于 2009 年 4 月建成投产；二期 1000 万吨炼油以加工高硫中质原油为主，于 2017 年 9 月建成投产。拥有常减压蒸馏、催化裂化、延迟焦化、渣油加氢、加氢裂化、催化重整、芳烃联合、煤气化制氢、丙烯酸及酯等主要生产装置，引进 28 项国际先进专利技术。

惠州石化运行三部芳烃联合装置自 2009 年投产至今，运行已将近 15 年的时间，经历过 2014 年、2019 年、2023 年三次大规模停工检修。该装置以 200 万吨/年催化重整装置脱戊烷塔底油为原料，生产对二甲苯，同时副产苯、邻二甲苯、混合二甲苯、轻烃组分、燃料气、重芳烃。联合装置包括二甲苯分馏、苯\甲苯分离及歧化烷基转移、吸附分离、二甲苯异构化、芳烃抽提和公用工程等六个部分。装置各加热炉都设有空气预热系统，其中二甲苯再蒸馏塔塔重沸炉 111-F-401A/B、二甲苯塔重沸炉 111-F-402A/B 在 2023 年进行 95+高效超净工业炉技术升级改造，分别设有一台组合式空气预热器、增设燃料气加热设施以及精制系统，使改造后空气预热器出口排烟温度降低至约 80℃（二级精制罐换剂期间控制空气预热器出口排烟温度 135-150℃），加热炉热效率由 92.5%提高至 95%，用于回收加热炉烟气中的余热，降低装置的能耗。

本项目属于国家发改委 2023 年第 7 号令《产业结构调整指导目录(2024 年本)》中第一类“鼓励类”，第四十二领域“环境保护与资源节约综合利用”中第十一点“节能技术开发应用——余热回收利用先进工艺技术与设备”，符合国家产业政策要求。

1.2 技术装备等情况

惠州石化运行三部芳烃加热炉能耗约占装置能耗的 75%左右,在未进行 95+ 高效超净工业炉技术升级改造之前,余热回收系统普遍采用热管式空气预热器,设计排烟温度较高。二甲苯塔重沸炉(111-F-402A/B)设计正常热负荷 72.51MW,计算热效率大于 90%,设计排烟温度 159℃。热负荷在 62.17MW,排烟温度在 137.9℃,热效率 92.6%。由图 1 可见,在未进行改造前,F401/F402 加热炉烟气从对流顶端出来,经过一个空气预热器,此时排烟温度仍有 140℃左右,便由引风机通入烟囱。在此工况下,加热炉余热回收系统存在以下问题:(1)排烟温度高,热效率较低,维持在 92%-92.8%,运行成本高;(2)燃料气中总硫质量分数波动时,空气预热器存在短期内腐蚀泄露、堵塞等风险;(3)引风机存在结垢、腐蚀、振动等问题;(4)无二氧化硫减排手段,二氧化硫排放存在波动。

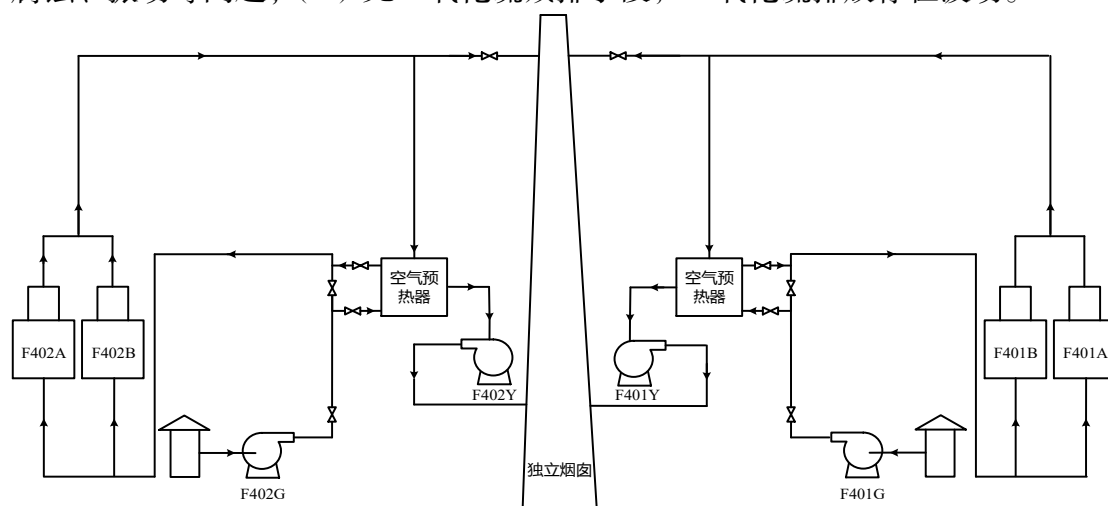


图 1 F401/F402 改造前流程示意图

为了进一步提升芳烃二甲苯单元加热炉的运行效率,减少能源消耗并降低 SO₂、氮氧化物、氯化物和颗粒物等污染物排放,利用 2023 年全厂停工大检修的机会,对二甲苯加热炉的余热回收系统实施了改造。本次改造在原位置增设新型组合式空气预热器,取消旧有空气预热器,使改造后排烟温度降至约 80℃,加热炉效率提升至不低于 95%,降低装置的综合能耗,实现节能减排,同时增设必要的燃料气加热设施以及精制系统,详见图 2。

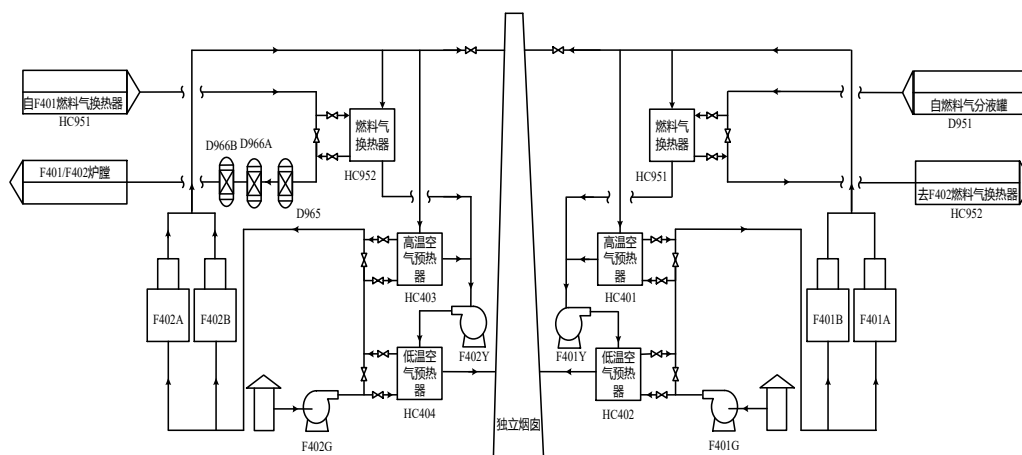


图 2 F401/F402 95+高效超净工业炉技术升级改造示意图

改造后的 95+高效超净工业炉余热回收系统由高温段空气预热器、低温段空气预热器、两段燃料气预热器、燃料气阻蚀剂系统以及鼓风机引风机组成。技术特点主要为：1) 多介质并流预热技术；2) 多段热回收技术；3) 复合阻蚀技术；4) 低过剩空气系数双预热燃烧技术；5) 可燃组分在线监测系统；6) 液膜高效传热技术；7) 抗露点腐蚀材料；8) 强紊流温度场技术。其中多段热回收技术，使加热炉烟气从对流顶端出来，先后经过高温空气预热器、引风机和低温空气预热器，最终温度降低至 85℃，最大限度降低冷介质烟气的温度，极大提高热效率。多介质并流预热技术，一方面可以避免冷介质来源单一，另一方面降低燃料气使用量和烟气排放量。而新增复合阻蚀系统，从前端解决问题，对燃料气进行精制处理，将燃料气中的硫化物、含氮化合物、氰化物、氯化物等污染杂质进行去除和吸附，将露点腐蚀和污染物解决在燃烧之前。由于燃料气经过精制处理，二氧化硫和颗粒物零排放，空气预热器低温段产生的水凝液酸碱度为中性，可直接排放，不会造成二次污染源，无需增加碱液系统来中和。

同时设备改造方面高温段预热器和低温段预热器均使用压槽液膜板式结构，此种结构能使烟气冷凝潜热快速传递又保证冷凝水不存留，换热板采用耐蚀钢及表面金属渗透技术，提高了设备耐腐蚀能力。

1.3 企业节能降碳管理情况

采用 95+高效超净工业炉技术改造后加热炉效率不低于 95%，年节约燃料气目标不低于 4500t。本项目于 2023 年 5 月投用，至 2024 年 6 月，共降低燃料气消耗 5048t，降低装置运行能耗 5.3kgeo/tPX，二氧化碳排放减少 11721t，氮氧化物排放减少 4181kg。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

今年惠州石化芳烃联合（I）装置平均能耗为 331.86kgeo/tPX。近五年由于生产主剂吸附剂已至末期，性能逐年下降，同等生产负荷下 PX 收率下降，能耗增加，2022 年能耗明显升高，2023 年通过投用新型催化剂和节能项目，2023 年能耗相较 2022 明显降低。近 5 年装置综合能耗和燃料气单耗变化表可见表 1，采用 95+高效超净工业炉技术后，2023 年燃料气单耗相较 2022 年有所下降。

表 1 芳烃联合（I）装置综合能耗和燃料气单耗变化表

项目	2019 年	2020 年	2021 年	2022 年	2023 年
装置综合能耗，kgeo/tPX	338.97	343.15	339.55	360.11	327.7
燃料气单耗，kgeo/tPX	247.5	254.77	242.13	252.3	234.5

注 1:2023 年装置综合能耗和燃料气单耗取改造后 6-12 月的平均值

近五年来，惠州石化综合能耗与单因能耗总体呈下降趋势，具体情况详见图

1:

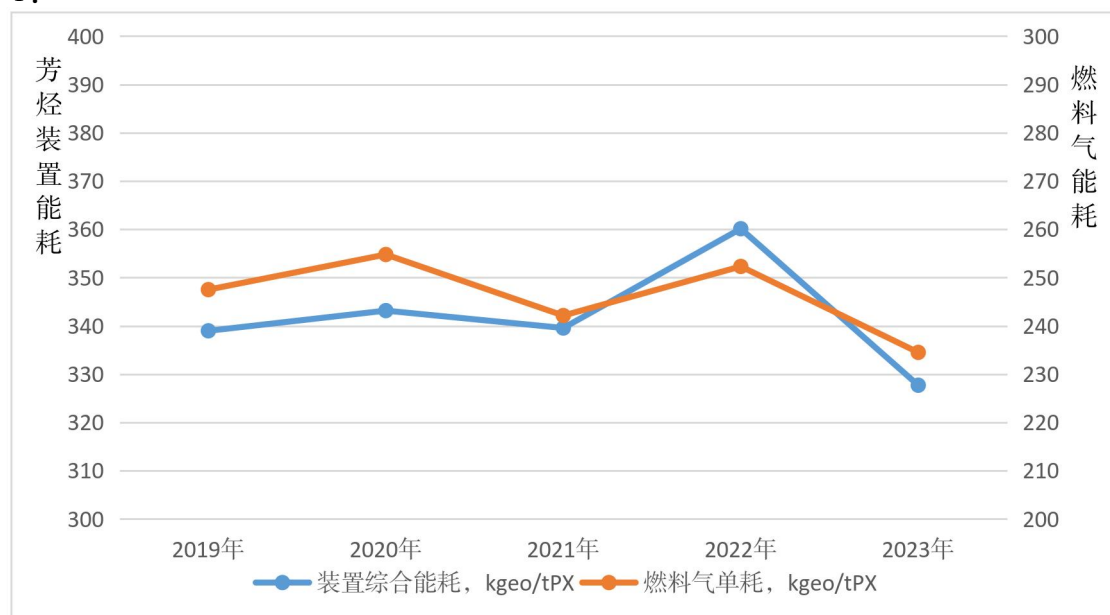


图 3 改造前后芳烃装置能耗趋势图

2.2 运行情况

2023 年 5 月 95+高效超净工业炉余热回收系统顺利投用，加热炉系统运行平稳，操作时波动小，抗冲击能力强，运行始终平稳正常。本项目主要通过对加热炉燃烧系统的多介质预热将烟气余热回收，实现加热炉烟气的超低温排放，F-401A/B 热效率达到 95.86%，F-402A/B 热效率达到 95.70%。

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

(1) 设置燃料气复合阻蚀系统，从前端解决问题，对燃料气进行精制处理，

将露点腐蚀和污染物解决在燃烧之前。

(2) 燃料气在燃烧器金属软管处不会产生铵盐结晶体堵塞管道，进入加热炉后可以实现洁净燃烧。

(3) 由于燃料气经过精制处理，SO₂ 和颗粒物零排放，空气预热器低温段产生的水凝液酸碱度为中性，可直接排放。

(4) 采用燃料气空气双预热技术，最大限度回收烟气余热，提高燃料气和空气温度，提高热效率，降低燃料气使用量和烟气排放量。

(5) 采用两段式预热技术，一方面可以避免冷介质来源单一，另一方面尽可能地保证风机始终处在理想的运行温度工况。

(6) 应用超低氮燃烧器，以最大限度限制热力型 NO_x 的生成，尽可能在较低过剩空气因子下进行有效完全燃烧，进一步降低了 NO_x 及颗粒物的生成。

年降低燃料气消耗 5048t，降低装置运行能耗 5.3kge/tPX,年节能量达到 7175t/a (标准煤)，每年 CO₂ 减少排放 11721t，氮氧化物排放减少 4181kg。

3. 效益分析

统计 2023 年 5 月 20 日至 2024 年 6 月 30 日数据，效益计算如下：

3.1 项目节约燃料气量及费用

表 2 2023 年 7 月第三方加热炉检测报告中燃料气组分见下表：

组分名称	H ₂	O ₂	N ₂	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆
体积百分数 V%	33.16	0.72	12.3	1.08	0.08	35.61	19.24
组分名称	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₂ H ₄	C ₃ H ₆	C ₄ H ₈	C ₅ +	总硫
体积百分数 V%	5.13	2.89	3.68	0.45	0.08	1.37	20mg/Nm ³

计算得燃料气热值：35852KJ/Nm³，密度：0.863kg/Nm³

燃料气入口温度：40℃，对应热值：46.43 KJ/Nm³

(1) 111-F-401A/B 加热炉负荷 126.39MW，改造前热效率 92.76%，改造后热效率 95.86%，计算可得改造后项目年节约燃料气量 3200 吨。

按 2023 年燃料气（外购天然气）不含税单价 4334.54 元/t，计算得每年节约天然气费用 1387.1 万元。

(2) 111-F-402A/B 加热炉设计负荷 75.11MW,改造前热效率 92.7%，改造后热效率：95.7%，计算可得改造后项目年节约燃料气量 1848 吨。

按 2023 年燃料气（外购天然气）不含税单价 4334.54 元/t，计算得每年节约天然气费用 801.0 万元。

3.2 项目新增消耗

新增电耗:111-F-401A/B 此次改造风机增大,取往年同期电流的平均值比较,每小时增加约 225KWh,每年风机电耗年增加约 134 万元;111-F-402A/B 此次改造风机增大,取往年同期电流的平均值比较,每小时增加约 28.4KWh,每年风机电耗年增加约 17 万元。

3.3 项目经济效益

每年总共节约燃料气费用 2188.1 万元,风机电耗年增加约 151 万元,平均每年需要消耗的复合阻蚀剂费用 222 万元,项目投资 4900 万元,按工业炉设备折旧年限 14 年,残值 5%,计算可得每年经济效益 1471.6 万元。

3.4 项目节能降本效果

111-F-401A/B 项目节能量: $126.39 \times (1/0.9276 - 1/0.9586) = 4.406\text{MW}$

按 1 千克标准煤低位发热量 29271.2 千焦计算,111-F-401A/B 项目节能量:
 $4.406 \times 3600 \times 8400 / 29.2712 / 1000 = 4551.8$ 吨标准煤

111-F-402A/B 项目节能量: $75.11 \times (1/0.927 - 1/0.957) = 2.54\text{MW}$

按 1 千克标准煤其低位发热量等于 29271.2 千焦,111-F-402A/B 项目节能量:
 $2.54 \times 3600 \times 8400 / 29.2712 / 1000 = 2624$ 吨标准煤

合计年节能量达到 7175t 标准煤,每年减少二氧化碳排放 11721t、减少氮氧化物排放 4181kg。

4. 突出亮点

95+高效超净工业炉技术核心是:利用复合阻蚀剂反应器净化预热的燃料气,以降低硫化物(硫化氢、硫醇、硫醚、羰基硫等)、氨气、含氮化合物等的排放,从源头上减少二氧化硫、氮氧化物等污染物的生成;通过空气、燃料气与烟气的换热,将烟气温度降至 85 °C,使得加热炉热效率提高至 95.5%以上;将引风机置于低温空气预热器前,解决了在低排烟温度下引风机腐蚀、结垢的问题;通过对燃料气净化,彻底解决了低温空气预热器的露点腐蚀问题,确保了余热回收系统长周期稳定运行。

940kt/a 芳烃联合(I)装置二甲苯单元加热炉采用 95+高效节能升级改造后,加热炉排烟温度平均下降了 60°C,加热炉热效率均提高至 95.5%以上,远高于国内常规设计标准,节约了大量燃料气,累计节省费用达到 1707 万元,年节能量达到 7175t 标准煤,节能效果较好。同时 CO₂ 排放减少 11721t,氮氧化物排放减少近 4181kg,大大减少了污染物的排放。

5. 推广应用前景

加热炉是炼油、化工等工业领域中的重要耗能设备，其热效率直接影响企业的能耗指标、生产成本及经济效益。传统的加热炉普遍存在排烟温度高、热效率低的问题，导致燃料浪费严重。而 95+高效超净工业炉技术通过一系列创新设计和技术手段，显著提高了加热炉的热效率，节约了大量燃料气，同时大大减少了污染物的排放。

随着全球能源形势的紧张和环保法规的日益严格，工业领域对高效、环保的加热炉技术的需求日益迫切。95+高效超净工业炉技术以其显著的高效节能和环保减排效果，操作时波动平稳，满足长周期运行的操作要求，该技术已在近 30 台加热炉推广应用，每年降低二氧化碳排放近 10 万吨。加热炉 95+技术作为当前工业加热炉领域中的一项重要技术创新，在“双碳”背景下有良好的市场推广价值，应用推广前景非常广阔。

编制人：韩文华

审核人：王天宇

中海油惠州石化有限公司

2025 年 2 月

十二、中国石化茂名分公司炼油 1 号、3 号汽轮机通流改造

1. 案例基本情况

1.1 企业概况

中国石油化工股份有限公司茂名分公司(以下简称茂名分公司)始建于 1955 年 5 月,是新中国“一五”期间 156 个重点项目之一,以开采油母页岩、加工“人造石油”起家,是我国首座千万吨级炼油厂、首座百万吨级乙烯厂、国内最完善的燃料-润滑油-化工型炼油厂、国内第二家年利润超百亿元的炼化企业、广东绿色石化战略性产业集群“链主”企业。经过近 69 年的发展,特别是党的十八大以来以来的做强做优,已成为原油加工能力 1800 万吨/年、乙烯产能 100 万吨/年,同时拥有热电、港口、铁路运输、原油和成品油输送管道以及 30 万吨级单点系泊海上原油接卸系统等较完善的配套系统,是我国生产规模最大、经济效益最好、发展基础最牢的国有炼化企业之一。

中国石油化工股份有限公司茂名分公司炼油 1 号/3 号汽轮机通流改造项目,投资额 2637 万元,1 号机组和 3 号机组改造分别于 2020 年和 2023 年建成投用。该项目属于《产业结构调整指导目录(2024 年)》鼓励类目录之“四、电力:火力发电低碳节能改造”。

1.2 技术装备等情况

茂名分公司动力部动力一车间 1 号汽轮机是由北京全四维动力科技有限公司设计、南京汽轮机(集团)有限责任公司生产的双抽凝汽式 50MW 等级汽轮机(制造厂内代号为 Z753)。机组型式为高温高压、单缸单轴、双抽汽、冲动冷凝式汽轮机,机组型号为“CC50-9.5/4.0/1.27”,带两段可调整工业抽汽。

表 1 1 号汽轮机改造前机组主要技术规范

项目	单位	数据
机组型号		CC50-9.5/4.0/1.27
额定主蒸汽压力/温度	MPa(a)/ °C	9.5/535
额定/最大功率	MW	50/60
主蒸汽量(额定抽汽/纯凝工况)	t/h	342/184
额定一抽抽汽压力/温度	MPa(a)/ °C	4.0/429
额定/最大一抽抽汽量	t/h	123/220
额定二抽抽汽压力/温度	MPa(a)/ °C	1.27/303
额定/最大二抽抽汽量	t/h	83/166
纯凝工况排汽背压	kPa(a)	5.9

3 号汽轮机为哈尔滨汽轮机厂生产制造的 40MW 抽汽背压式汽轮机,其型式为高温、高压、单缸、单轴、冲动、抽汽背压式汽轮机,机组型号为 CB40-9.5/4.0/1.27,

于 2013 年投产。

表 2 3 号汽轮机改造前机组主要技术规范

项目	单位	数据
机组型号		CB40-9.5/4.0/1.27
额定主蒸汽压力/温度	MPa(a)/°C	9.5/535
额定/最大功率	MW	40/40
主蒸汽量（额定抽汽）	t/h	450
额定一抽抽汽压力/温度	MPa(a)/°C	4.0/~428
额定/最大一抽抽汽量	t/h	133/200
额定排汽压力/温度	MPa (a)/°C	1.27/299

1.3 企业节能降碳管理情况

1.3.1 节能目标

1 号汽轮机供电标煤耗由 294.5g/kWh 降低至 180g/kWh；

3 号汽轮机供电标煤耗由 204.06g/kWh 降低至 159g/kWh，同时降低排气温度及流量。

1.3.2 改造原则及管理思路

按照技术先进、经济高效、安全可靠、投资收益最大化的建设原则和思路进行改造，具体如下：

（1）改造过程最大限度的利用原有设备资源；

（2）针对 1 号和 3 号机组的改造均基于现有的汽轮机基座，保持原土建基础不做任何变动，在原抽凝机或抽背机本体结构上进行改造重新设计通流部分；

（3）结构上，保持汽缸外壳不变，主蒸汽进汽调节机构保持不变，前后轴承箱及盘车装置等不变。

（4）改造后重新优化和适配性改造回热、疏水、轴封、补水和循环水等系统。

1.3.3 已取得的节能降碳成绩

1 号汽轮机供电标煤耗由 294.5g/kWh 降低至 147.11g/kWh；

3 号汽轮机供电标煤耗由 204.06g/kWh 降低至 151g/kWh，同时排气温度及流量达到设计要求。

2. 案例能效水平及运行情况

2.1 能效水平

项目改造后全厂供电标煤耗由 301.4 g/kWh 降到 272.61g/kWh，在中国石化同类装置中排名第一。

表 3 炼油近 5 年供电标煤耗

年度	完成值 (g/kWh)	备注
2019	301.4	
2020	294.33	
2021	280.45	
2022	277.95	
2023	272.61	

近五年来茂名分公司炼油供电标煤耗逐年下降。

2.2 运行情况

项目能源消耗种类有煤、蒸汽、电，1 号汽轮机改造后运行时间近 4 年，3 号汽轮机改造后运行时间 1 年，装置运行平稳，综合能耗逐年下降。

2.3 节能降碳重点举措及节能效果

2.3.1 1 号机组的改造

(1) 改造技术措施

机组外缸主要包括前汽缸、中汽缸和排汽缸，前汽缸上带有进汽调节阀和一抽抽汽调整阀门。通流结构共有 17 级，包括 1 个进汽调节级+2 个压力级+一抽抽汽调节级+3 个压力级+二抽旋转隔板级+9 个压力级。

本改造方案在抽凝机原本体结构上进行改造。结构上，前汽缸、中汽缸和排汽缸保持不变，基础和轴承保持不变，主蒸汽进汽调节机构保持不变；拆除三号、四号、五、六号隔板套，拆除原旋转隔板级、其后所有压力级隔板；更换全新的背压机转子；利用原有缸体上的隔板槽档加装后汽封部件，原三抽抽汽口作为背压排汽口；如拆除旋转隔板调节连杆，则需要封堵处理缸体上对应的开口。

改造前机组通流结构如下图所示：

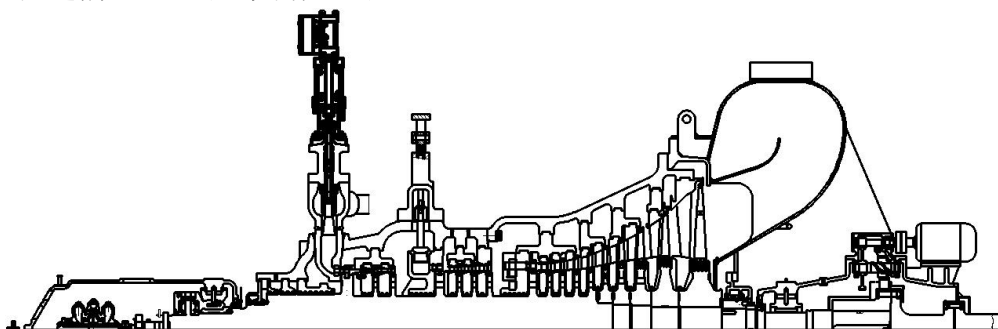


图 1 原机组改造前汽轮机纵剖面图

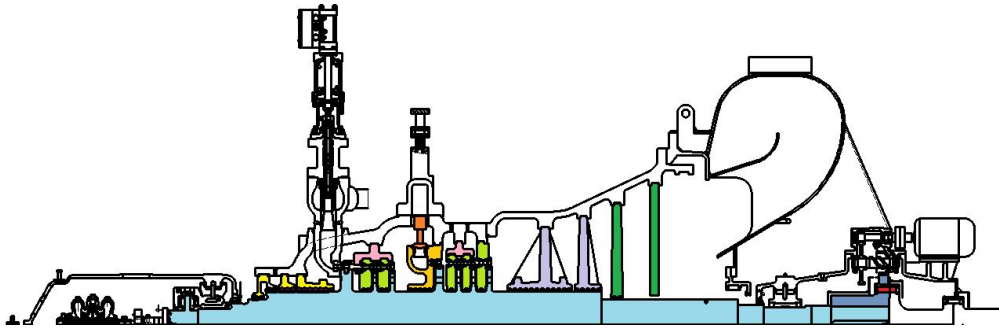


图 2 机组改造后汽轮机纵剖面图

(2) 改造前后主要变化

1) 通流结构：改造前机组通流结构为 C+2+C+3+C+9，共有 17 级。改造后为 C+2+C+3，共有 7 级。

2) 回热系统：改造前回热系统为 2JG+CY+3JD，共 6 级回热。改造后为 2JG+CY，共 3 级回热。

3) 进汽量：改造前额定进汽量 350t/h，最大进汽量 460t/h。改造后额定进汽量 360t/h，最大进汽量 410t/h。

4) 抽汽量：改造前一抽抽汽量额定 123t/h，最大 190t/h。改造后一抽抽汽量额定 230t/h，最大 260t/h。经核算管速原抽汽口可承受。改造前二抽抽汽量额定 83t/h，最大 136t/h。改为背压排汽口后排汽量额定 114t/h，最大 216t/h。经核算管速原抽汽口可承受。

5) 轴封系统：改造前前轴封为 5 段，4 档漏汽位置分别为 JG1、CY、SSR 和 CF2。改造后前轴封仍为 4 段，3 档漏汽位置分别为 JG1、CF1 和 CF2。改造前后轴封为 3 段，2 档漏汽位置分别为 SSR 和 CF2。改造后后轴封为 3 段，2 档漏汽位置分别为 CF1 和 CF2。原有低压轴封位置拆除，采用原低压段隔板套密封槽档位置设置新的汽封体，原低加抽汽口作为轴封漏汽口。原低加三段抽汽温度在抽汽工况下分别为 136℃、81℃、55℃，纯凝工况为 182℃、109℃、72℃，改造后背压排汽温度 290~320℃，需结构方面核算原低加管道对轴封漏汽温度是否适应。需要变更的相关管道尺寸及管速需要根据结构调整情况进行进一步核算。

6) 凝汽器：改造后凝汽器不拆除，但停止运行，与大气相通。仅凝汽器热井投入使用，用于接收疏水和除盐水。

7) 外部汽源：为了使机组在进汽 320t/h 时，能够抽出额定抽汽量 230t/h，除氧器和 1 号高压加热器采用外部汽源加热，不使用本体回热抽汽，仅 2 号高压加热器采用本体回热抽汽。

(3) 改造节能效果

项目自 2020 年 8 月 4 日投用后，经过调试，工艺指标正常平稳，节能效果良好，达到预期效果。改造前发电标煤耗 294.5g/kWh，改造后发电标煤耗为 147.11g/kWh，改造后年节能量为 25221 吨标煤。

2.3.2 3 号机组的改造

(1) 改造技术措施

3 号机组为高压、单轴、单缸、单抽结构，该汽轮机采用喷嘴调节，汽轮机汽缸整体铸造，汽轮机转子为整锻转子，高压部分由 1 个单列调节级和 2 级冲动式压力级组成，中压部分由 1 个单列调节级和 3 级冲动式压力级组成。推力轴承和前轴承组合为径向推力联合轴承，装于前轴承座内。后轴承和发电机前轴承装于后轴承座内。汽轮机转子与发电机转子用刚性联轴器联接。

主蒸汽从经 2 根主汽管道分别到达汽轮机两侧的高压主汽调节阀，并由 4 根高压主汽管及高压进汽插管进入喷嘴室，然后再流经一个调节级两个压力级。工业抽汽设在高压的两个压力级后，由中压调节阀控制。中压调节阀为双座阀结构，在汽缸上半安置二个，汽缸下半左右各一个。每个阀门各有一进汽口一出汽口，蒸汽分别通过 4 个双座阀（中压调节阀）进入中压蒸汽室。中压部分共有一个调节级三个压力级。在中压调节级后部分蒸汽抽至 2 号高压加热器。高压汽缸排汽从下部 2 个排汽口排出，经再热冷段蒸汽管回到锅炉再热器，其中部分蒸汽抽至 1 号号高压加热器。

改造前后机组通流结构如下图所示：

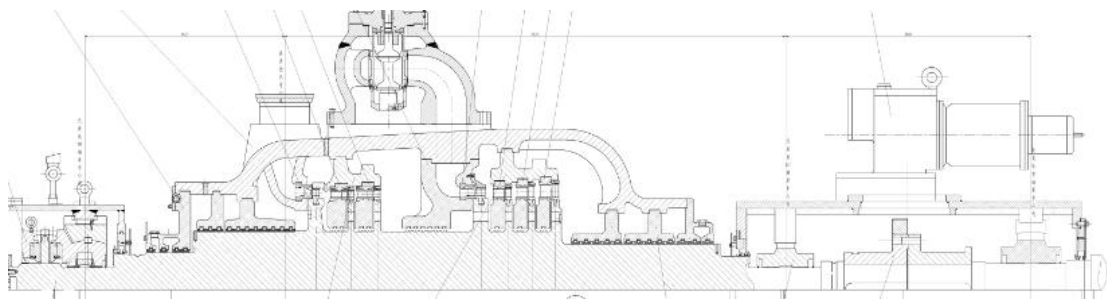


图 3 原机组改造前汽轮机纵剖面图

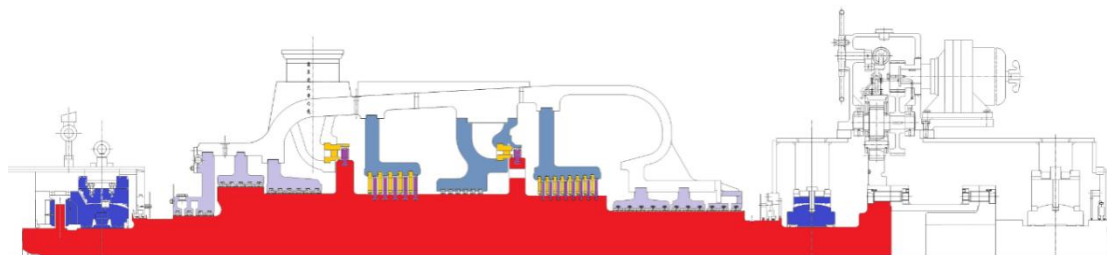


图 4 机组改造后汽轮机纵剖面图

改造前后主要变化为：通流部分的设计采用了全反动式的热力设计，采用了“多级数、小焓降”的设计理念，各级的焓降分配更加合理。改造前机组通流结构为 C+2+C+3，共有 7 级。改造后为 C+6+C+9，共有 17 级。

热力上：采用全反动式热力设计，优化通流根径、叶片高度、级数等参数；

气动上：采用新一代反动式四维优化叶片型线，提高各工况下的气动效率；

结构上：转子采用无中心孔整锻工艺，轮毂式结构，转子刚性好、稳定性高。

通过采用装配式隔板的成型工艺，实现了通流级隔板的精确成型，保证了喉部面积和出汽角度等重要的尺寸参数，达到控制隔板成型精度的目的。

（2）改造节能效果

2023 年 6 月 17 一次启机成功，工艺指标正常平稳，节能效果良好，达到预期效果。

改造前发电标煤耗 204.06g/kWh，改造后发电标煤耗为 151.04g/kWh，改造后年节能量为 9360 吨标煤。

（3）同类装置能耗水平分析

1 号机组原为双抽凝式机组，改造成为了抽背式机组。本次改造，利旧了本体部分的外汽缸，改造前后的进汽和抽汽边界条件发生变化，通流部分则按照全新的进汽和抽汽要求进行了专门设计，采用的是“针对改造后各抽背工况，定制化全新设计核心通流”的改造方案，同类机型的背压改造还存在一种较为简单的改造方式，即利旧原机组的通流部分，仅拆除背压参数点之后的低压通流部分（拆除动静叶片），和针对采用后一种改造方式的同类型机组对比，1 号机组的改造具有更高的安全性、更好的经济性、性价比更高。

3 号机组原为“冲动式”抽汽背压式机组，改造成为了能效水平更高的抽汽背压式机组，改造前后的主要边界条件未发生明显变化。3 号机组的改造采用了“全反动式”通流设计技术，具有“多级数、小焓降”的设计特点，各级段焓降分配更加合理，效率更高。相比于传统的“冲动式”机型，在相同的抽背工况下，可提升发电功率 6%。

1 号机组改造后发电标煤耗降到 147.11g/kWh，3 号机组改造后发电标煤耗降到 151.04g/kWh，在中石化同类装置中排名第一。

3. 效益分析

1 号机组改造后发电标煤耗从 294.5g/kWh 降至 147.11g/kWh，改造后年节煤量 25221 吨，年增效益 2774 万元。小时节约标煤量 $T = (M_{\text{改造前}} - M_{\text{改造后}})$

\times 发电量 = (294.5-147.11) \times 21.39 \times 1000 \times 10⁻⁶ = 3.15t。年节标煤量 = 3.15 \times 8000 = 25221t, 年节能效益 = 25221 \times 1100 = 2774 万元。该项目投资 1020 万元, 投资回收期 0.37 年。

3 号机组改造后发电标煤耗由 204.06 降至 151.04g/kWh, 改造后年节煤量 9360 吨, 年增效益 1029 万元。小时节约标煤量 $T = (M_{\text{改造前}} - M_{\text{改造后}}) \times$ 发电量 = (204.06-151.04) \times 22.12 \times 103 \times 10⁻⁶ = 1.17t。年节标煤量 = 1.17 \times 8000 = 9360t, 年节能效益 = 9360 \times 1100 = 1029.6 万元。该项目投资 1617 万元, 投资回收期 1.57 年。

4. 突出亮点

对于 1 号汽轮机的背压改造项目, 最大程度地利用了原机组的设备设施, 保留了原机组的外汽缸; 针对改造后的背压供热工况定制化地进行了通流设计, 新一代通流技术与定制化通流设计方案保证了改造后供热工况的可靠性和经济性; 优化了配套辅助系统, 例如轴封、疏水等系统。

对于 3 号汽轮机的提效改造, 通流部分采用了“多级数、小焓降”的设计理念, 采用了全反动式的热力设计与结构设计。热力上: 采用全反动式热力设计, 优化通流根径、叶片高度、级数等参数; 气动上: 采用新一代反动式四维优化叶片型线, 提高各工况下的气动效率; 结构上: 转子采用无中心孔整锻工艺, 轮毂式结构, 转子刚性好、稳定性高。通过采用装配式隔板的成型工艺, 实现了通流级隔板的精确成型, 保证了喉部面积和出汽角度等重要尺寸参数, 达到控制隔板成型精度的目的。同时通过通流改造提高了低压蒸汽调节能力, 有助于实现炼化区域低压蒸汽平衡, 避免蒸汽放空。

5. 推广应用前景

1 号、3 号机组的改造保持了原设备的基础框架不变、机组跨距不变、轴承箱不变、外汽缸不变等, 均针对核心改造需求, 对核心通流部分进行了定制化设计, 利用了大部分原有设备、节省了设备投资, 且很好地实现了改造目标, 是最优化的、性价比极高的改造方案, 具有非常大的示范与推广意义, 对于同型和类似机型的机组, 均可采用上述改造路线进行背压、提效的改造, 同时, 对机组改造能适应用户不同等级蒸汽的变化, 最大限度地满足全厂公用工程的供给需求。

1 号汽机由抽凝机组改造为抽背机组, 改造采用冲动式的热力设计与结构设计。3 号机组改造前后均为抽背机组, 通流改造采用了全反动式的热力设计与结构设计。采用冲动式热力设计具有结构简单、投资小的特点, 而采用全反动式的

热力设计有着结构复杂、负荷能力强、投资大的特点。在选择使用时，需要根据实际的应用场景和需求进行选择，如果需要更高的效率和更简单的结构，采用冲动式热力设计进行改造是较好的选择，如果需要更高的负荷能力和更高的热效率，选择全反动式热力设计更合适。

编制人：章 琦

审核人：程方军

中国石油化工股份有限公司茂名分公司

2025 年 2 月