

炼油联合装置节能减排优化措施

潘罗其

(中国石化巴陵分公司烯烃事业部, 湖南 岳阳 414014)

摘 要 巴陵石化炼油联合装置以 $105 \times 10^4 \text{t/a}$ MIP-CGP 装置为核心, 配套产品精制、气体分离及循环水、空压站等公用工程系统。该装置直接以 $200 \times 10^4 \text{t/a}$ 常压装置的渣油为原料, 具有多产高辛烷值汽油和气体烯烃的特点。针对重油催化装置高气体收率和大注汽量的工艺特点, 从催化生焦理论入手, 进一步分析了随着进料密度、残炭和重金属含量的增加, 装置的能耗越显著, 联合装置的用能优化越复杂。通过对再生器取热系统、烟气余热回收系统、蒸汽能量梯级利用、烟机系统、供风系统、加热炉燃烧器系统、高低温位热能回收以及循环水、酸性水、凝结水系统的用能分析及优化改造, 充分综合利用了各类能源, 减少了装置对水的消耗。炼油联合装置能耗由 72.20kg 标油/t 原油降至 61.74kg 标油/t 原油, 吨原油取水由 0.72t/t 降至 0.61t/t , 吨原油排水由 0.64t/t 降至 0.30t/t 。

关键词 MIP-CGP 装置 能耗 气体收率 注汽量 余热回收 能量梯级利用 循环水

1 前言

对于石化企业来说, 装置能耗直接影响产品的生产成本, 进而影响企业的竞争力。因此, 节能降耗是摆在每个石化企业面前的重要任务。巴陵石化炼油联合装置通过连续的节能技术改造, 炼油综合能耗由 1998 年开车时的 114.45kg 标油/t 原油下降到 2005 年的 77.32kg 标油/t 原油, 2007 年进一步下降到 72.20kg 标油/t 原油。此后, 随着加工原油的性质趋于稳定和装置加工量的充分释放, 装置综合能耗一直维持在 2007 年的水平, 未能进一步突破。为了适应国家产业政策调整和装置降本增效的需要, 巴陵石化采取了一系列的节能减排优化措施。

2 炼油装置基本情况及分析

巴陵石化炼油装置以 $105 \times 10^4 \text{t/a}$ MIP-CGP 装置为核心, 配套产品精制、气体分离及循环水、空压站等公用工程系统。该装置直接以 $200 \times 10^4 \text{t/a}$ 常压装置的渣油为原料, 具有多产高辛烷值汽油和气体烯烃的特点, 汽油辛烷值 *RON* 一般在 94.2 以上, 含丙烯的液化气收率在 28% 左右, 反应苛刻度高。

近年来, 装置加工原油逐年趋重, 以番禺、文昌和卡宾达等原油为主, 辅以勃南和陆丰原油, 后者约占全年加工量的 32%。从表 1 可以看出, 以未经加氢精制的常压渣油作为催化原料, 主力油种的密度较大, 重金属和残炭含量也高。重油催化原料油

的密度与原料的可裂化性及生焦密切相关^[1], 密度越大说明其芳香烃、环烷烃、胶质和沥青质的含量越多, 饱和烃类含量越少, 密度越大的原料其可裂化性能越差^[2], 而不同烃类的生焦速率(即双环芳烃>单环芳烃>烯烃>环烷烃>烷烃)也表明原料密度变大将导致产品分布变差。所以, 随着原料密度增大, 装置的生焦量增加。残炭是表征重油催化原料非催化焦生成倾向的重要参数, 与原料油的裂化性能有一定的关联性。凯洛格公司 HOC 技术预测残炭 100% 转化为焦炭, 而环球油品公司 FCC 技术预测只有 70%~80% 转化为焦炭。重金属也是影响生焦的重要参数, 特别是 Ni、Fe 本身就是脱氢反应的催化剂, 其随进料进入反应器后绝大部分沉积在催化剂表面, 由于其强烈的脱氢活性, 在催化裂化反应条件下, 使产物的不饱和程度增加、缩合反应加剧, 干气和焦炭产率增加。

从重油催化生焦机理来看, 原料的密度、残炭值、重金属含量越高, 生焦趋势就越大。装置高产液化气的特点, 本身即是一个显著的重烃脱氢生焦过程。而且, 为保证汽油降烯烃要求和重油充分转化

作者简介: 潘罗其, 高级工程师, 1997 年毕业于江苏石油化工学院化学工程专业, 现主要从事石油炼制及化工技术管理工作。

E-mail: frankpan01@yahoo.com.cn

的需要,系统内平衡催化剂的活性指数稳定在70左右,高活性必然增加焦炭产率。

表1 装置加工主要油种的常渣性质

项目	渣油种类				
	勃南	陆丰	文昌	番禺	卡宾达
密度/(g·cm ⁻³)	0.8595	0.8368	0.9157	0.9201	0.9204
<350℃, % (质量分数)	42.5	48.8	52.39	33	40.85
残炭, %(质量分数)	2.3	2.11	8.44	6.65	5.69
Fe含量/(μg·g ⁻¹)	0.05	1.60		7.77	12.9
Ni含量/(μg·g ⁻¹)	7.79	1.8	11.35	6.99	23.87

以上因素使装置生焦率达8.5%以上,而常规催化裂化生率焦仅为6.5%左右。生焦率的增加,使排烟能耗增加,根据有关资料统计,生焦率每增加1.0个百分点,装置能耗增加41.87~126MJ/t原料^[3]。而且装置的催化剂再生方式由完全再生改为不完全再生后,烟气中的CO含量达到7%,这种不完全再生方式的增分子反应,使得排烟能耗更大。另外,为了增强渣油的雾化效果、减少生焦,进料喷嘴的雾化蒸汽量在6%左右,汽提段汽提蒸汽量在4%以上,两者综合用汽量为进料的9%~10%(质量分数),是常规催化裂化装置用汽量的1.5倍以上。装置的液化气收率达28%,而常规催化产气率仅为18%左右^[3],气体量大,使得气体压缩消耗的蒸汽和各塔顶物料冷却消耗的循环水都较常规催化装置大很多。这些导致重油催化装置成为联合装置的耗能大户,有必要对其用能进行详细分析并采取优化措施,以降低装置的能耗和污水排放。

3 节能减排优化措施

3.1 再生器取热系统改造

由于加工原油逐年趋重,设计核算表明,重油催化装置再生器的过剩热为29.42~38.18MW,而系统总设计内外取热负荷仅25.5MW,再生器取热负荷的“瓶颈”限制了装置处理量和催化剂烧焦效果。对此进行改进,在再生器原5组内蒸发管取热负荷10.5MW不变的基础上,将原外取热器整体更换为负荷26.71MW的新外取热器。新外取热器采用肋片管型以增强取热功能,并在催化剂返回斜管上设置滑阀,通过该阀的调节实现不同工况下再生温度的灵活控制。同时,新更换内外取热器的汽水分离器高出原设备近8m,以保证汽水系统自然循环的动力。改造后,新取热系统可根据重油催化装置的

生焦量灵活调整,产汽量较改造前增加了7t/h,而且年加工量由改造前的不到100×10⁴t上升到改造后的105×10⁴t。

3.2 再生烟气余热回收改造

装置正常生产时烟气总量约146000m³/h(标准),由于生焦量增加,但受到主风量的限制,烟气中CO体积含量在7%以上(原设计为3.6%),造成锅炉超温严重。同样受原设计补燃CO燃烧风量负荷的限制,进入CO焚烧炉的CO也不能完全燃烧,外排烟气中CO含量达到17876μL/L。这不仅使进入余热回收系统的烟气中的CO化学能未完全回收,而且部分烟气要经旁通阀直排烟囱,阀平均开度在18%左右,造成部分烟气的热能和化学能损失。经计算,烟气中待回收总能量约15.88MW。

综合以上因素,确定在利旧原CO焚烧炉及余热锅炉的基础上,并联新建一台CO焚烧炉并配套一台产汽量为54t/h左右的余热锅炉。运行中老锅炉烟气进量为99100m³/h(标准),新增系统处理46900m³/h(标准)。改造后CO炉的补燃气消耗下降500kg/h,蒸汽产量较改造前增加了11t/h,实现了全部催化烟气的显热及CO化学能的回收。

3.3 中压蒸汽能量梯级利用改造

炼油联合装置所需外来3.5MPa蒸汽与公司外管网相连距离长约2km,为了保证该管线处于热备用状态,需连续从管网吸入10.5t/h左右的该等级蒸汽。正常生产时,催化装置烟气余热回收产生的92t/h的3.5MPa蒸汽能够满足压缩机驱动,该外吸蒸汽和锅炉自产供压缩机使用后的剩余部分共26.5t/h,均直接经减温减压后并入公司1.0MPa蒸汽管网,这就存在较大的能量损失。对此采取如下改造措施:在炼油装置循环水场用3.5MPa蒸汽驱动一台耗电800kW的循环水泵,背压1.0MPa蒸汽并入系统管网;在苯乙烯装置用3.5MPa蒸汽驱动耗电950kW的反应生成气压缩机,背压0.35MPa蒸汽并入其0.35MPa系统管网。蒸汽能量梯级利用减少了用电消耗,共节电约2000kW·h。

3.4 烟机系统节能改造

由于装置产生的高温烟气体量比原设计值有较大的增加,但受烟气轮机流通能力的限制,富余的烟气只能经双动滑阀旁路放空,造成这部分高温烟气的压力能和热能无法回收。对此,在烟气轮机整

体结构、烟机基础、齿轮箱和电机不改变的情况下,通过改变烟机叶片的扭转角对烟机整体进行更新。引进可倾瓦径向轴承和 LEG 节油型推力轴承,解决止推轴承磨损、推力瓦轴向间隙不便于调整和推力瓦块温度超高($>88^{\circ}\text{C}$)等问题。为了控制烟气中的催化剂含量,对临界流速喷嘴做如下改造:将临界流速喷嘴进入烟气管线的角度由原 90° 改为 45° 斜入,以减少涡流引起管道振动,从而防止管线在应力状况下腐蚀开裂;对原临界喷嘴进行结构性改进,使之具有双锥形的耐磨合金管,外部加锥形套筒;在喷嘴后部设置松动性可自由膨胀的导向环;在喷嘴的入口与出口分别设置与双锥形耐磨合金管均匀过渡的龟甲网耐磨衬里;在喷嘴前端的衬里覆盖双锥形耐磨合金管与连接块间的焊道。机组改造后,高温烟气通量由原 $1700\text{m}^3/\text{min}$ 增加至改造后的 $2100\text{m}^3/\text{min}$ (标准),每小时增加 24000m^3 (标准)以上,电机输出轴功率减少约 1440kW ,而且能连续运行 16 个月以上。

3.5 空压站供风系统节能改造

空压站供风系统原由 5 台 L5.5-40/0.8 往复式无油润滑空压机组成,正常情况下三开两备运行,供风量 $120\text{m}^3/\text{min}$ (标准)。随着设备运行周期的延长,不仅能耗大,而且故障频发、检修频繁、配件消耗巨大,严重影响了装置动力供风系统的安全。对此,改造时拆除原 5 台往复式无油润滑空压机,更换为 4 台高效且大输出量的螺杆式压缩机,单台流量为 $47.4\text{m}^3/\text{min}$ (标准)。改造后,通过对系统用风进行调整优化,不仅使富余风能通过压控阀向重油催化的烧焦主风总管补风,消除了原来的直接放空,而且实现了机组两开两备。对比原三开两备模式,每小时节电约 $250\text{kW}\cdot\text{h}$ 。

3.6 燃烧器系统节能改造

燃烧器是装置加热炉的关键部件,其技术进步情况直接影响到炉子的热效率,同时也决定着装置的安稳运行。炼油联合装置正常生产中主要有两台大功率炉子,一台是常压蒸馏装置的加热炉,负荷 14805kW ,共 8 台 E2000/200FD 燃烧器;另一台是老余热回收锅炉系统的 CO 焚烧炉,负荷 33000kW ,使用一台 ZHQ5000 型高效节能燃烧器,燃料气均为重油催化装置的瓦斯。两台炉子的燃烧器自装置投用以来一直没有更换,运行过程中先后发现燃烧

器存在设计负荷偏大、耐高温部位选材等级偏低、烧嘴结构不合理等问题,导致烧嘴连接燃气管在回火时坍塌弯曲,当负荷变化调节时炉子易熄火,影响了装置的安全和长周期运行,而且瓦斯消耗量大,据统计约占炼油装置能耗的 13%。

对于常压炉,对各烧嘴的燃料气流量进行了合理的特殊设计,由原一支主枪燃烧改为一支主枪加 4 支辅枪的结构,主辅枪既可单独燃烧也可同时燃烧,减少熄火可能的同时降低瓦斯消耗;对燃烧配风系统进行优化,使一、二次风与燃料气多次混合,使燃烧更充分;将燃烧器火盆出口设计成强收缩型,并重新优化燃烧器喷孔直径,使燃烧器在最大放热量情况下,保证火焰的喷出速度,解决喷嘴因结焦而堵塞和回火等问题。对于 CO 焚烧炉,同样也采用了常压炉燃烧器的主辅枪型设计,通过采用分级燃烧,扩大燃烧器的工况范围,同时也降低了瓦斯消耗;将燃气管外侧材质改为 1Cr18Ni9Ti 奥氏体耐热钢,内侧即烧嘴侧改为可在 1035°C 环境下工作的 0Cr25Ni20 材质,防止其在回火时出现坍塌弯曲,保证燃烧器长周期运行。改造后,常压炉燃料气消耗(均值)由 $1993\text{m}^3/\text{h}$ 降至 $1556\text{m}^3/\text{h}$ (标准),CO 焚烧炉由 $1259\text{m}^3/\text{h}$ 降至 $565\text{m}^3/\text{h}$ (标准),共节约燃料气 $1141\text{m}^3/\text{h}$ (标准)。

3.7 高温热回收优化改造

催化分馏塔塔底油浆温位高、循环量大,但该热能因热联合不强,存在热能利用率不足的问题。改造前循环油浆依次与催化原料油和蒸汽发生器换热后分两路返回催化分馏塔,存在油浆循环量小和油浆与原料油换热器面积偏小等问题,即使蒸汽发生器满负荷工作,也不能取走分馏塔底多余的高温位热能,导致分馏塔底超温。改造后增上了油浆与常压来的初底油换热流程(见图 1),更换了油泵和原料油-油浆换热器,相关参数变化见表 2。

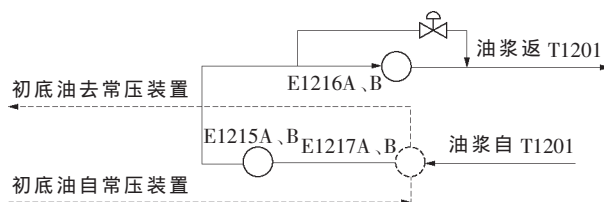


图 1 改造后油换热流程

由表 2 可以看出,增大油浆循环量和换热面积

后,高温位油浆的换后温度降低了约 30℃,其高温位热的一次利用率每小时增加近 3908MJ,而且原料油、初底油取热增加后,油浆蒸汽发生器可以灵活调节油浆返塔温度以控制分馏塔底温度,保证了油浆系统的长周期运行。

表 2 油浆系统改造前后参数对比

项目	油浆循环量/ (t·h ⁻¹)	油浆换前 温度/℃	油浆换后 温度 ^① /℃	单台换热器 面积/m ²
改造前	260	345	320	90
改造后	360	324	290	325

注:①换后温度是指油浆与初底油和原料油换热后的温度。

3.8 低温热回收优化改造

由于重油催化装置气体收率高,因此设置热水站来完成该大量低温热能的回收,以供气体分馏和产品精制两装置使用(见图 2),不足热能由换热器 E1602A、B 通过 1.0MPa 蒸汽来加热提供。生产中加热蒸汽消耗量大,热水泵 P1601 扬程偏小、流量低,从而使得处于框架 4 层平台上的 6 台顶循环油-热水换热器 E1204A~F 和 6 台反应油气-热水换热器 E1201A~F 中热水流速低,影响取热;而且原顶循环油换热器的换热面积偏小,取热受到限制,只能靠加大催化分馏塔冷回量来降低顶温,这不但浪费了低温热,而且增大了后续循环水冷却系统的能耗。经核算,将 P1601 由原来的 650t/h 更换为 800t/h 以上,并增大其扬程,同时将 E1204A~F 的换热面积增加 50%。

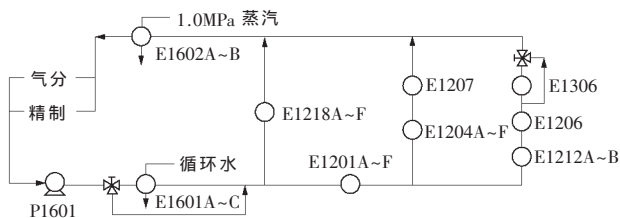


图 2 低温热回收站流程

低温热回收流程中的 E1207 是分馏塔一中油与汽油稳定塔底重沸器换热后再加热热水的换热器,该股油流量达 420t/h,温位比顶循环油高,是优于顶循环油的热源。生产中采取减少分馏塔二中油的发汽量使塔内热量上移,在保证稳定塔正常操作的情况下,增大 E1207 与热水的换热量。E1306 是稳定汽油与稳定塔进料换热后再与热水换热的换热器,稳定汽油量、温度分别为 120t/h 和 120℃左右,

其热容量大,生产中在保证稳定汽油后部取热的前提下,通过三通调节阀尽量增大热水取热。

热水系统经以上改造和调优后,分馏塔顶冷回流由原来的 26t/h 降到基本不投用,热水站供出热水温度达到 107℃,比原来提高了 5℃以上,E1602 每小时减少 1.0MPa 加热蒸汽 5t 左右。

3.9 酸性水回收利用改造

炼油联合装置的常压,尤其是催化裂化装置因生产需要,过程中要注入大量蒸汽,它与过程中生成的 H₂S 和 NH₃ 进入产品物流中,这些产品物流经过冷凝脱水或水洗处理,即产生含硫、含氮、含油和酚等的酸性水。这些水经酸性水汽提塔除去 H₂S 和 NH₃ 后,有约 16t/h 作为常压蒸馏过程中的电脱盐注水,而这需要酸性水汽提系统中的塔和换热器能够长期运行。但实际生产中,该系统的塔和换热器因结垢经常堵塞而导致水直排。分析垢物的主要成分是大分子有机油垢、FeS、铵盐及少量的 Ca、Mg、Zn 的碳酸盐。针对于此,采取了如下技改措施:

① 在酸性水进塔前增加内设 W 型波纹板聚结器、粗粒和精细化聚合滤芯元件,以及利用油水不同电导率和密度差而制作的油位自动监测排油的油水分离器,实现在线动态脱油;

② 在换热器入口安装 GCH100-1.6-XB 型高频高能水处理器,在高频高能电磁场的作用下,实现除垢、防垢、杀菌、灭藻等功能,起到了减缓结垢的作用;

③ 采用以表面活性剂、丙二烯二胺(丙二烯胺)和柠檬酸、EDTA 为主要配方的清洗剂,对塔和换热器进行定期在线化学清洗,保证系统正常运行。

从生产运行过程来看,油水分离器的除油率都稳定在 57% 以上,每天回收轻油 3t 左右,装置运行 3 年为一个周期,中间仅清洗 2 次左右,确保了每年净化水回用 12×10⁴t 以上。

3.10 循环水系统节水减排改造

循环水系统的消耗主要包括水在塔内冷却过程中的蒸发和水经旁滤器净化时的排放。联合装置的重油催化装置气体产率高,需要消耗大量的循环水,装置扩能改造后循环水消耗增大了 20%,加上设备运行时间长,换热效果变差,表现为循环水回水温度偏高,影响装置操作。生产上通过补充大量新鲜水、全开风机和加大排水来保证冷却水温度,

造成水大量消耗。凉水塔系统改进措施如下:

① 在充分利用原冷却塔框架结构的基础上,拆除原有冷却塔的收水器系统、配水系统和填料,代之以三溅式低压防松喷头喷淋、超低飘水损失的 SJ 型高效低阻加筋弧形收水器,并采用粘接安装的 PVC 梯形波薄膜高效填料对塔内件进行改造;

② 采用高效纤维滤料型过滤器取代原易泄漏的核桃壳滤料型旁滤器;

③ 采用杀生能力强、剩余剂量药性持续时间长和 pH 值适用范围广的二氧化氯替代液氯。

改造后,循环水系统塔处理能力由 9000m³/h 提高到 12000m³/h,能力扩大 33%,消除了通过加大补水和排水降低水温的调节措施;凉水塔周围空气中的飘水量较过去明显减少,降低了飘水损失;循环水浓缩倍数达到 5 左右。循环水系统改造前后的技术指标见表 3,新鲜水补水量由 9×10⁴t/月降至 6.5×10⁴t/月,年节水 30×10⁴t。

表 3 循环水系统改进前后技术指标对比

项 目	改进前	改进后	指 标
水冷器物料泄漏频次	40	13	
浊度/(mg·L ⁻¹)	18	5	
水质合格率,%	89	97	≥95
腐蚀速率/(mm·a ⁻¹)	0.231	0.079	≤0.100
黏附速率/[mg·(cm ² ·月) ⁻¹]	27.86	13.46	≤20
浓缩倍数	2.42	5	≥2.5

对于循环水系统和联合装置内的其他排放污水,采用“三法净水”一体化设备净化回收,作为循环水场的补水。该技术由电絮凝反应池、斜板沉淀池和双介质过滤池组成。污水中的 OH⁻和烃类在反应池内与极板经加电后电解析出的 Fe³⁺或 Al³⁺结合,生成 Fe(OH)₃或 Al(OH)₃以及其他高活性吸附基团的单核、多核羟基配合物和聚合物等,其吸附架桥并网捕卷扫吸附水中的胶体颗粒、悬浮物、高分子有机物等杂质共同沉降。阳极板表面反应生成的自由基状态[O]能强氧化分解水中部分溶解性有机物,在电极板离解水产生大量微小 H₂和 O₂气泡的高效气浮作用下送至水表面挥发,实现协同絮凝,进一步降低水中的 COD 含量。在沉淀池和过滤池的作用下,水中的悬浮物、胶体、重金属离子和总磷等被有效去除,保证了出水中的 COD、浊度、悬浮物等达标。污水处理前后的水质数据见表 4,回收利用污水达 47t/h,年节水 37.6×10⁴t。

表 4 污水处理回收水质数据

项 目	原水水质	出水水质
pH 值	8~10	9.0
浊度/NTU	40~200	2.2
总碱度/(mg·L ⁻¹)	260~350	267.5
总硬度/(mg·L ⁻¹)	300~400	138.95
钙离子/(mg·L ⁻¹)	240~360	41.2
铁离子/(mg·L ⁻¹)	0.3~1.5	0.19
总磷/(mg·L ⁻¹)	5~9.5	0.837
油/(mg·L ⁻¹)	0.5~24	0.587

3.11 蒸汽冷凝水回收利用改造

蒸汽冷凝后形成的凝结水温度接近饱和温度,水质洁净,回收到锅炉有效利用,有助于降低锅炉燃料消耗、锅炉补水及污水处理等成本,是最好的路径之一。炼油联合装置余热锅炉系统需消耗除盐水近 100t/h,而联合装置及 MTBE 和苯乙烯装置的重沸器和伴热部分产生的凝结水总量达 82t/h,因缺乏回收设施,实际只能回收利用 42t/h 左右。且其中的 27t/h 在 120℃以上,与其他低温凝结水混合并入锅炉给水系统时经常产生水击,因而不得不将部分低温凝结水排地或改为它用,造成排污和浪费。

对此,新建了一套 100t/h 凝结水回收装置,先闭式回收余热再经除油除铁后作为余热锅炉给水。高温凝结水分别与热水和锅炉给水换热后,再与低温凝结水一并进入凝结水罐,经泵升压后送至由预过滤器(由活性炭组成)和精密过滤器(由致密纤维滤层组成)组成的除油、除铁装置,前者预脱除凝结水中的大量油和铁等,后者精脱除油和铁。同时在凝结水进设备前设置一台水质在线分析仪,以监控来水指标。装置投产运行后,凝结水中的油含量控制在 1.0mg/L 以内,铁含量控制在 0.05mg/L 以内,整体水质达到中压余热锅炉给水要求,82t/h 凝结水全部回收,年节约除盐水 34×10⁴t 以上。

经过以上各项优化改造后,炼油联合装置运行平稳,各项能耗技术指标对比见表 5。而且吨原油取水由改造前的 0.72t/t 降为改造后的 0.61t/t,吨原油排水由改造前的 0.64t/t 降为改造后的 0.30t/t。

表 5 装置能耗指标对比 kg 标油/t 原油

项 目	改造前平均值	改造后平均值
新鲜水	2.52	1.98
循环水	1.86	1.35
除盐水	0.75	0.59

续表 5

项目	改造前平均值	改造后平均值
电	8.06	6.35
蒸汽	-2.54	-8.04
燃料	8.11	6.56
烧焦	53.41	52.95
总能耗	72.20	61.74

4 结语

针对炼油联合装置的核心装置——105×10⁴t/a MIP-CGP 重油催化高气体收率和大注汽量的工艺特点,从催化生焦理论入手,进一步分析了装置随进料密度、残炭和重金属含量的增加,重油催化装置的能耗越显著,联合装置的用能优化越复杂。通过对烟气余热回收系统、蒸汽能量梯级利用、高低温位热能回收、加热炉燃料系统和循环水、酸性水及凝结水系统的用能分析及优化改造,充分综合利

用了各类能源,减少了装置对水的消耗,使得炼油联合装置能耗由改造前的 72.20kg 标油/t 原油降为改造后的 61.74kg 标油/t 原油,吨原油取水由改造前的 0.72t/t 降为改造后的 0.61t/t,吨原油排水由改造前的 0.64t/t 降为改造后的 0.30t/t,节能减排的经济和社会效益显著。

参考文献:

- [1] 毛安国,龙军.国内外重油催化裂化装置的原料特点和操作理念浅析[J].石油炼制与化工,2004,35(8):11-16.
- [2] 王斌,田辉平,唐立文.系列新型重油催化裂化催化剂的工业开发与应用[J].石油炼制与化工,2002,33(8):30-33.
- [3] 陈俊武,曹汉昌.催化裂化工艺与工程[M].北京:中国石化出版社,1995.

(编辑 谢守国)

Measures for Saving Energy and Reducing Emission for Integrated Oil Refining Units

Pan Luoqi

(SINOPEC Baling Company, Yueyang Hunan 414014)

[Abstract] The key component of Sinopec Baling Company's integrated refining unit is a 105×10⁴t/a MIP-CGP unit and other supporting utility facilities include product refining units, gas separators, circulating water system and air compressor stations. The unit directly uses the residual oil from a 200×10⁴t/a atmospheric distillation unit as feedstock and has high yields of high-octane gasoline products and gaseous olefin. Having regard to RFCCUs' characteristics of high gas yields and high steam injection volumes, technicians analyzed the correlation between the increases in feed density and contents of residual carbon and heavy metals, the rise in energy consumption of RFCCUs and the higher complexity of energy efficiency enhancement for integrated units. By analyzing and optimizing the energy consumption of the heat removing system of regenerators, the flue gas waste heat recovering system, the steam power cascade utilization system, the flue gas turbine system, the air supply system, the heater burner system, the high/low temperature heat recovering system and the circulating water, acidic water and condensate water systems, they made the best use of all types of energy sources available and reduced the unit's water use. As a result, the energy consumption of the integrated refining unit dropped to 61.74kg of oil equivalent per ton of crude oil processed from 72.20kg of oil equivalent, the water use per ton of crude oil processed fell to 0.61t/t from 0.72t/t and the amount of water discharged in processing one ton of crude oil dropped to 0.30t/t from 0.64t/t.

[Keywords] MIP-CGP; energy consumption; gas yield; steam injection volume; waste heat recovery; cascade energy utilization; circulating water