

优化蜡油供料流程提高能源利用率

张 兵*

(中国石油天然气股份有限公司大庆石化分公司,黑龙江 大庆 163711)

摘要:介绍了炼油企业上下游装置供料不合理的情况和对策。工业实施表明,通过上游装置的蜡油直供催化裂化装置、取消边远罐区功能、增加冷蜡油补充泵出口调节阀和自动回流控制调节阀等对策,能够减少中间环节能源消耗,改善催化裂化装置运行的经济技术指标,达到了增加经济效益和提高能源利用率的双重目的。

关键词:蜡油;催化裂化;常减压;热供料;能源利用率

中图分类号:TE624

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2016)09-0169-02

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2016.09.041

Optimization of the wax oil feeding process to improve the utilization of energy

ZHANG Bing*

(Petro China Daqing Petrochemical Company, Daqing 163711, China)

Abstract: The unreasonable problems of feeding device in upstream and downstream of oil refining enterprises, and their countermeasures are introduced. The results of industrial implementation show that the energy consumption in the intermediate link can be reduced, at the same time, the economic and technical indexes for catalytic cracking unit can be increased, through directly supplying wax oil for catalytic cracking unit in upstream enterprises, canceling the function of remote tank, adding outlet control valves of cold wax oil supplying pump and regulating the valves of automatic reflux. These operations can achieve the goal of increasing economic benefit and improving energy efficiency.

Key words: wax oil; FCC; atmospheric and vacuum; hot feeding; energy utilization

在能源危机日益严重的形势下,节能降耗、综合利用已经成为炼化企业的工作重点。我国炼油企业的节能工作近些年来依旧保持较快的发展速度,中国石油某分公司的炼油能耗从2005年的3 810 MJ/t降低到2010年的2 796 MJ/t,其中B套常减压装置能耗从457 MJ/t降低到426 MJ/t, B套催化裂化装置能耗则从2 344 MJ/t降低到1 882 MJ/t。炼油企业已经逐步纠偏传统观点,不仅抓好单套装置的节能,还在大系统内进行能量综合优化^[1]。但有些炼油企业,尤其是成立时间早的老企业依旧存在着很多互供料流程不合理,能源利用率低的问题^[2]。本文中提出提高炼油中间物料温度,优化上下游装置供料流程,通过提高炼油企业能源利用率,实现节能降耗提高企业效益。

1 运行情况

中国石油大庆石化公司2套催化裂化装置设计加工原料为大庆原油的减压蜡油和减压渣油,催化裂化装置的蜡油原料80%是由2套常减压装置减四线和减五线供给的。原料供给上,2套常减压装置的优质蜡油主要是先满足润滑油装置和加氢裂化装置,多余的物料再供给2套催化裂化装置,2套催化裂化装置距离较远,只能分别由2个罐区供料,在原料组成调配上难度进一步加大。

1.1 蜡油原料供给流程不合理

常减压装置生产的蜡油进入出装置冷却器前的温度一般在150℃左右,为了保证进罐区安全(不发生突沸)要通过循环水冷却器降至60~80℃进入罐区,罐区再用蒸汽加热保持蜡油温度在80℃左右,各种蜡油在储罐内混合、沉降脱水后送至下游装置,2套催化裂化装置再将蜡油原料和渣油原料按比例混合后换热升温至220℃进行加工。这种供料流程造成能源浪费。

1.2 原料组成调配难度大

A套催化裂化装置由39罐区负责供料, B套催化裂化装置由45罐区负责供料,2个罐区相距1.2 km,在原料组成调配上往往是忽轻忽重,为调整2个罐区的物料平衡,经常频繁地改入改出各种油品和罐区间转油。油品组成的变化直接影响下游催化裂化装置的生产,不利于高附加值产品的收率增加和装置节能。

1.3 原料罐区和管网布局分散

目前蜡油原料系统罐区和管网分布零散,比如负责A套催化裂化装置供料的39罐区位于厂区边缘,不利于节能,由于不集约造成各种跨线多、改线随意性大,也不便于学习和管理。1960年建设的87泵房作为各蜡油罐区间转油的枢纽,大部分地下管线出现腐蚀现象,在用管线与废弃管线交织在一起,影响供料流程改造的设备安装和功能实现。

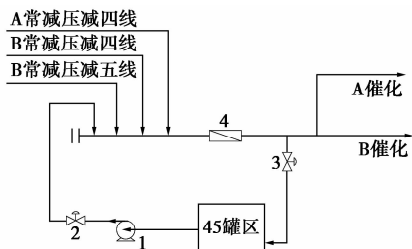
2 对策实施

2.1 上游装置蜡油直供催化裂化装置

2套常减压装置的减四减五线油、焦化装置的轻蜡油改为热蜡油,即停用各冷却器来提高蜡油出装置温度。原有的蜡油管网形成冷热2个系统,上游装置输出热蜡油时走热油管网;流量和组成不稳定,可能含水或者只能出冷料的油品走冷油管网进入45罐区。

2.2 冷热蜡油的调配方式

管网改造后,45罐区仍作为催化裂化装置蜡油原料罐区,负责接收冷油管网来的油品,冷蜡油在储罐内混合、沉降脱水后经过87泵房新安装的2台离心泵提压送出,在阀组后的混合器内与热油管网来的热蜡油均匀混合后直接供给2套催化裂化装置,见图1。由于A套催化裂化装置距45罐区较远无法实现自抽,通过提高混合后的管网压力来保证2套催化裂化装置都能收到足够的蜡油原料,同时取消厂区边缘39罐区的功能。



1—87泵房冷蜡油补充泵;2—补充泵出口调节阀;
3—自动回流调节阀;4—混合器

图1 蜡油直供工艺流程图

管网压力增高使得部分品种的蜡油不能正常送入管网,本系统通过自动调节控制87泵房冷蜡油补充泵出口流量来保持管网压力稳定。当催化裂化装置接收蜡油量大于系统供给量时管网压力降低,冷蜡油补充泵出口调节阀自动开大增加罐区补入管网蜡油流量;反之亦然。

2.3 供料流程优化后的安全措施

根据生产实际经验,生产装置在发生突发事件时经常紧急切断进料停工。上游常减压等装置停工只是造成管网中的蜡油来量骤减,87泵房的冷蜡油泵尚可自动补充流量,但下游催化裂化装置突然停工就可能造成热蜡油过剩而影响上游装置,因此本系统增加了自动回流控制调节阀来保证热蜡油过剩、管网超压时多余蜡油返回45罐区。如果储罐升温较快,可以投用常减压等装置的蜡油出装置冷却器,保证罐区安全生产。

另外,由于2套催化裂化装置很少同时停工检修,这就意味着本系统也没有停工检修的机会。因此2套调节阀(冷蜡油补充泵出口调节阀和自动回流控制调节阀)必要时可互为备用,即出口调节阀损坏时打开副线通过回流量来稳定管网压力,回流调节阀损坏时打开副线通过增加泵出口流量来稳定管网压力。

3 实施效果

先后将常减压装置的减四减五线油和催化裂化装置的蜡油原料投入热供料系统中,运行状况良好。管网压力实际在0.24~0.26 MPa变化,完全满足催化裂化装置的供料需求,常减压装置减四减五线油也没有憋量现象。

3.1 催化裂化装置

2套催化裂化装置实现蜡油原料热进料后,蜡油进装置温度由75℃左右上升到95℃。A套催化裂化装置因此多出的热量全部转化为V703产3.6 MPa蒸汽,产汽量由3.93 t/h上升到8.15 t/h左右,增加了4.22 t/h(见表1);B套催化裂化装置多余热量全部转化为相邻气分装置热联合热源(未计入能耗)。

表1 A套催化裂化装置标定数据表

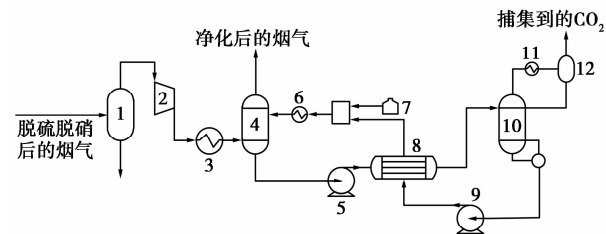
项目	改造前	改造后
处理量/(t·h ⁻¹)	116.5	124.7
掺渣比/%	45.3	45.7
总液收(汽油+柴油+液化气)/%	83.1	84.1
进装置蜡油温度/℃	75	95
催化混合原料密度/(kg·m ⁻³)	894.7	890.5
生焦量/%	7.9	7.7
装置能耗(不含外供热)/(MJ·t ⁻¹)	2470	2114
V703产3.6MPa蒸汽量/(t·h ⁻¹)	3.93	8.15

A套催化裂化装置改造后生焦量较改造前减少了0.2%,总液收提高了1%,装置能耗下降了356 MJ/t;B套催化裂化装置改造后生焦量较改造前下降了1%,总液收提高了1.6%,装置能耗下降了32 MJ/t(见表2)。

表2 B套催化裂化装置标定数据表

项目	改造前	改造后
处理量/(t·h ⁻¹)	175.2	175.8
掺渣比/%	60.0	60.9
总液收(汽油+柴油+液化气)/%	83.2	84.8
进装置蜡油温度/℃	75	95
催化混合原料密度/(kg·m ⁻³)	906.7	904.2
生焦量/%	8.7	7.7
装置能耗(不含外供热)/(MJ·t ⁻¹)	2368	2336

因此,MEA 富液在再生塔中吸热即可释放 CO₂;CO₂ 气体经过压缩处理后被收集起来;MEA 富液释放 CO₂ 后重新变为贫液,再次进入吸收塔,完成 1 个碳捕集循环过程。



1—烟气分离器;2—压缩机;3—烟气冷却器;4—吸收塔;
5—富液泵;6—贫液冷却器;7—储胺罐;8—贫富液热交换器;
9—贫液泵;10—再生塔;11—再生气冷却器;12—再生气分离器

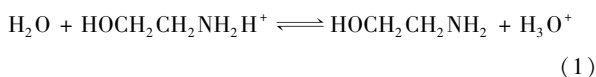
图 1 碳捕集系统工艺流程

本文中以国产 600 MW 超临界机组锅炉烟气为研究对象,锅炉烟气主要成分为 N₂、CO₂、O₂、H₂O、NO_x、SO₂、飞灰等。经电除尘和脱硫脱硝后的烟气参数如表 1 所示。

表 1 脱硫脱硝后的烟气参数

参数	温度/ ℃	压力/ MPa	H ₂ O 质量 分数/%	CO ₂ 质量 分数/%	N ₂ 质量 分数/%	O ₂ 质量 分数/%	烟气流量/ (t·h ⁻¹)
数值	62	0.121	5.2	13.8	75.9	5.1	2430

碳捕集工艺涉及到的 MEA 吸收 CO₂ 的化学反应方程式共有 7 个,分别如式(1)~式(7)。

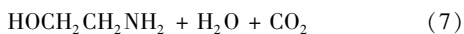
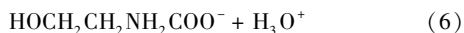
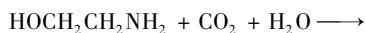
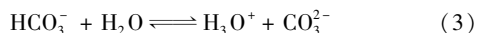


(上接第 170 页)

催化裂化装置总液收增加,烧焦量减少明显,原料组成稳定。分析认为是改造前蜡油进罐混合时轻组分易集聚在上部,而进出管线都在底部,当液位变化或罐区间转油时容易造成蜡油组成变化,从而造成下游催化裂化装置频繁调整操作,不利于平稳生产和节能降耗。直供料混合时占主要成分的减四减五线油始终在管网内,其他组分为辅助整体影响不大,原料组成平稳。

3.2 常减压装置

热供料系统投用后,A 套常减压装置将减四线油冷却器的循环水停用,出装置温度由 75℃ 上升到 167℃;B 套常减压装置将减四线和减五线油冷却器的循环水停用,减四线油出装置温度由 87℃ 上升到 145℃,减五线出装置温度由 76℃ 上升到 98℃。



式(1)~式(3)涉及的化学反应为平衡反应,式(4)~式(7)涉及的化学反应为动力学反应。

2 再生能耗计算模型

富液所需再生热量:

$$Q_{\text{str}} = Q_s + Q_r + Q_{\text{strg}} \quad (8)$$

式中, Q_{str} 为再生总能耗,kJ/h; Q_s 为富液的升温显热,kJ/h; Q_r 为释放 CO₂ 所需的化学反应热,kJ/h; Q_{strg} 为再生气携带热量,kJ/h。

富液的升温显热:

$$Q_s = K(X_{\text{CO}_2}\eta/\Delta\alpha_{\text{CO}_2}^R) \times (M_a/\Phi) \times C_p\Delta T \quad (9)$$

式中, C_p 为 MEA 的定压比热容,kJ/(kg·K); ΔT 为再生塔底温度与入口工质温度差值,K; K 为 MEA 溶液的循环倍率; X_{CO_2} 为脱硫脱硝后烟气中 CO₂ 的摩尔流量,mol/h; η 为碳捕集率,%; M_a 为吸收液中 MEA 的摩尔质量,kg/mol; Φ 为吸收液中 MEA 质量分数,%; $\Delta\alpha_{\text{CO}_2}^R$ 为吸收液中的 CO₂ 负荷。

MEA 混合溶液定压比热容:

$$C_p = c_{\text{MEA}} \times \varphi + c_w \times (1 - \varphi) \quad (10)$$

式中, c_{MEA} 为 MEA 比热容,kJ/(kg·K); c_w 为液态水的比热容,kJ/(kg·K)。

释放 CO₂ 所需的化学反应热:

2 套常减压装置因此节约循环冷水 80 t/h。

4 结论

对策实施后,催化裂化装置的蜡油原料由常规的罐区输送,改为热料直供,减少中间环节能源消耗,节能节水;同时,2 套催化裂化装置蜡油原料组成的稳定性大幅提升,进而改善了装置运行的经济技术指标。达到了增加经济效益和提高能源利用率的双重目的。

参考文献

[1] 华贲. 中国炼油企业节能降耗——从装置到全局能量系统优化[J]. 石油学报:石油加工,2009,25(4):463-471.
[2] 费德亮. 炼油厂蜡油系统的运行及节能优化[J]. 石油炼制与化工,2011,42(5):85-88. ■