

# 碳减排环境下催化装置进料热量优化的生产工艺研究

林东浩\*

(中化环境科技工程有限公司, 辽宁 沈阳 110000)

**摘要:**通过对催化装置热进料的生产工艺改造,解决了炼厂催化装置、常减压装置和焦化装置间重复用能的问题,节约了大量的循环水,并且增加了 3.5 MPa 蒸汽的发汽量,在节能降耗的同时,减少了电厂的碳排放量以及对环境的污染,为企业带来良好的经济效益。

**关键词:**催化裂化;节能降耗;热进料;碳减排

中图分类号:0817

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2022)11-0226-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2022.11.042

## Research on optimization of feeding heat for production process of catalytic unit under carbon emission reduction situation

LIN Dong-hao\*

(Sinochem Environmental Technology Engineering Co., Ltd., Shenyang 110000, China)

**Abstract:**Through renovating the production process of the hot feed in the catalytic unit, the problem of repeated energy consumption among the catalytic unit, the atmospheric and vacuum units, and the coking unit in a certain refinery is solved, which can also save a large amount of cooling water and increase the generation amount of 3.5 MPa steam. While saving energy and reducing consumption, it helps the power plant to reduce carbon emissions and pollution to the environment, and brings about good economic benefits to the enterprise.

**Key words:** catalytic cracking; energy saving and consumption reduction; hot feed; carbon emission reduction

能源是国民经济的基础,节能在能源供需平衡过程中起着重要作用,因此节能减排已经成为我国一项重要和长期的能源政策。

随着碳排放要求的日益严格,炼油企业系统节能优化改造显得至关重要和迫切。催化裂化装置和常减压蒸馏装置是炼厂的主要耗能大户,催化裂化过程能量优化包括回收余热、热进料、减少生焦量、利用再生烟气能量、优化换热流程等;而常减压蒸馏过程能量优化包括优化换热流程、控制过气率、减少加热能耗、干式减压蒸馏、热量联合等。装置间的热量联合、催化裂化装置的热进料是其中的一项重要内容<sup>[1-3]</sup>。

某套催化装置的原料来自于常减压和焦化装置,在物料出两套装置时都要冷却到 80℃,而进入下游催化装置又都需要重新加热到约 200℃,上下游装置存在物料的用能浪费现象,浪费了大量的能源。本研究旨在解决此部分浪费的能源,达到节能减排的目的<sup>[4]</sup>。

## 1 原有流程描述

1 套催化装置共有 3 股原料。工艺流程示意图见图 1,原料温度变化见表 1。

第一股原料:蒸馏减压蜡油从 103℃ 经水箱冷却到 80℃ 出装置,通过调节阀控制流量进入催化中间罐区的直馏蜡油罐。

第二股原料:焦化蜡油从 160℃ 通过空冷器冷却到 90℃,再经循环水冷却到 80℃ 出焦化装置,通过调节阀控制流量进入催化中间罐区的焦化蜡油罐。

第三股原料:蒸馏渣油从 145℃ 经低温热水冷却到 80℃ 出装置,通过调节阀控制流量进入催化中间罐区的渣油罐。

3 股原料进入催化原料罐中进行调和,之后进入三催装置的缓冲罐。其中 95% 原料与分馏部分的 184℃ 汽提柴油换热,5% 原料与 340℃ 的产品油浆换热,二合一后再与 340℃ 的循环油浆换热至

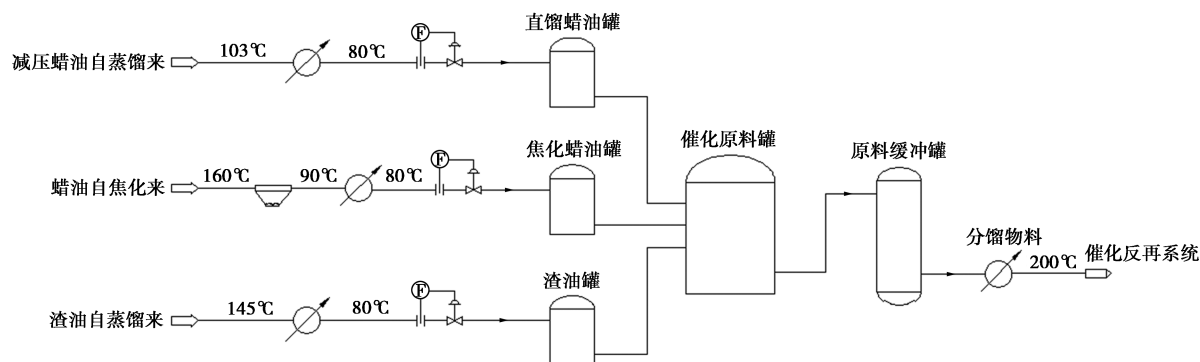


图 1 催化装置原有进料工艺流程示意图

表 1 催化装置的原料温度变化 °C

催化装置原料	上游装置冷却温变	进入催化反再系统需要的温度
蒸馏减压蜡油	103→80	
焦化蜡油	160→80	80→200
蒸馏渣油	145→80	

表 2 催化装置用来加热的物料温度变化 °C

加热物料	温变变化
分馏塔底柴油	184→136
循环油浆	340→315
产品油浆	340→150

200°C 进入反再系统。工艺流程示意图见图 2, 各物料温度变化见表 2。

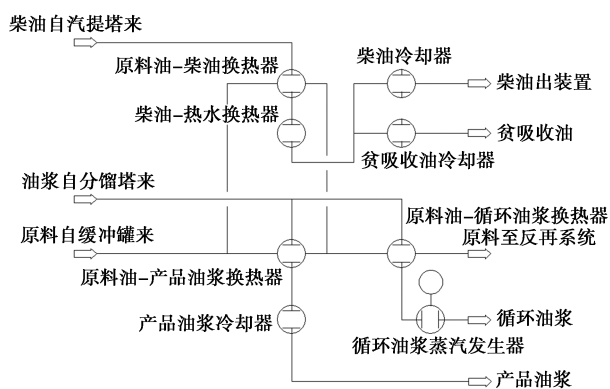


图 2 催化装置原有进料换热部分工艺流程示意图

## 2 工艺改造方案

### 2.1 方案优选

为了有效地解决原有催化装置冷进料的用能浪费问题, 同时在保证装置改动尽量小的情况下, 经过研究对比, 确定了以下 2 种工艺改造方案。

工艺改造方案一: 上游热原料进入催化中间罐区。

催化原料从上游装置出来, 在进入冷却换热设备前, 通过副线进入催化中间罐区的新建催化热原料罐, 经过混合后热原料进入催化装置的原料缓冲罐。工艺流程示意图见图 3。

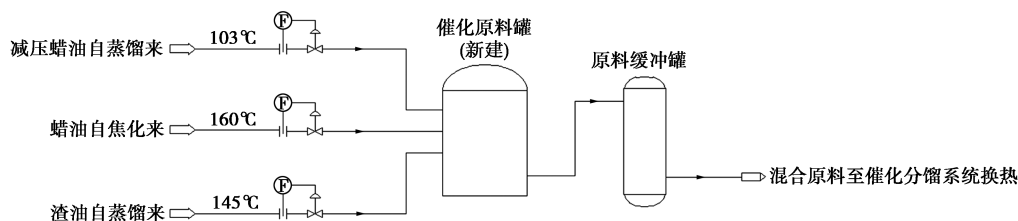


图 3 催化装置热进料改造工艺流程示意图(方案一)

工艺改造方案二: 上游热原料不经过中间罐区。

催化原料从上游装置出来, 在进入冷却换热设备前, 通过副线或者新增管线进入催化装置的混合器, 经过混合器混合的热原料进入装置的原料缓冲

罐。工艺流程示意图见图 4。

根据表 3 的方案对比, 以及炼厂可以接受的改造工程量 and 实施周期, 本研究选择方案一, 并且催化装置保持原有的进料加热流程不变<sup>[5-8]</sup>。

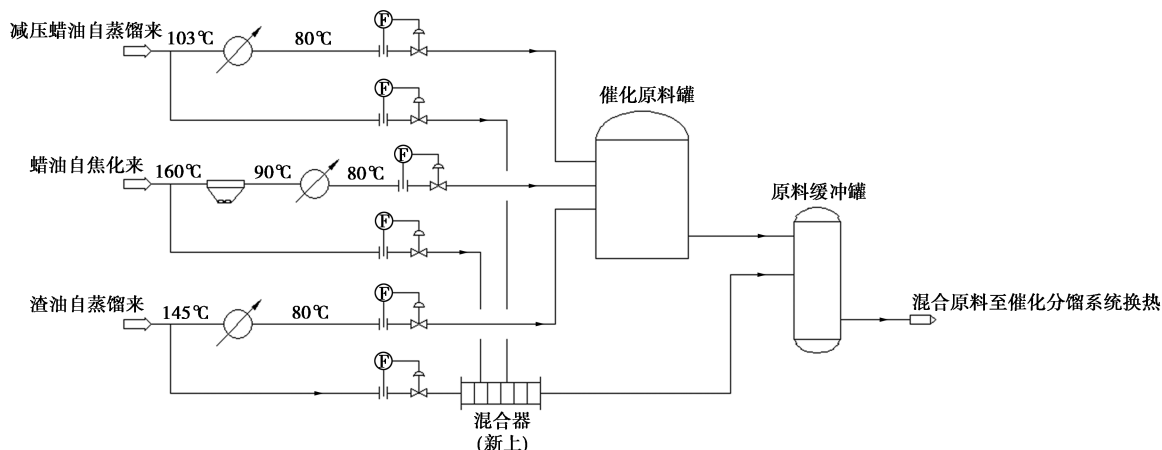


图 4 催化装置热进料改造工艺流程示意图(方案二)

表 3 工艺改造技术方案对比

项目	方案一	方案二	结论
对中间罐区流程调整	1.在原流程上增加副线;2.从流程上删去了直馏蜡油罐、焦化蜡油罐和渣油罐	1.在原流程上增加副线;2.从流程上删去了直馏蜡油罐、焦化蜡油罐和渣油罐; 3.新上混合器;4.新增 3 路控制阀门	选方案一
上游装置出料	3 种原料都热出料	3 种原料都热出料	2 种方案均可
上游装置波动对催化装置的影响	上游出料通过管线输送至催化装置的中间罐区,再为装置进行供料,故本方案上游装置波动对催化装置的影响较小	蒸馏装置和焦化装置来的原料直接进入催化装置,上游的波动对催化装置有一定的影响	选方案一
新增上下游装置输送管线	不需要新增管线	新增 DN250 管线 500 m	选方案一
上游装置异常时催化装置进料	由于有中间热罐,上游装置的蜡油和渣油实现全部热出料,催化装置实现全部热进料	由于没有中间热罐,上游装置只能采取全部冷出料	选方案一
改造中间罐区的原料储罐	由于催化装置原料罐区的储罐设计温度均为 90℃,且为普通碳钢材质。原料温度提高后,这些罐不能符合要求,需要新建热罐	由于热原料不经过中间罐区,不需要新建热罐	选方案二

## 2.2 原有进料加热热源的利用

原有进料加热热源包括从汽提塔底出来的 184℃ 柴油、分馏塔底出来的 340℃ 产品油浆和循环油浆 3 部分。由于进入催化装置的原料温度提高,用以加热的 3 种热介质换热后温度均将有提高。

### (1) 汽提塔底柴油

由于原料量为 200 t/h,柴油量为 140 t/h,原流程柴油换热后为 136℃,而原料温度提高后,柴油温度虽然有所提高但提高有限,所以没有利用价值,但后续循环水量将有增加,此部分流程暂不变动。

### (2) 产品油浆

原料油进料改为热进料后,此部分热源有部分节余,后续冷却负荷需要增加,有以下 2 种方案。

方案一:保持原流程,产品油浆冷却器的原冷却介质(循环水)增加用量。

方案二:保持原流程,产品油浆冷却器的冷却介质改为选用低温热水。

根据表 4 中 2 种方案优缺点的对比,选择方案二可以有效利用低温热,降低能耗,减少投资。

表 4 2 种冷却换热物料方案对比表

方案一	
优点	缺点
利用原有换热流程上的循环水,管线改动小	进料温度提高,导致循环水量增大
	换热器易结垢,随循环水量增大,需更换换热器

续表

方案二	
优点	缺点
减少循环水量,利用低温热,降低能耗	管线改动较大
换热器能满足负荷,不需要更换换热器	

### (3) 循环油浆

采用热原料后,工艺要求保证原料进入反应-再生系统的温度不变,用于加热原料的循环油浆仍有可以利用的节余高温热源。

方案一:将此高温热源用来发生蒸汽。

方案二:将此热源与常减压蒸馏热联合提高原油换热终温。

2 种生产方案对比如表 5。

表 5 2 种生产方案对比表

方案一	
优点	缺点
在原有换热流程上多产蒸汽,不需改动,操作简便可行,投资小	需核算原有换热器是否能满足生产要求
方案二	
优点	缺点
实现装置间热联合,降低能耗	需对换热流程重新优化,设计和施工难度大;生产和检修周期长;改动换热流程投资大

根据表 5 中 2 种方案的优缺点对比及实施时间的限制,并且对蒸汽发生换热器进行核算后,可满足生产使用要求,因此选用方案一<sup>[9-12]</sup>。

## 3 结论

本实施方案的提出,解决了炼厂催化装置、常减压装置和焦化装置间重复用能的问题,节约了大量

的循环水,并且增加了 3.5 MPa 蒸汽的发汽量,为企业带来良好的经济效益。

通过改造,催化装置采用热进料后,由于原料进料温度提高而进入反应-再生系统的温度控制不变,分馏系统多出的热量可以发生蒸汽。经过计算,采用热进料后比原采用冷进料多产 3.5 MPa 饱和蒸汽约 7.3 t/h,提高了 20% 以上。同时,采用热进料后,由于常减压蒸馏装置和焦化装置的出料,不需要冷却直接热出料,可以节约大量的循环水,约为 670 t/h。

本次多产的饱和蒸汽通过装置的余热锅炉过热后送入管网,可使电厂的锅炉节约 940 kg/h 燃油,减少了碳排放量以及对环境的污染。

## 参考文献

- [1] 夏清,贾绍义.化工原理(上册)[M].天津:天津大学出版社,2012:209-296.
- [2] 刘家明,王玉翠,蒋荣兴.石油炼制工程师手册(第 II 卷):炼油装置工艺与工程[M].北京:中国石化出版社,2017:36-277.
- [3] 侯祥麟.中国炼油技术[M].北京:中国石化出版社,2001:47-154.
- [4] 许日.大型重油催化裂化装置设计与优化分析探讨[J].现代化工,2020,40(9):209-213.
- [5] 潘志爽,肖寒,张爱萍,等.掺炼焦化蜡油对催化裂化反应性能的影响[J].石化技术与应用,2020,38(1):13-15.
- [6] 刘勇.催化裂化装置掺炼焦化蜡油的影响及优化[J].中外能源,2021,26(7):79-84.
- [7] 赵津.催化裂化装置节能改造及效果分析[J].石化技术,2015,22(2):20-21.
- [8] 闵正红,管建强,贺安新.催化裂化装置增产高附加值产品的生产优化[J].炼油与化工,2021,32(3):24-26.
- [9] 张干,郭青美.浅谈催化装置改造对全厂节能降耗的贡献[J].石油石化节能与减排,2013,3(6):8-13.
- [10] 梁栋,蔡冬珠,王琴,等.浅析催化裂化装置节能降耗的有效措施[J].石油石化节能,2018,8(12):47-49.
- [11] 王萌,李晓辉.热联合技术在炼化装置上的应用[J].石油石化绿色低碳,2018,3(2):18-23.
- [12] 冯兴钦.探究节能降耗技术在国内炼油化工企业中的应用[J].化工管理,2020,(1):131-132.■

《现代化工》欢迎广大作者踊跃投稿,投稿系统:<http://www.xdhg.com.cn>