

加氢裂化装置换热网络的节能改造

蔡 砚, 冯 霄

(西安交通大学化工系, 陕西 西安 710049)

摘要: 针对一套 20 世纪 80 年代引进的加氢裂化装置, 首先对其进行了夹点分析, 由于该装置仍然存在温度低于夹点温度的加热器, 特别是由于存在跨越夹点的传热, 该装置中占实际加热公用工程用量一半以上的用能是不合理的。针对这些用能不合理的环节, 对装置进行热集成, 并结合工程实际和经济性因素, 提出了 2 种换热网络优化改造方案, 并对换热器网络改动最小的方案进行了调优。

关键词: 夹点技术; 换热网络; 节能改造; 加氢裂化装置

中图分类号: TQ0834

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2006)S1-0289-06

Energy integration of hydrocracking equipment

CAI Yan, FENG Xiao

(Department of Chemical Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China)

Abstract: The heat exchanger network of hydrocracking equipment needs and consumes large amounts of energy. Evident energy saving effects could be achieved by heat integration. Pinch analysis on a set of imported hydrocracking equipment which was set in 1980s showed that because of improper heater and heat transfer across the pinch, more than half of the heat utility were under inappropriate use. In view of these improper matches and economic factors, two retrofit schemes were put forward and the exchanger network optimized with the least modification. Obvious energy saving and economic benefit would surely be obtained.

Key words: pinch technology; heat exchanger network; energy integration; hydrocracking equipment

加氢裂化过程是高压、强放热反应, 而最终的产品要冷却至常温, 因此, 装置换热网络的合理性直接影响到加氢裂化过程的能耗和经济性。夹点技术经过 20 多年的发展, 已经成为一项对过程用能状况进行分析、寻找系统用能“瓶颈”、进行用能优化综合、提出改善用能状况的有效途径和成熟策略。应用于换热网络的新设计时夹点技术已经较为完善, 而应用于已有装置的节能改造时, 尽管国内外已经做了许多研究, 但由于约束条件的增加, 至今仍未形成成

熟的理论方法^[1-2]。笔者应用夹点技术对某加氢裂化装置进行分析, 并在此基础上提出了切实可行的节能改造方案。

1 某加氢裂化装置的基础数据

某加氢裂化装置以直馏减压柴油(VOG)、轻柴油(LOG)和重柴油(HOG)的混合油为原料, 设计生产能力为 179.4 万 t/a。据该装置的流程和操作参数提取的物流数据如表 1 所示。

表 1 热物流数据

物流序号	物流名称	供应温度/℃	目标温度/℃	热负荷/kW	物流序号	物流名称	供应温度/℃	目标温度/℃	热负荷/kW
热物流					冷物流				
H1	一系列加氢生成油	418	148	63230	C1	一系列原料进料	60	393	32270
H2	再冷却一系列加氢生成油	137	43	22760	C2	一系列循环氢	43	393	30740
H3	二系列加氢生成油	393	148	44820	C3	二系列原料进料	60	385	21570
H4	再冷却二系列加氢生成油	137	43	15160	C4	二系列循环氢	43	385	16540
H5	脱戊烷塔顶回流	87	45	10770	C5	脱戊烷塔进料	43	174	30330
H6	分馏塔顶回流	77	64	21250	C6	脱戊烷塔釜再沸	195	248	12210
H7	重石脑油塔釜出料	153	50	1420	C7	脱戊烷塔釜经加热炉再沸	265	294	8690
H8	第二分馏塔上部航煤(1)	171	60	12450	C8	分馏塔塔釜再沸	255	295	13320
H9	第二分馏塔上部航煤(2)	60	45	310	C9	汽提塔塔釜再沸	147	156	2170
H10	第二分馏塔塔釜尾油产品	326	85	10550	C10	第二分馏塔塔底再沸	326	348	8360
H11	脱戊烷塔塔底向重石脑油汽提塔供热	225	195	2170					
H12	分馏塔中部回流	179	119	2330					

收稿日期: 2005-11-17; 修回日期: 2006-03-17

作者简介: 蔡砚(1978-), 女, 硕士生, 研究方向为化工过程系统集成研究, caiyan7812@yahoo.com.cn; 冯霄(1953-), 女, 教授, 博士生导师, 从事过程系统工程的研究, xfeng@mail.xjtu.edu.cn。

2 现行换热网络的分析

原换热网络中的最小温差为 8℃(如图 1 中所

示的换热器 6)。仍取夹点温差为 8℃,经计算,夹点出现在平均温度 259℃处(热物流 263℃,冷物流 255℃)。现行的换热网络如图 1 所示。

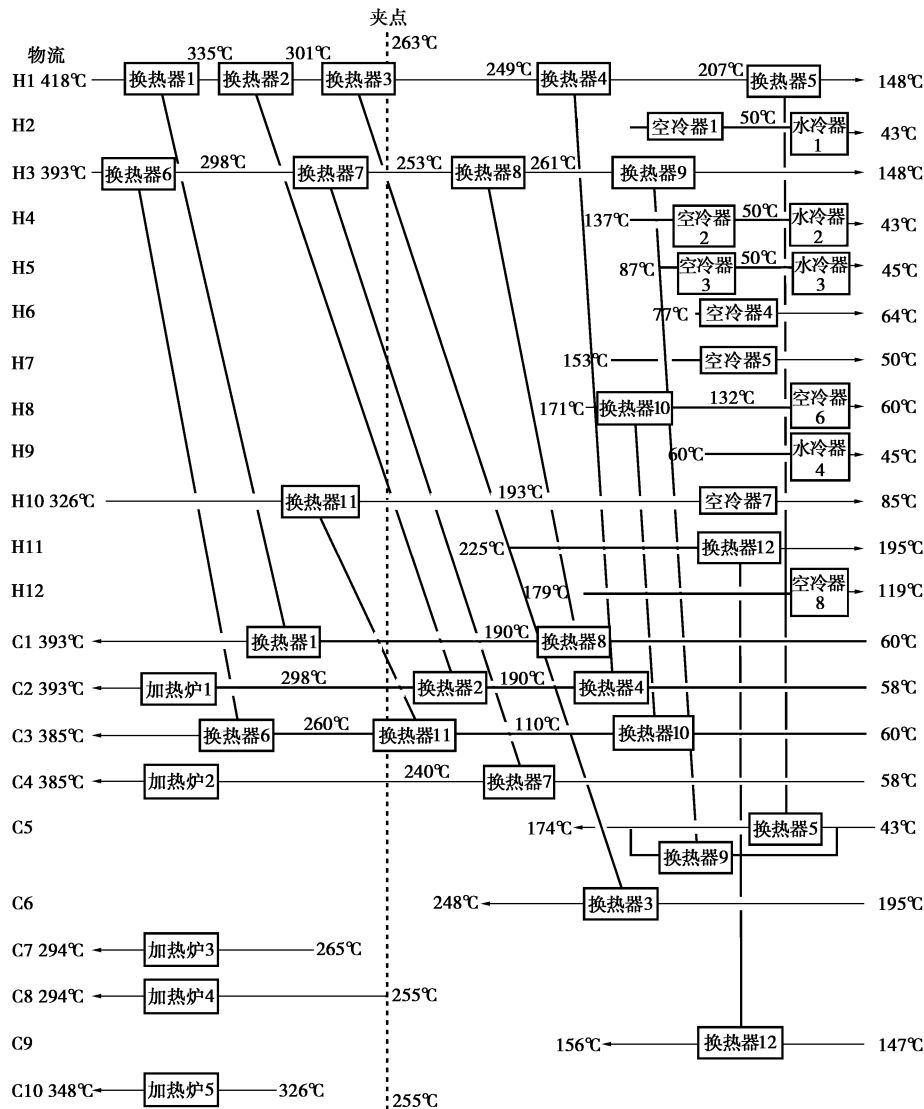


图 1 加氢裂化装置现行换热网络

对现行换热网络进行夹点分析,最小加热公用工程量为 21 147 kW/h,最小冷却公用工程量为 58 957 kW/h。实际换热网络中的加热公用工程量为 52 470 kW/h,冷却公用工程量为 90 280 kW/h,说明节能潜力为 31 323 kW/h,占实际加热公用工程量的 59.7%。

根据夹点分析三原则(即夹点之上不应有公用工程加热器、夹点之下不应有公用工程冷却器以及不应有跨越夹点的换热)分析现行换热网络。由此计算出现行换热网络存在以下不合理换热:①换热器 1 中的一系列原料(C1)从 190℃升至 393℃,其中 190℃至 255℃为跨越夹点换热,该不合理换热量为

6 371.9 kW/h;②换热器 2 中的一系列循环氢(C2)从 190℃升至 298℃,其中 190℃至 255℃为跨越夹点换热,该不合理换热量为 4 794.0 kW/h;③换热器 3 中的一系列加氢生成油(H1)从 301℃降至 249℃,其中 301℃至 263℃为跨越夹点换热,该不合理换热量为 8 922.8 kW/h;④换热器 7 中的二系列加氢生成油(H3)从 298℃降至 253℃,其中 298℃至 263℃为跨越夹点换热,该不合理换热量为 5 825.4 kW/h;⑤换热器 11 中的第二分馏塔尾油产品(H10)从 326℃降至 193℃,将二系列原料(C3)从 110℃加热到 260℃,其中跨越夹点换热 4 469.8 kW/h;⑥加热炉 2 中的二系列循环氢(C4)从 40℃升至 385℃,其中从 40℃

升至 255℃ 为夹点之下的加热公用工程为 936.2 kW/h。这些不合理换热合计 31 323 kW/h。

3 节能改造方案

对现行装置的改造不同于新设计,由于本装置大部分换热器在高压(16 MPa 左右)下运行,所以在尽可能大地回收热量的前提下更应充分考虑已有装置的结构,尽量少改动已有流程,以达到节能增效,同时降低改造费用的目的。

3.1 改动较小换热网络的方案

在该方案中,尽量利用加氢裂化生成油(H1、H3)加热原料(C1、C3)及循环氢(C2、C4),这样需要

将 H1、H2 分支,并增大换热器 2、5、6 和换热器 7 的热负荷(换热器 7 的热负荷增大较多,由原来的 7 490 kW/h 增加到 11 378 kW/h,其中用于夹点之上的热负荷为 2 952 kW/h,使生成油(H3)的温度由 393℃ 降到 278℃,同时循环氢(C4)由 255℃ 升到 302.3℃);换热器 3 与换热器 4 互换位置,以减小因冷热物流的换热温差过大而引起的能量浪费;新增换热器增 3 使尾油产品(H10)与分馏塔再沸液在夹点之上换热,减小了换热器 10 的热负荷;在夹点下新增换热器增 1 和增 2,分别减小了空气冷却器 1 和空气冷却器 6 的热负荷。这样所生成的初始换热网络如图 2 所示。

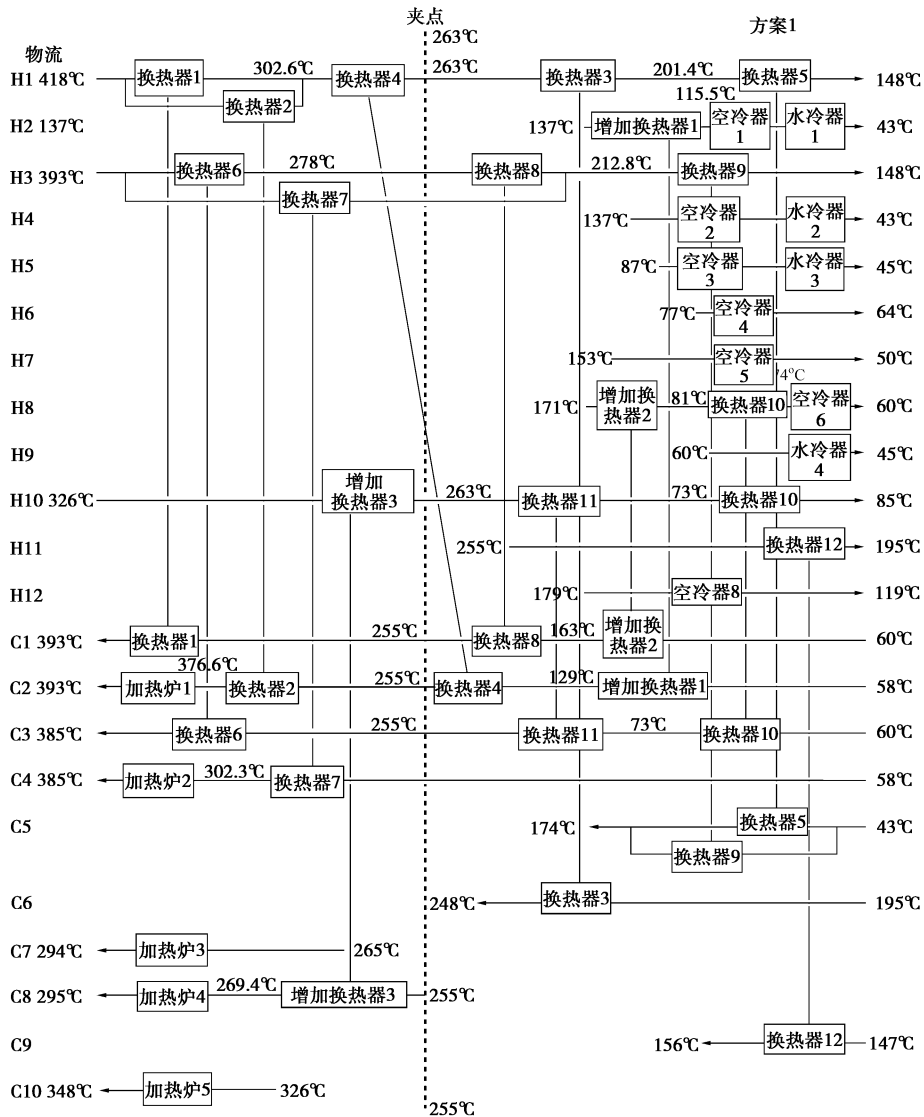


图 2 改动较小初始换热网络图

由于空气冷却器 7 的热负荷可以转移到换热器 11 上,取总传热系数为 $256 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{℃})^{[3]}$,使换热面

积增加了 21 m^2 ,折合费用 3.5 万元,而节约能量为 234 kW,约合 9 万元/a,所以去掉空气冷却器 7;换热

器 2 和换热器 4 都是热物流加氢生成油(H1)与冷物流循环氢(C1)换热,这 2 个换热单元构成了一个热负荷回路,可以将换热器 2 和换热器 4 合并;调低换热器 3 热物流(H1)的出口温度,使与之匹配的冷物

流(C6)入口温度的温差恰好等于夹点温差,和形成改动较小的初始换热网络相比,需减小换热器 5、加热炉 1 和换热器 7 的热负荷,加大换热器 2、9 和加热炉 2 的热负荷。调优后的换热网络如图 3 所示。

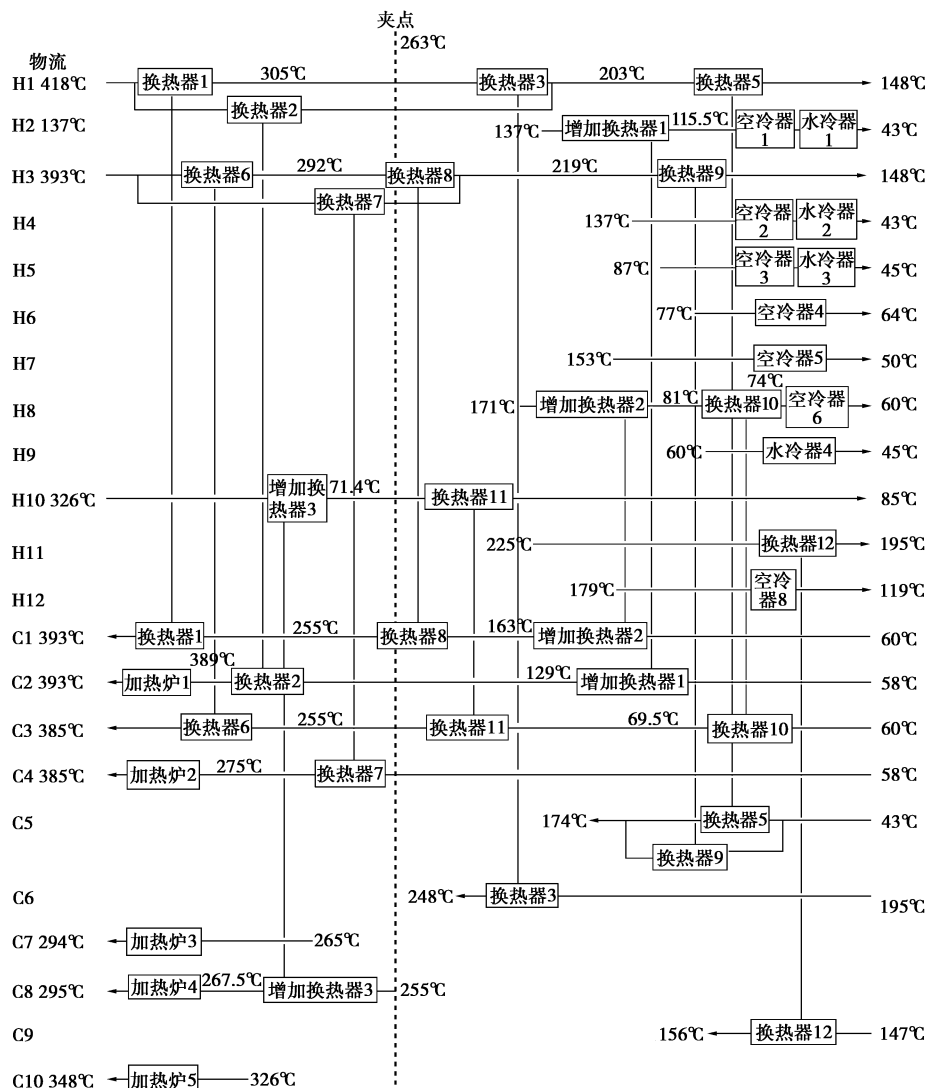


图 3 改动较小调优后的换热网络图

调优后的方案节约加热公用工程量 19 499 kW/h,占现行加热公用工程量的 37.2%;需增加高压换热器换热面积 6 622 m²,增加低压换热器换热面积 4 508 m²。

3.2 热量回收较大换热网络的方案

为达到最大节能效果,应尽量避免跨越夹点换热并减小冷热物流的换热温差。但这样需增大换热面积,会加大改造费用,因此在增加公用工程量和增大换热面积之间的权衡。在热量回收最大方案中,将加氢裂化生成油(H1、H2)分支,以减小跨越夹点的换热,这样需增大换热器 2、6、7 和换热器 8 的热负荷(换热器 2 的热负荷由 7 970 kW/h 增大到

24 973 kW/h,其中用于夹点之上的热负荷为 16 223 kW/h,使生成油(H1)的温度由 393℃降到 203℃,同时循环氢(C2)由 58℃升到 393℃,可以去掉加热炉 1;换热器 7 的热负荷由原来的 7 490 kW/h 增加到 13 914 kW/h,其中用于夹点之上的热负荷为 5 488 kW/h,使生成油(H3)的温度由 393℃降到 182℃,同时循环氢(C4)由 58℃升到 343℃,可以节约加热炉 2 的加热公用工程量 6 424 kW/h;换热器 9 的热负荷减小了 8 450 kW/h;将换热器 11 由原来的跨越夹点换热调整为夹点下换热,尾油产品(H10)夹点上的换热由新增换热器 3 完成,完全回收了空气冷却器

7的热负荷并节约加热炉4的公用工程量4 808 kW/h;在夹点下新增换热器增1和增2,分别减小了

空气冷却器1和空气冷却器6的热负荷。所生成的换热网络如图4所示。

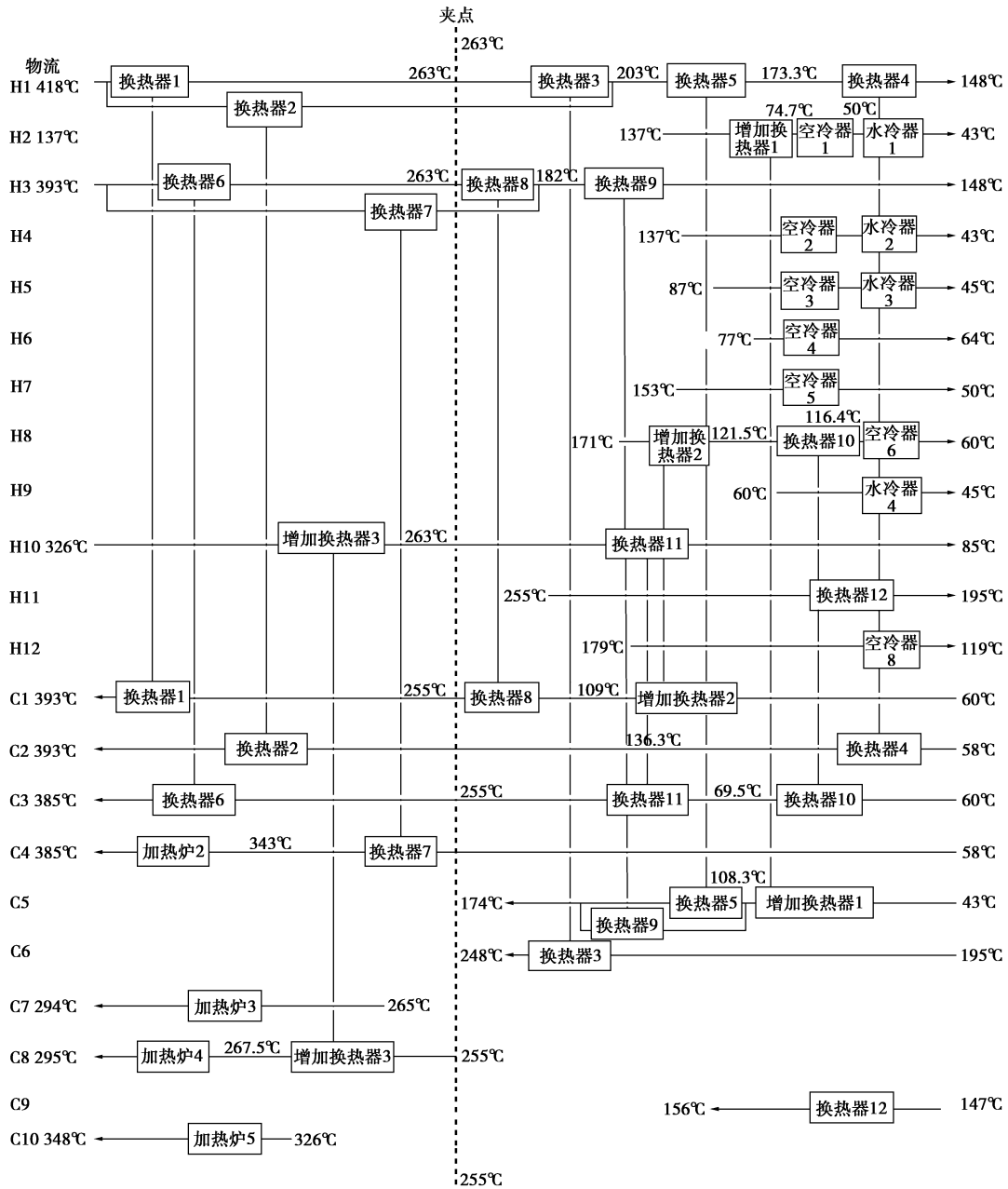


图4 热量回收最大的换热网络图

该方案需要加热公用工程量 28 188 kW/h, 节约加热公用工程量 24 282 kW/h, 占现行加热公用工程量的 46.3%;需增加高压换热器的换热面积13 917 m², 增加低压换热器换热面积 4 369 m²。

3.3 2种方案的比较

若加热公用工程(燃料油)的价格按 1 500 元/t 计算,燃料油的燃烧热取 40 700 MJ/t^[4],年运行时间按 330 天计算;空冷器的电机效率取 0.97^[5],工业用

电按 0.64 元/kWh 计算。

新增换热器投资计算采用拟合的估价方程^[2]为:

$$BC = 0.55 + 0.31A^{0.6}$$

其中 A 为换热面积(m²);BC 为换热器价格(万元)。

取改造费用系数为 0.43^[6],高压换热器费用系数为 12^[7],则改造总费用计算方程为:

$$BC = 1.43 \times [12 \times (0.55 + 0.31A_{高}^{0.6}) + (0.55 + 0.31A_{低}^{0.6})]$$

2 个改造方案的比较如表 2 所示:

表 2 2 个改造方案的比较

	节约加热公用 工程量/ $\text{kW}\cdot\text{h}^{-1}$	节约空气冷却器耗 电量/ $\text{万 kWh}\cdot\text{a}^{-1}$	增加高压换热 面积/ m^2
方案 I	19499	196	6622
方案 II	24282	244	13917.4

	增加低压换 热面积/ m^2	节省操作费用/ 万元 $\cdot\text{a}^{-1}$	改造投资/ 万元	回收期/ a
方案 I	4508	2174.4	1122.7	0.52
方案 II	4369	2707.8	1707.4	0.63

4 结语

(1)从某芳烃厂加氢裂化装置现行换热网络入手,运用夹点技术分析发现该装置节能潜力高达 31 323 kW/h,占现行加热公用工程量的 59.7%。

(2)在夹点分析的基础上,根据夹点换热原则并充分考虑换热网络的现行结构,对该装置进行了节能改造,提出 2 种改造方案。经比较,方案 I 的设备

改动较小,投资较少,回收期比方案 II 短 2 个多月,在改造时间和资金有限的情况下可以考虑;方案 II 的节能效果显著,每年节省操作费用 2 707.8 万元,改造投资回收期不超过 8 个月,在条件允许的前提下应予以优先考虑。

参考文献

- [1] 冯霄,李勤凌.化工节能原理与技术[M].北京:化学工业出版社,1998:169-174.
- [2] 蒋立本,冯霄,丁升华,等.受网络夹点控制的装置的改造分析[J].高校化学工程学报,2001,12(4):161-166.
- [3] 郭文豪.用窄点技术挖掘催化裂化装置的节能潜力[J].炼油技术与工程,2004,33(3):1-4.
- [4] 汪寿建.化工厂公用设施设计手册[M].北京:化学工业出版社,2000:397-398.
- [5] Nicholas P.化工过程设备手册[M].师树才,乔学福,杨盛,译.北京:中国石化出版社,2004:7-15.
- [6] 王家璇,张恒良.动力工程热经济学[M].北京:水利电力出版社,1995.
- [7] 倪进芳.化工设计[M].上海:华东理工大学出版社,1994:74-75. ■

(上接第 288 页)

因素引起并联管组内流量分配不均匀。

(3)消除并联管组中的可压缩容积,可避免并联管组发生汽塞和压力降型脉动,提高水循环的安全性。

参考文献

- [1] 曹子栋,庄正宁,章燕燕.刺刀管式换热元件的传热恶化与临界热负荷的试验研究[J].西安交通大学学报,1988,22(4):51-59.
- [2] 程光旭,杨永,支红利,等.催化裂化烟气能量回收机组失效模式和危害度分析[J].化学工程,2005,33(1):65-70.
- [3] 刘凤立,郭毅葳.烟气高温取热炉在重油催化裂化装置上的应用[J].石油炼制与化工,2000,31(2):65-66.
- [4] 朱玉琴,曹子栋.周期性热负荷作用下垂直自然循环流动特性的试验研究[J].锅炉技术,2002,33(4):9-12.
- [5] 林宗虎.气液两相流和沸腾传热[M].西安:西安交通大学出版社,1987.
- [6] 何利民,郭烈锦,陈学俊.水平管道段塞流特征参数试验研究[J].化学工程,2003,31(4):37-41. ■

美国天然气库存增加 590 亿立方英尺

美国能源信息署于当地时间周四上午公布了美国天然气库存周报。该报告显示,截止 7 月 14 日当周,美国天然气库存量 27 630 亿立方英尺,比前一周增加 590 亿立方英尺;库存量比去年同期高 4 270 亿立方英尺,比 5 年平均高 5 620 亿立方英尺。天然气库存量在 5 年平均范围内。

美国能源信息署报告还显示,上周美国东部地区天然气增加了 450 亿立方英尺,产气区天然气库存增加了

60 亿立方英尺,西部地区库存量增加了 80 亿 m^3 。美国天然气地区库存量,东部地区为 15 090 亿立方英尺,去年同期库存 12 440 亿立方英尺;西部地区为 3 840 亿立方英尺,去年同期库存 3 630 亿立方英尺,产气区为 8 700 亿立方英尺,去年同期库存 7 310 亿立方英尺。

5 年均值 22 010 亿立方英尺,其中东部地区库存量比 5 年均值高 3 130 亿立方英尺;西部地区高 210 亿立方英尺;产气区高 1 840 亿立方英尺。