

使用板式换热器优化常减压蒸馏装置 换热网络

范振鲁, 刘登峰, 张 星

(中国石油工程建设公司华东设计分公司, 山东 青岛 266071)

摘要: 阐述了使用窄点技术对常减压蒸馏装置换热网络优化设计时, 通过在换热网络窄点附近使用板式换热器代替传统的管壳式换热器, 以减小窄点处最小温差, 提高换热终温, 降低冷、热公用工程用量, 降低冷换设备投资。该方法很好地解决了过去对常减压蒸馏装置换热网络优化设计时, 减小换热网络窄点处的最小接近温差必须增大换热网络换热面积, 增加换热器设备投资之间的矛盾, 是优化换热网络设计的一种新思路。应用该方法成功优化设计某国内大型常减压蒸馏装置的换热网络, 提高了原油换热终温, 减少了燃料和循环水用量, 降低了换热器一次性投资, 减小了装置占地面积, 装置投产后经济效益显著。

关键词: 板式换热器; 换热网络; 窄点; 最小接近温差; 常减压

中图分类号: TE965

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2014)05-0145-02

Optimization of CDU & VDU heat exchanger network by using plate heat exchangers

FAN Zhen-lu, LIU Deng-feng, ZHANG Xing

(CPECC East-China Design Branch, Qingdao 266071, China)

Abstract: The allowable temperature difference at the pinch point is reduced by using plate heat exchangers in CDU&VDU heat exchanger network, which is helpful to improve the heat recovery and reduce the total cost. The problem involving the increased heat exchanger area and capital cost by decreasing the minimum temperature difference, is solved via optimization of the design of heat exchanger network. This method is used in one CDU&VDU project. The final temperature is improved, and the consumption of fuel and recycled water is reduced. The economic benefit is significant in practice.

Key words: plate heat exchanger; heat exchanger network; pinch point; minimum temperature difference; CDU & VDU

在换热网络设计的众多技术当中, 目前最流行、使用最多的是窄点技术。对于传统的管壳式换热器, 热物流进口和冷物流出口或冷物流进口和热物流出口的最小温差至少保证 10°C , 这就限制了换热网络窄点处的最小接近温差; 而对于板式换热器, 热物流进口和冷物流出口或冷物流进口和热物流出口的最小温差可以到 5°C ^[1]。因此在窄点处使用新型板式换热器^[2], 可以回收更多热量, 而设备投资并不一定增加, 很好地解决了减小窄点处的最小接近温差必须增大换热面积、增加设备投资之间的矛盾。

1 国外工程公司技术进展

埃克森美孚公司对于常压装置 ΔT_{\min} (最小接近温差) 一般取 $30 \sim 35^{\circ}\text{C}$, 减压装置 ΔT_{\min} 取 $20 \sim 25^{\circ}\text{C}$, 且对板式换热器的使用也有具体的规定。日挥公司对于常压装置 ΔT_{\min} 一般取 $30 \sim 40^{\circ}\text{C}$, 减压装置 ΔT_{\min} 取 $20 \sim 30^{\circ}\text{C}$ 。道达尔公司对板式换热器的使用有具体的规定。壳牌公司给中国石油大连石

化 1 000 万 t/a 常减压蒸馏装置设计的工艺包中, 经过优化比较最终选择窄点处 $\Delta T_{\min} = 25^{\circ}\text{C}$ 。ASPEN 公司与阿伐拉发板式换热器公司进行合作, 在窄点处使用板式换热器优化换热网络。

2 窄点处板式换热器的应用及效果分析

如图 1 所示复合曲线中, A 曲线为热物流复合曲线, B 曲线为冷物流复合曲线, 窄点处最小温差受使用的换热器型式影响。假定使用传统的管壳式换

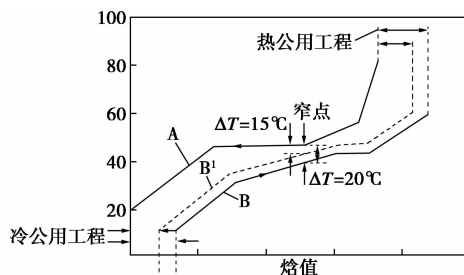


图 1 最小接近温差对复合曲线中窄点位置的影响图

收稿日期: 2013-12-31

基金项目: 中国石油天然气集团公司资助项目(2010E-2002)

作者简介: 范振鲁(1981-), 男, 硕士, 工程师, 从事常减压蒸馏装置和烷基化装置的炼油工艺设计工作, 0532-80950766, fanzhenlu@cnpecci.cn。

热器,此时最小接近温差 ΔT_{\min} 为 20°C ,当该处使用效率更高的板式换热器时,最小接近温差 ΔT_{\min} 可变小,假设减小 5°C 变为 15°C ,冷物流曲线 B 变为 B^1 ,冷、热公用工程的消耗减小,热量回收增加。

为进一步说明,以某国内常减压蒸馏实际项目为例,该项目加工原料为大庆原油、俄罗斯原油混合原油,混合比例为 9:11,规模为 600 万 t/a,年开工时数为 8 400 h,使用换热网络优化软件 Aspen Energy Analyzer 进行详细计算,对使用板式换热器对换热网络的影响进行说明。装置物流性质如表 1 所示。

表 1 常减压蒸馏装置物流性质

介质名称	起始物性		终点物性		流量/ ($\text{J}\cdot\text{h}^{-1}$)
	温度/ $^{\circ}\text{C}$	热容/($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)	温度/ $^{\circ}\text{C}$	热容/($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)	
脱前原油	40	1980.0	125	2352.1	750101
脱后原油	122	2340.5	230	2719.7	751500
初底油	216	2637.7	320	2954.9	672000
常一线	178	2488.7	50	1991.8	60000
常二线	243	2701.5	60	2034.6	86000
常三线	314	2898.4	60	2002.9	70000
常顶循	139	2423.5	94	2238.5	363565
常一中	217	2622.1	157	2414.6	306136
常二中	283	2824.1	213	2605.4	315200
减渣	360	3086.1	110	2168.4	209972
减一线及一中	141	2356.3	50	1973.9	136878
减二线及二中 ^①	248	2713.0	90	2116.9	313032
减三线及三中 ^②	324	2957.3	90	2098.4	493054
减二中	248	2713.0	188	2515.6	201519
减三中	324	2957.3	254	2747.7	388054

注:①减二线及二中包含减二中的质量流量;②减三线及三中包含减三中的质量流量。

当选用传统管壳式换热器时,优化选用最小接近温差为 23°C ,热物流窄点温度为 324°C ,冷物流窄点温度为 301°C ,复合曲线如图 2,此时需要冷公用工程量为 $9.577 \times 10^7 \text{ kJ/h}$,热公用工程 $1.584 \times 10^7 \text{ kJ/h}$ (表示冷物流初底油从换热终温到 320°C 所需的热量),换热终温为 312°C 。在窄点处采用传统管壳式换热器时,减渣和初底油换热需要 4 台 BES1200-4.0-400-6.0/25-2 I 换热器,由于窄点处温度较高,设备选型需考虑 S 腐蚀,管束采用 304L,壳程 Q345R,4 台换热器投资约为 500 万元。

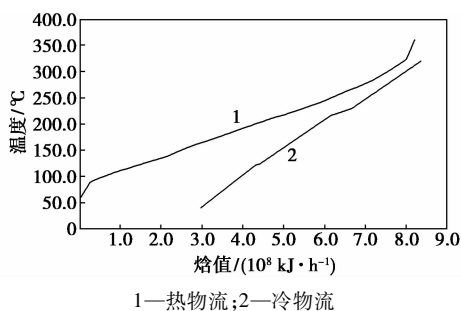


图 2 最小接近温差为 23°C 时的复合曲线图

当在窄点处及附近选用板式换热器时,假设最小接近温差减小 5°C 为 18°C ,热物流窄点温度为 324°C ,冷物流窄点温度为 306°C ,复合曲线如图 3,此时需要冷公用工程量为 $8.637 \times 10^7 \text{ kJ/h}$,热公用工程 $6.449 \times 10^6 \text{ kJ/h}$ (表示冷物流初底油从换热终温到 320°C 所需的热量),换热终温为 317°C 。在窄点处采用 Compabloc 全焊接板式换热器,减渣和初底油换热只需要 1 台即可,换热板材质选用 316L,重量约为 19 t,价格约为 260 万元。窄点处采用板式换热器一次性投资大大节省。

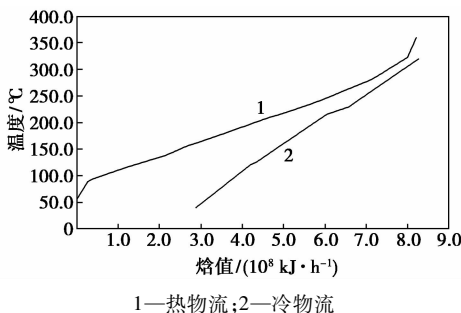


图 3 最小接近温差为 18°C 时的复合曲线图

另外,采用板式换热器后,最小接近温差减小 5°C ,换热终温提高了 5°C ,换算成标准燃料可节省 248 kg/h(加热炉效率按照 90%),可节省标准燃料 1 984 t/a(按年开工 8 000 h 计)。冷公用工程减少 $9.4 \times 10^6 \text{ kJ/h}$,假设全部采用循环水冷却(循环冷水 30°C ,循环热水温度 40°C),则少用循环水 225 t/h。燃料油按 3 100 元/t,则每年可节省燃料费用 615 万元,循环水按 0.45 元/t 计,则每年可节省 81 万元,经济效益明显。板式换热器比管壳式换热器的占地面积小,总重量轻,使得冷换钢结构框架更小、更紧凑。

由以上分析可知,在进行换热网络优化时,在窄点处使用板式换热器,可减小 ΔT_{\min} ,提高原油换热终温,减少冷、热公用工程消耗,还可大大降低设备一次性投资,在加工高硫高酸原油时效益更加明显。

(下转第 148 页)

N₂ 吸附-脱附:采用美国麦克仪器公司生产的 ASAP2420 型物理吸附仪。测定前,样品要经过 300℃ 抽真空活化 4 h 以上,然后将样品瓶置于液氮罐中进行 N₂ 吸附-脱附试验。

SEM 扫描电镜:采用日本 JEOL 公司生产的 JSM-7500F 型扫描电子显微镜,配备 EDAX-EDS,工作电压 10 kV,工作距离 7 mm,分辨率 1 nm。具体方法为:取干燥分子筛样品放入到一定量的乙醇溶液中,超声波分散制得悬浊液,将悬浊液滴加在电镜铜台上,乙醇挥发后,放置在真空喷镀仪中,选择 20 mA 电流,喷 Pt200s,之后在扫描电子显微镜上扫描,得到分子筛的扫描电镜图。

2 结果与讨论

2.1 实验条件及孔结构分析

由于目前超声震荡的制备方式在工业装置无法实现,因此为了实现工业化制备微-介孔复合材料,首先对制备过程的混合方式进行了考察。分别在有异丙醇和无异丙醇的条件下,采用不同的混合条件对制备微-介孔复合材料进行了考察,以考察混合方式对产品性质的影响。微-介孔复合材料的制备条件和表征结果如表 1 所示。

表 1 微-介孔复合材料的孔结构参数

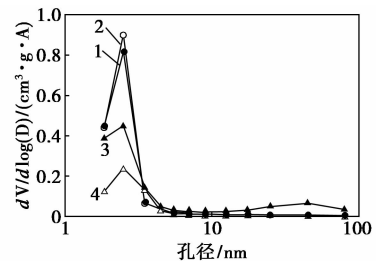
样品 序号	物料组成及加入量		孔结构参数			
	异丙 醇	混合 方式	$m(\text{SiO}_2/Y)$	$S_{\text{BET}}/(\text{m}^2 \cdot \text{g}^{-1})$	$S_{\text{EX}}/(\text{m}^2 \cdot \text{g}^{-1})$	$V_{\text{Total}}/(\text{mL} \cdot \text{g}^{-1})$
Y	无	无	无	876	57	0.37
Y-SiO ₂ -1	有	超声震荡	0.17	863	263	0.25
Y-SiO ₂ -2	有	机械搅拌	0.17	876	266	0.25
Y-SiO ₂ -3	无	超声震荡	0.17	866	269	0.24
Y-SiO ₂ -4	无	机械搅拌	0.17	868	125	0.30

从表 1 数据可以看出,实验采用了相同的 $m(\text{SiO}_2/Y)$,在采用异丙醇的条件下,无论采用超声震荡还是机械搅拌的混合方式制备的微-介孔复合

材料,总的比表面和外比表面均十分接近,而且孔体积一样。另外,同样在超声震荡的混合方式时,无论是否加入异丙醇都不会影响产物的孔结构性质,这就说明异丙醇对壳层介孔结构的形成不起决定性作用。但是,在不加入异丙醇的条件下,采用机械搅拌的混合方式制备的微-介孔复合材料虽然总的比表面相同,但是外比表面出现了大幅的降低,从 266 m²/g 减少到 125 m²/g。同时总的孔体积也达到了 0.30 cm³/g。这种现象说明形成的壳层无定型二氧化硅的介孔特征不明显,而且复合材料的 Y 型分子筛的结构特征比较明显。

2.2 孔径分布分析和 XRD

图 1 是不同制备条件下得到的微-介孔复合材料的孔径分布图。从图 1 中可以看出,当在异丙醇条件下制备微-介孔复合材料时,所得到的微-介孔复合材料的介孔孔径分布都比较明显。而在没有异丙醇参与反应的条件下,所得到的微-介孔复合材料的介孔孔径分布虽然存在,但是都不明显。而且当采用机械搅拌的混合方式时,介孔孔径分布更不明显,这与孔结构参数的分析是相吻合的。



1—Y-SiO₂-1; 2—Y-SiO₂-2; 3—Y-SiO₂-3; 4—Y-SiO₂-4

图 1 微-介孔复合材料的孔径分布图

微-介孔复合材料(经过 550℃ 焙烧)的 XRD 谱图如图 2 所示。从图 2 中可以明显看出,样品特征峰与 Y 型分子筛特征峰一致,说明 Y 型分子筛表面形成的二氧化硅结构是一种无定形结构,在反应过程中采用不同的混合方式也不会产生杂晶。

折流板;板式换热器的放空排凝设置与管壳式换热器不同,需要咨询厂家。

参考文献

[1] Robin Smith. Chemical process design and integration[M]. 2nd ed. The Atrium, Southern Gate, Chichester, West Sussex PO19 8SQ, England; John Wiley & Sons, Ltd, 2005; 361.
[2] Energy Efficiency Best Practice Programme. Compact heat exchangers a training package for engineers[M]. UK: ETSU and WS Atkins Consultants Ltd, 2000; 14. ■

(上接第 146 页)

3 板式换热器使用问题及建议

板式换热器存在最大设计压力和最大设计温度,如 Compabloc 全焊接板式换热器最大设计压力为 3.0 MPa,最大设计温度为 -20/+350℃;全焊接板式换热器要求冷热流体两侧压差至少 0.2 MPa,否则板片会产生应力疲劳而减短设备使用寿命;在有水锤工况或操作流体黏度大时,须安装加强型的