

文章编号: 2096-3424(2024)02-0160-07

DOI: 10.3969/j.issn.2096-3424.2022.032

8万 t/a 戊烷工艺换热网络优化设计

李鹏飞, 刘吉波, 章平毅, 毛海舫, 靳苗苗

(上海应用技术大学 化学与环境工程学院, 上海 201418)

摘要: 针对80 000 t/a 戊烷工艺,采用 Aspen Plus 软件对生产工艺能耗进行分析。采用热泵精馏对工艺流程进行节能设计,并进一步利用夹点技术对换热网络进行集成和优化。优化结果表明:优化后换热网络共回收热量8 509 kW,热公用工程节省54.9%,冷公用工程节省70.6%。同时减少了约67.5%的工艺换热面积,优化后总费用下降约35.2%。

关键词: 戊烷工艺;换热网络;热泵精馏

中图分类号: TK11 **文献标志码:** A

Optimization of heat exchange network for 80 000 t/a pentane process

LI Pengfei, LIU Jibo, ZHANG Pingyi, MAO Haifang, JIN Miaomiao

(School of Chemical and Environmental Engineering, Shanghai Institute of Technology,
Shanghai 201418, China)

Abstract: Aspen Plus software was used to simulate the 80 000 t/a raffinate pentane hydrogenation process. The heat exchange network was optimized by heat pump distillation and pinch technology. After optimization, about 8 509 kW of energy is recovered. The heat utility is reduced by 54.9%, the cold utility is reduced by 70.6%, and the heat exchange area is reduced by 67.5%, resulting in 35.2% decrease in total investment cost.

Key words: pentane hydrogenation process; heat exchange network; heat pump distillation

抽余 C₅ 是乙烯裂解副产物经过抽提出双烯烃和部分支链单烯烃后剩余的 C₅ 混合物,主要由 C₅ 单烯烃和 C₅ 烷烃组成。目前这部分副产物主要用于调配汽油,经济效益较低。若将抽余 C₅ 采用催化加氢精制处理,可获得优质的正戊烷、异戊烷等饱和烷烃产品。其可用于生产市场较为畅销

的聚苯乙烯(polystyrene, EPS)发泡剂产品,替代对环境有害的氟利昂,从而获得较高的经济效益^[1-3]。

随着“碳达峰”“碳中和”概念的提出,国家和企业对节能降耗工作的关注日益增加。化工过程的热集成,也就是构建工艺换热网络逐渐成了实

收稿日期: 2022-05-06

基金项目: 上海高校高峰高原学科建设计划项目(1021GN203004002-A21)资助

作者简介: 李鹏飞(2001-),男,本科生。E-mail: 3058634597@qq.com

通信作者: 靳苗苗(1987-),女,讲师,博士,主要研究方向为结晶分离与纯化技术。E-mail: jinmiaomiao@sit.edu.cn

毛海舫(1967-),男,教授,博士,主要研究方向为化工副产物资源化利用综合技术研发与应用。E-mail: mhf@sit.edu.cn

引文格式: 李鹏飞,刘吉波,章平毅,等. 8万 t/a 戊烷工艺换热网络优化设计[J]. 应用技术学报, 2024, 24(2): 160-166.

Citation: LI Pengfei, LIU Jibo, ZHANG Pingyi, et al. Optimization of heat exchange network for 80 000 t/a pentane process[J].

Journal of Technology, 2024, 24(2): 160-166.



现化工过程节能的重要手段^[4]。利用夹点匹配、热泵精馏和多效精馏等技术合成换热网络,可以有效回收利用工艺过程中的余热,使冷热物流进行合理匹配,减少公用工程消耗和设备投资费用,从而提高工艺的经济效益。

研究化工换热网络的方法目前主要包括启发式算法、数学规划法和夹点法等。启发式算法在优化换热网络问题时,局部解众多,很难获得全局最优解^[5];数学规划法在优化过程中难以得到全局最优解,且求解效率较低;而夹点技术是基于热力学原理,可操作性强的一种热力学分析方法。采用夹点技术对换热网络进行分析,合理匹配工艺换热物流,可以减少换热设备数目,减少公用工程消耗,最终可节能25%到50%左右^[6]。王照亮等^[7]利用夹点技术对电厂捕集CO₂工艺提出换热集成节能措施,蒸汽耗量可降低21%;杨敏博等^[8]基于夹点技术原理,分析了热泵精馏过程改变对换热网络冷、热公用工程的综合影响;Othman等^[9]使用夹点分析技术,对液化天然气项目中的硫回收装置和气体净化装置进行了换热网络优化,最终可降低50%的能源需求,节油34%;Lai等^[10]采用换热网络技术对葵花籽油生产装置进行改造,可节省相当一部分能源,投资回收期可缩短20%。吴长江等^[11]使用Aspen Plus流程模拟软件对碳五馏分加氢工业装置进行设计,确定了最优设计方案。目前研究中没有对抽余C₅加氢制取高纯

戊烷的工艺流程进行换热网络的研究。因此本文采用夹点技术对抽余C₅加氢制取高纯戊烷生产工艺流程的换热网络进行优化设计,利用Aspen Plus与Aspen Energy Analyzer软件进行模拟优化,达到生产工艺节能、减排、降本、增效,推动能源产业转型,落实国家“双碳”政策。

1 工艺流程简介

以抽余C₅和氢气为原料可生产高纯度的正戊烷和异戊烷产品^[12-13],工艺过程包括反应工段和精制工段(见图1)。反应工段:缓冲罐中的抽余C₅原料由泵加压输送至混合器内,与新鲜氢和循环氢完全混合后,一起加热至反应器最佳进口温度,之后进入列管式反应器内进行气固相催化反应。反应后的物流经冷却后进入闪蒸器内分离。塔顶富氢气体一部分由分流器放空,另一部分作为循环氢返回至混合器内;闪蒸器塔底得戊烷粗产品。精制工段:由上一步加氢工艺所得戊烷粗产品由泵依次输送至脱C₄塔、异戊烷塔和正戊烷塔,脱去C₄杂质,得到高纯度的异戊烷、正戊烷产品。由于戊烷产品沸点较低,为减少精馏过程的冷冻剂用量,精馏塔采用加压操作,且3个精馏塔的操作压力依次降低,各塔间操作压力有一定压差,塔底物料可以在静压力的作用下压至下一塔,而不需要流体输送机械,从而降低了设备费用与操作费用^[14]。

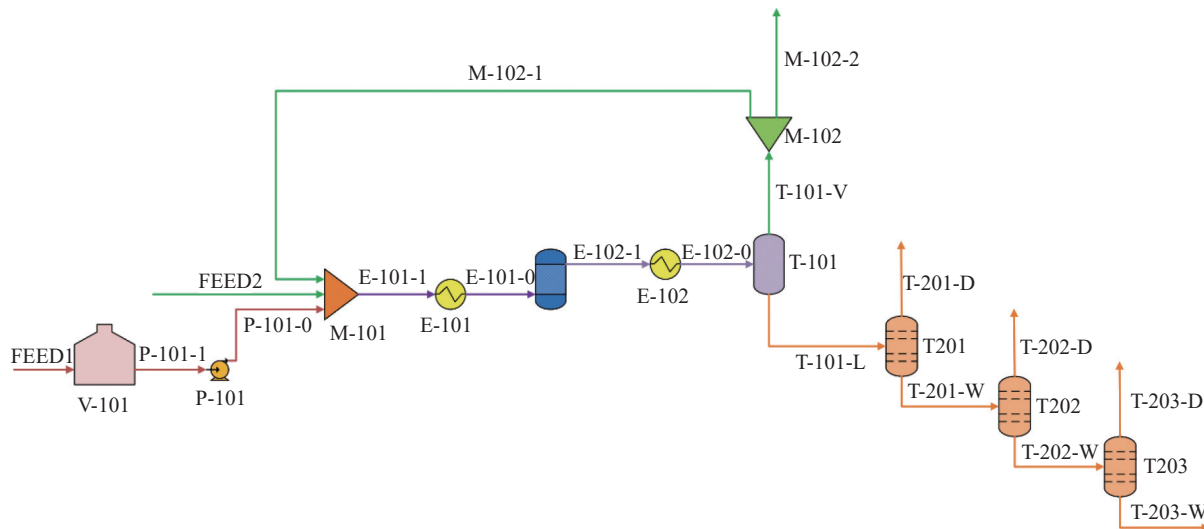


图1 抽余C₅制戊烷工艺流程图

Fig. 1 Process flowsheet of pentane production from raffinate C₅

2 换热网络设计

由该工艺的热量衡算结果可知,抽余C₅加氢

过程为吸热反应,同时三塔精馏过程也有较多的热量可供回收利用。针对该工艺热量进行集成,达到物流热量利用的最大化,从而可降低各项费

用。因此,利用 Aspen Energy 软件提取原工艺物流,分析物流换热要求,根据夹点技术优化原工艺换热网络,从而最大限度地降低各项费用。

换热网络费用计算可分为 3 种:投资费用、操作费用和年总费用。投资费用为购买和安装设备的费用,操作费用主要指为换热网络消耗的公用工程费用,换热网络年总费用为投资费用与操作费用之和,采用下式计算年总费用^[15]:

$$TAC = OC + CC \left[(1 + r)^t / t \right]$$

式中: TAC 为年总费用, \$/a; CC 为投资费用, \$; OC 为操作费用, \$/a; r 为投资回报率; t 为设备寿命或设备运行周期。

2.1 原工艺换热网络分析

采用 Aspen Plus 模拟抽余 C_5 制戊烷工艺流程,根据物料组成,选择 Peng-Rob 方法,该方法适用于所有温度及压力下的非极性或极性较弱的混合体系,适用于气体、炼油过程的烃类物系;已知反应动力学方程,反应器采用 Rplug 模型,精馏塔采用 RadFrac 模型^[16]。最终该工艺得到的戊烷产品纯度均达到 99.0%,符合工业用标准^[14]。根据

工艺流程模拟结果,分析后提取的物流信息如表 1 所示,原始换热网络图见图 2。原工艺换热过程中采用的热公用工程为中压蒸汽(MPSTREAM)、低压蒸汽(LPSTREAM);冷公用工程为空气(AIR)、循环冷却水(CW)和一级冷冻剂(REFRIGE-1)。

表 1 原工艺物流信息表

Tab. 1 Stream information of the original process

过程物流	进口温度/°C	出口温度/°C	热负荷/kW
E-102-H(E-102热流股)	130.00	30.00	1 726
T-202-C(T-202塔冷凝器)	114.96	114.46	5 969
T-201-C(T-201塔冷凝器)	94.43	16.05	323
T-203-C(T-203塔冷凝器)	48.45	48.31	2 702
总计			10 720
T-201-R(T-201塔再沸器)	145.58	145.66	1 213
R-101-heat(R-101反应器热量)	130.00	130.50	2 807
E-101-C(E-101冷流股)	27.18	130.00	1 780
T-202-R(T-202塔再沸器)	124.85	124.86	5 829
T-203-R(T-203塔再沸器)	65.34	66.74	3 876
总计			15 505

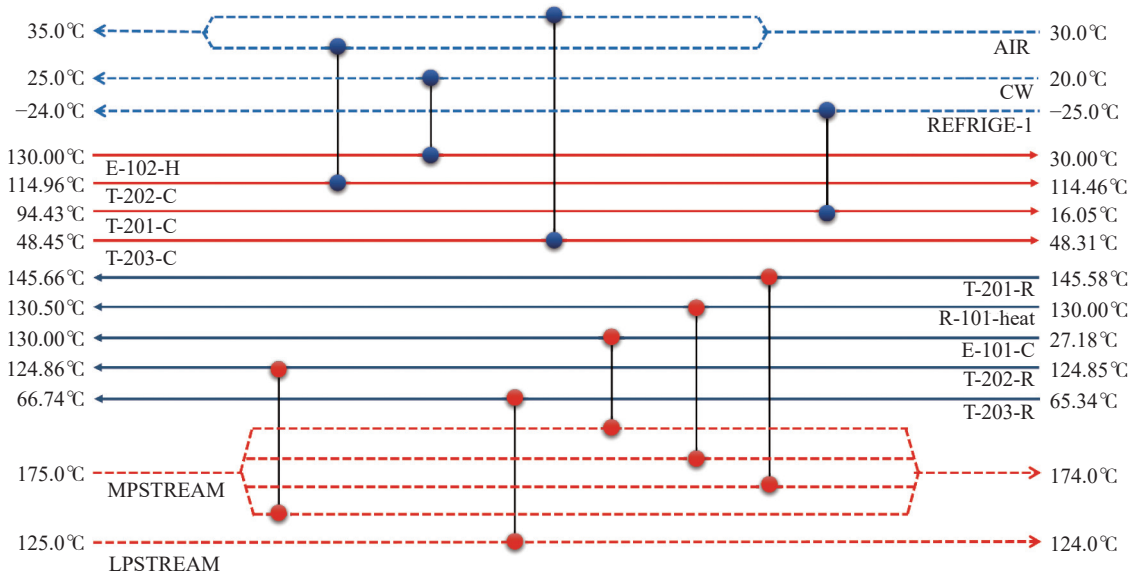


图 2 优化前换热网络图

Fig. 2 Heat exchange network before optimization

在精馏塔 T-201、T-202 和 T-203 的塔顶冷凝器和塔釜再沸器中有较多的等温相变过程发生,但是在参数设置中,物流进出口温度不能相同,因此需指定一个很小的温度变化,以便软件能够准确识别出是热物流还是冷物流。从表 1 也可以看出,如 T-201 塔的再沸器, T-202 塔的冷凝器和再沸器, T-203 塔的冷凝器和再沸器温差

均较小,有的甚至只差 0.1 °C,但是其相变热负荷并不小。从图 2 可知,优化前的工艺物流换热全部采用公用工程换热,没有流股间换热,结合表 1 可知,换热过程共需冷量 10 720 kW,共需热量 15 505 kW。虽然换热器台数较少,但没有有效利用工艺物流间的换热,公用工程耗费巨大。通过换热网络优化,希望能够有效降低公用工程消

耗,降低设备投资费用,达到总费用降低目的。

在合成换热网络前,首先计算最优的最小传热温差 ΔT_{\min} 。针对表1中的物流信息评估 ΔT_{\min} 对系统经济性的影响,获得总费用指数与 ΔT_{\min} 的关系曲线如图3所示。

当 ΔT_{\min} 增大时,夹点处换热面积减小,设备投资费用迅速下降,但在超过最低值或最低区间后,由于外加冷、热换热单元数的增加,设备投资费用又开始增加。相应地,在最佳的 ΔT_{\min} 处,总费用也应最低。最低费用区间内,总费用指数最低处所对应的 ΔT_{\min} 值为10℃,在该最优 ΔT_{\min} 下的过程组合曲线及总组合曲线见图4。

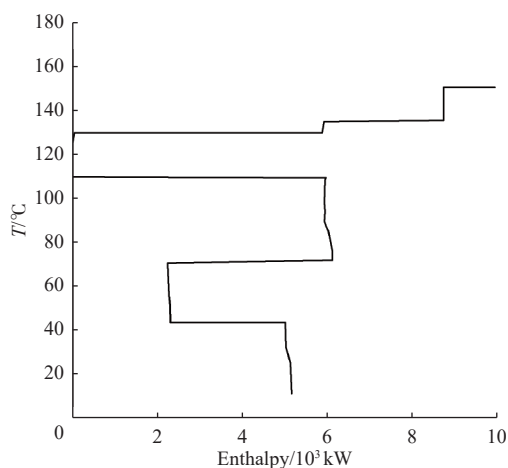
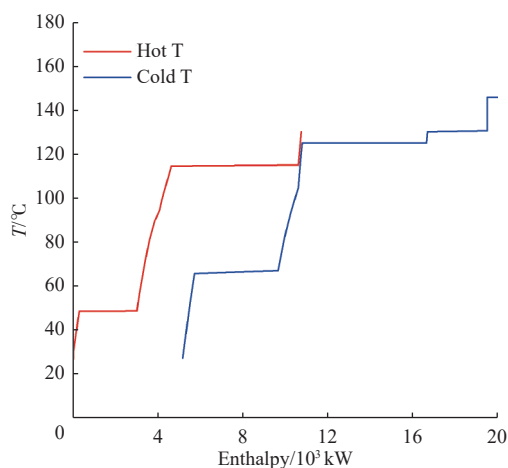


图4 原工艺过程组合曲线图及总组合曲线图

Fig. 4 Composite curves and grand composite curve before optimization

由过程组合曲线可知(见图4左),原工艺最佳 ΔT_{\min} 为10℃,夹点处冷物流温度为115℃,热物流温度为125℃左右,此处换热网络存在1个热力学限制点,该点限制了能量的进一步回收,也表明此状态下换热网络消耗的公用工程最小。且不难发现,在夹点附近存在较长的平台区,经分析可知,平台区大部分是精馏塔T-202塔顶及塔釜的相变放热,而且T-202塔顶、塔釜温度差仅为10℃(见表1),该塔可以通过热泵精馏提高塔顶热物流的温位,用以加热塔釜的冷物流,增加系统内部换热量,减少公用工程消耗量^[7]。

由总组合曲线图可知(见图4右),在20~160℃温度区间内存在多个平台区,表明该工艺回收热量余地较大,可以有较多的工艺流股间换热。观察导入物流的热负荷可知,主要可用于匹配的物流为进出反应器物流的升温及降温、精馏塔塔顶冷凝器放热和精馏塔塔釜再沸器吸热等。

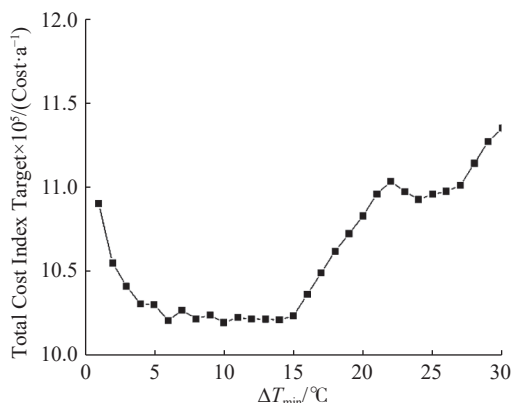


图3 最小传热温差与总费用指数关系图

Fig. 3 Relationship between different ΔT_{\min} and total cost index target

2.2 优化后换热网络分析

由原工艺的热量衡算结果可知,对于T-202塔顶冷凝器和塔釜再沸器的等温相变过程,塔顶冷凝器由114.96℃冷却至114.46℃,塔釜再沸器由124.85℃加热至124.86℃,温差仅为10℃,且存在较大的相变热(塔顶热负荷5969kW,塔釜热负荷5829kW),因此可以采用热泵精馏进行换热以节省能量。通过压缩机做功,将功转化成热能,提高塔顶热物流的温位,使原本不能换热的物流可以进行换热,从而减少公用工程消耗。这样,消耗少量电能(压缩机做功)便可以节省大量的冷量与热量,从而达到节能的目的^[18-19]。

取消T-202塔顶的冷凝器,将塔顶气相产品引出至压缩机,经压缩机加压,使得塔顶气相物流温位提高,可以作为热源,与塔釜冷物流换热。塔顶热物流放出热量,冷凝部分气体,再经节流阀减压降温,然后通过较为经济的二次冷凝,将其全

部冷凝为液体。一部分液体作为产品采出，一部分液体回流至塔内作为塔顶液相回流。塔釜物流则在换热过程中已经达到再沸负荷的要求，一部

分气体返回塔釜作为塔釜气相回流，一部分作为 T-203 塔进料。该过程的模拟工艺流程图如图 5 所示^[20]。

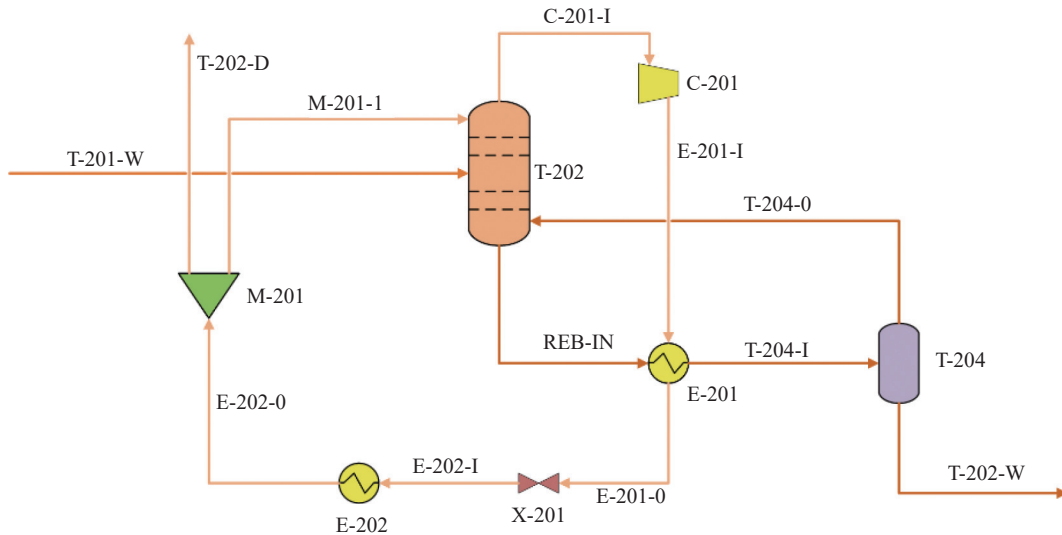


图 5 热泵精馏工艺流程图

Fig. 5 Flow chart of heat pump distillation process

如表 2 所示，添加热泵精馏后，压缩机耗电量为 859 kW，辅助冷凝器负荷为-1 085 kW。假设电热转换系数为 3，则压缩机消耗的等量负荷为 2 685 kW。比较常规精馏和热泵精馏的能耗，热泵技术节省冷耗 77.8%，节省热耗 53.9%。

加入热泵精馏后，在软件中重新模拟工艺流程，并提取新的物流信息，在新的物流信息基础上进行换热网络优化。热泵精馏后的工艺流程在进行换热网络优化时，需要重新对 ΔT_{min} 进行经济评估，从而得到新的系统总费用指数与最小传热温差的关系曲线，加入热泵精馏后，新工况下最优 ΔT_{min} 为 15 °C。将 ΔT_{min} 设为 15 °C，可以得到优

化后的过程组合曲线图及总组合曲线图(见图 6)。

对比图 4 和图 6 可知，原工艺理论最小热公用工程需求量为 9 942 kW，理论最小冷公用工程需求量为 5 157 kW，最大热回收量为 5 563 kW。添加热泵精馏后的工艺理论最小热公用工程需求

表 2 添加热泵前后能耗对比表

Tab. 2 Comparison of energy consumption before and after the heat pump

项目	无热泵技术	热泵技术
冷凝能耗	-5 969	-1 085
再沸能耗	5 828	0
压缩机功率	0	895

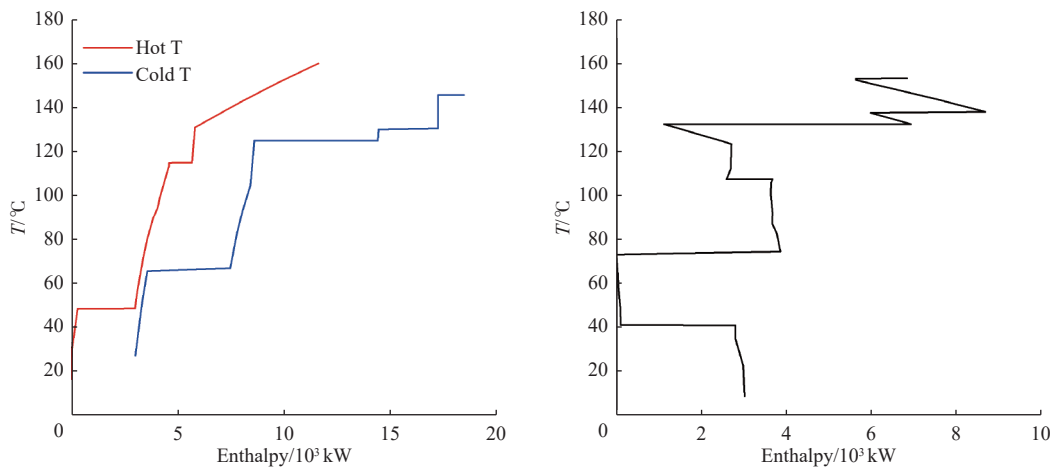


图 6 热泵精馏后过程组合曲线图及总组合曲线图

Fig. 6 Composite curves and grand composite curve after heat pump distillation

量为 6 859 kW, 理论最小冷公用工程需求量为 3 020 kW, 最大热回收量为 8 642 kW。由此可见, 热泵精馏技术具有较好的节能效果。

修改最佳 ΔT_{\min} 为 15 °C, 而后利用推荐设计功能生成匹配合理可行的换热网络合成图。换热网络的设计自由度较大, 所获得的方案数目众多, 但是合理的换热网络需要经过筛选与优化。在设计换热网络时, 需要考虑工艺物流换热的可能性, 还需要考虑设备费用等因素, 从而获得最为合理的换热网络。换热网络优化后的工艺物流信息见表 3, 换热网络图如图 7 所示。

图 7 所示为优化后的换热网络图, 结果显示所有物流均达到换热要求。优化后的换热网络存在 3 个物流间的换热匹配, 这些匹配物流一共回收了 8 509 kW 的热量, 对比表 1 中数据可知, 热泵精馏和换热网络优化后整个工艺冷、热公用工程消耗量均明显减少。此物流匹配方案热公用工程消耗量为 6 992 kW, 相比原工艺减少了约 54.9%, 冷公用工程消耗量为 3 153 kW, 相比原工艺减少

了 70.6%, 冷热公用工程消耗量均大幅减少, 换热任务大大降低。查看该换热网络的详细结果, 并与换热网络优化前的数值进行对比, 对比结果如表 4 所示。

表 3 换热网络优化后的工艺物流信息表

Tab. 3 Stream information of the process after heat exchange optimization

过程物流	进口温度/°C	出口温度/°C	热负荷/kW
E-201-H(E-201热流股)	159.94	130.90	5 825
E-102-H(E-102热流股)	130.00	30.00	1 727
E-202-H(E-202热流股)	114.96	114.86	1 085
T-201-C(T-201塔冷凝器)	94.45	16.07	323
T-203-C(T-203塔冷凝器)	48.45	48.31	2 702
T-201-R(T-201塔再沸器)	145.58	145.66	1 213
R-101-heat(R-101反应器热量)	130.00	130.50	2 807
E-101-C(E-101冷流股)	27.19	130.00	1 780
E-201-C(E-201冷流股)	124.85	124.86	5 825
T-203-R(T-203塔再沸器)	65.34	66.74	3 876

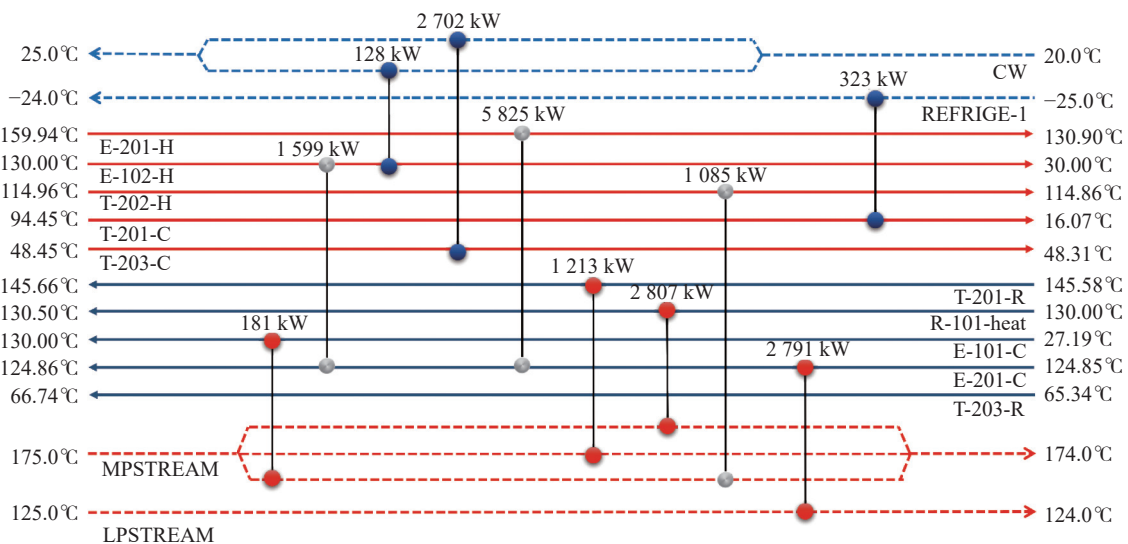


图 7 换热网络优化后的换热网络图

Fig. 7 Heat exchange network after heat exchange optimization

由表 4 对比可知, 冷、热公用工程的消耗量均大幅度减少, 热公用工程节省了 54.9%, 冷公用工程节省了 70.6%。公用工程耗量更为合理, 说明进行热泵精馏和换热网络优化后的工艺较大程度地实现了工艺物流间热量的回收利用。同时, 在经过热泵精馏节能和换热网络合成后, 整个工艺的换热面积由 3 090 m^2 下降至 1 004 m^2 , 减少了约 67.5%, 虽然增加了换热设备 1 台, 但是由于换热面积降低, 整体投资费用减少了 52.6%。同时, 优

化后的换热网络操作费用下降了 32.7%, 总费用消耗下降了 52.6%, 较大幅度节省了资金消费, 较原工艺总费用更加经济, 投资更小。

3 结 语

利用 Aspen Plus 软件模拟抽余 C_5 加氢制戊烷工艺流程, 该工艺流程可以完成年产 8 万 t 戊烷的生产任务, 原料 C_5 抽余油中的 C_5 烯烃转化率高达 99%, 且几乎没有副反应的发生, 具有较高

表 4 优化前后工艺换热网络结果对比表

Tab. 4 Results comparison of heat exchange network before and after optimization

项目	优化前数值	优化后数值	下降百分比/%
热公用工程耗量/kW	15 505	6 992	54.9
冷公用工程耗量/kW	10 720	3 153	70.6
工艺物流间换热/kW	0	8 509	
总换热面积/m ²	3 090	1 004	67.5
换热设备数/台	9	10	-11.1
操作费用/\$	1.56×10 ⁶	1.05×10 ⁶	32.7
投资费用/\$	8.76×10 ⁵	4.15×10 ⁵	52.6
总费用消耗/\$	1.79×10 ⁶	1.16×10 ⁵	35.2

的产率,最终该工艺得到的戊烷产品纯度均达到 99.0% 以上,符合工业要求。由于 T-202 塔换热量较大,塔顶塔釜温差较小,对其采取热泵精馏的节能处理措施,通过塔顶相变放热加热塔釜再沸器物流,节省了公用工程消耗。热泵技术节省冷耗 77.8%,节省热耗 53.9%,热量利用较为充分。对该工艺的换热网络进行分析,针对原工艺换热网络中公用工程耗量过大的问题提出了解决方案,并在原换热网络的基础上进行了改进优化,最大限度地利用工艺物流所释放的热量,使热公用工程耗量下降约 54.9%,冷公用工程耗量下降约 70.6%,较大程度减轻了公用工程的换热任务。本优化设计一共回收了 8 509 kW 的物流热量,换热面积减少了约 67.5%,整体投资费用减少了 52.6%,优化后总投资费用下降了 35.2%,经济上更为合理。

参考文献:

[1] 许惠明, 范存良, 徐泽辉. 醚后碳五加氢生产戊烷的工业试验 [J]. 石化技术与应用, 2015, 33 (2) : 151-153.

[2] 张鸿, 任宁, 徐亦清, 等. 石油裂解馏分中 C₅ 烷烃的利用现状分析 [J]. 现代化工, 2021, 41 (1) : 7-13.

[3] AZIMI H, JAHANI D, NOFAR M. Experimental and numerical analyses of n-pentane solubility and diffusivity in polystyrene/poly (methyl methacrylate) blends[J]. Journal of Chemical and Engineering Data, 2020, 65 (9) : 4596-4604.

[4] 段文婷, 任思月, 冯霄, 等. 与换热网络热集成的精馏塔压优化 [J]. 化工学报, 2022, 73 (5) : 2052-2059.

[5] 陶佳男, 崔国民, 包艳冰, 等. 换热网络优化的随机摄动方法及其应用 [J]. 热能动力工程, 2018, 33 (4) : 1-7.

[6] LI B H, CASTILLO Y E C, CHANG C T. An improved design method for retrofitting industrial heat exchanger networks based on pinch analysis[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2019 (148) : 260-270.

[7] 王照亮, 王成运, 李清方, 等. 电厂 CO₂ 捕集工艺夹点分析与过程集成节能 [J]. 化工学报, 2012, 63 (2) : 593-598.

[8] 杨敏博, 冯霄, 刘桂莲. 考虑热泵的换热网络的过程改变分析 [J]. 高校化学工程学报, 2016, 30 (1) : 162-167.

[9] OTHMAN A, ALMOMANI F, AL-MUSLEH E I, *et al.* Heat recovery in an actual LNG supply chain: retrofitting of designed heat exchange networks (HENs) for potential fuel saving[J]. Chemical Engineering and Processing - Process Intensification, 2021 (166) : 108477.

[10] LAI Y Q, ALWI S R W, MANAN Z A. Customised retrofit of heat exchanger network combining area distribution and targeted investment[J]. Energy, 2019 (179) : 1054-1066.

[11] 吴长江, 张建新. 碳五加氢工业装置的设计及流程模拟与优化 [J]. 石油化工设计, 2006, 23 (1) : 1-4.

[12] 鲁卫国. 碳五抽余液加氢运行问题及对策 [J]. 乙烯工业, 2019, 31 (1) : 16-18.

[13] 马洪玺, 杨忠保, 陈洪军, 等. 蒸汽裂解 C₅ 馏分抽余物加氢制取戊烷 [J]. 石油炼制与化工, 2004, 35 (10) : 5-8.

[14] 刁晶晶. 戊烷分离装置的过程模拟研究 [J]. 化工管理, 2019 (22) : 64-66.

[15] 孙兰义. 过程工业能量系统优化: 换热网络与蒸汽动力系统 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2021.

[16] 谢家明, 马洪玺, 陈洪军, 等. 抽余 C₅ 烯烃加氢制戊烷的表观动力学研究 [J]. 化学工程, 2006, 34 (3) : 36-38.

[17] 刘洪谦, 麻德贤. 多夹点换热网络综合与分析 [J]. 北京化工大学学报: 自然科学版, 2000, 27 (3) : 9-12.

[18] LEO M B, DUTTA A, FAROOQ S. Process synthesis and optimization of heat pump assisted distillation for ethylene-ethane separation[J]. Industrial and Engineering Chemistry Research, 2018, 57 (34) : 11747-11756.

[19] FAN Y F, YE Q, CEN H, *et al.* Design and optimization of reactive distillation processes for synthesis of isopropanol based on self-heat recuperation technology[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2019, 147: 171-186.

[20] 孙兰义. 化工过程模拟实训: Aspen Plus 教程 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2017.

(编辑 张永博)