

气体分馏装置的分离序列优化与节能工艺模拟

杨德明, 王争光, 印一凡, 朱碧云, 顾强, 高晓新*
(常州大学石油化工学院, 江苏常州 213164)

摘要:针对气体分馏装置五塔分离工艺高能耗特点,在 Aspen Plus 软件模拟结果的基础上,分别采用易分离系数(CES)法和相对费用函数法各自筛选出最佳分离序列,再根据调优法的规划序列原则筛选出气体分馏工艺的最优分离序列。以筛选出的最优分离序列为研究对象,把多效精馏、MVR 热泵精馏以及热集成等节能技术应用于气体分馏系统,提出了各种节能分馏工艺。选用软件中的 RK-Soave 物性计算方法,以能耗和年总费用(TAC)为评价指标,对以上提出的各种节能技术方案进行模拟与优化。研究表明,对于五塔气体分馏装置,最为节能的分馏工艺是:T202 和 T204 分别采用 MVR 热泵精馏技术,T201 塔底与 T205 塔顶构成 MVR 热耦合。与常规精馏工艺(分离序列 2)相比,优化后的分馏系统能耗减少了 75.9%,TAC 节省了 57.15%。

关键词:气体分馏;MVR 热泵;热集成;多效精馏;蒸馏;优化设计;分离

中图分类号:TQ021.8

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2018)06-0211-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2018.06.049

Separation sequence optimization and energy saving process simulation for gas fractionation unit

YANG De-ming, WANG Zheng-guang, YIN Yi-fan, ZHU Bi-yun, GU Qiang, GAO Xiao-xin*
(School of Petrochemical Engineering, Changzhou University, Changzhou 213164, China)

Abstract: In the light of high energy consumption characteristics for the five-column separation process in gas fractionation unit, the optimum separation sequences for the gas fractionation process are screened respectively by the coefficient of easy separation (CES) and the relative cost function method based on the simulation results by Aspen Plus software. Then, the optimum separation sequence is selected according to the planning sequence principle of the optimization method. With the obtained optimum separation sequence as study object, the energy-saving technologies such as multi-effect distillation, MVR heat pump distillation and thermal integration are applied to the gas fractionation process and various energy-saving fractionating processes are proposed. With the energy consumption and total annual cost (TAC) as the objective functions, the RK-Soave physical property calculation method in the software is used to simulate and optimize the energy-saving fractionation processes proposed. The results show that the most energy-efficient distillation process scheme for the five-column gas fractionation unit is gained as follows: MVR heat pump distillation technology is adopted for T202 and T204 both and MVR thermal coupling is formed between T201 tower bottom and T205 tower top. The optimized fractionation system can reduce energy consumption by 75.9% and TAC by 57.15% than the conventional distillation process (separation sequence 2).

Key words: gas fractionation; MVR heat pump; heat integration; multi-effect distillation; distillation; optimal design; separation

原油加工过程中的一些装置会产生炼厂气,如催化裂化、加氢裂化和延迟焦化装置等。这些炼厂气组分复杂,主要是 $C_2 \sim C_4$, 还有少量 C_5 组分。根据分离所得产品的纯度和种类,气体分馏装置可分为三塔、四塔和五塔等流程^[1-2],由于五塔流程可以得到更多种类的产品,因此本文中以五塔流程为研究对象。

借助 Aspen Plus 模拟软件,采用易分离系数(CES)法和相对费用函数法再结合调优法的规划序

列原则,筛选出气体分馏装置的最优分离序列。在此基础上,以能耗和综合经济效益为评价指标,对筛选出的分离序列应用多效精馏、热量集成及 MVR 热泵等节能技术,预期为气体分馏装置五塔流程提供一条高效节能的工艺路线。

1 模拟规定与评价指标

1.1 模拟规定

以某催化裂化装置炼厂气的分馏为研究对象,

收稿日期:2017-11-10

作者简介:杨德明(1966-),男,硕士,教授,研究方向为分离工程与计算机模拟;高晓新(1979-),男,硕士,副教授,研究方向为分离工程,通讯联系人,0519-86330255, dmy216@163.com。

处理量为 40×10^4 t/a, 年操作时间 8 000 h。炼厂气组成^[1]见表 1, 假定组分 A 为 C_2H_4 和 C_2H_6 , B 为 C_3H_6 , C 为 C_3H_8 , D 为 $iC_4H_{10} + iC_4H_8 + nC_4H_8$, E 为 $nC_4H_{10} + iC_4H_8 + cC_4H_8$, F 为部分 C_4 和 C_5H_{12} 等, 其中要求分离得到的丙烯为聚合级(摩尔分数, 0.996, 下同), 丙烷为 0.97, 异丁烯为 0.24, 正丁烯为 0.35, 产品 A 中丙烯含量为 0.07, 产品 F 中戊烷含量为 0.73。

表 1 炼厂气组成(摩尔分数)

组分	C_2H_4	C_2H_6	C_3H_6	C_3H_8	iC_4H_8	nC_4H_{10}
组成	0.0015	0.0065	0.3463	0.1371	0.078	0.0673
组分	tC_4H_8	nC_4H_8	iC_4H_{10}	cC_4H_8	C_5H_{12}	
组成	0.0696	0.0748	0.17	0.0467	0.0022	

塔冷凝器采用 33℃ 的冷却水和 -15℃ 的冷冻盐水作为冷却介质, 塔釜采用 125℃ 饱和水蒸汽作为热源。由于炼厂气的组分均为烷烃和烯烃类化合物, 属于非极性体系, 因此选用软件中的 RK-Soave 物性方法^[2-4]计算热力学性质, 采用浮阀塔盘板式塔计算流体力学参数。

1.2 评价指标

以年总费用(total annual cost, TAC)为指标评价各工艺方案的优劣。TAC 主要包括设备折旧费 CI 和操作费 OC, 操作费包括水蒸汽费用、冷却水和冷冻盐水费用及电费^[5-6], 设备费包括精馏塔、换热器和压缩机等费用^[5], 各项计算公式如下:

$$OC = 8\,000 \times (\alpha_1 \cdot q_{c1} + \alpha_2 \cdot q_{c2} + \beta \cdot q_r + \gamma \cdot P) \quad (1)$$

$$CI = C_{cooler} + C_{reboiler} + C_{tower} + C_{com} \quad (2)$$

$$TAC = OC + CI/\theta \quad (3)$$

冷凝器设备费用 $C_{cooler} = 7\,296A0.65$, A 为面积, m^2 ; 再沸器设备费用 $C_{reboiler} = 7\,296A0.65$, A 为面积, m^2 ; 塔器费用 $C_{tower} = 17\,640D1.066L0.802$, 其中 D、L 分别为精馏塔的直径和高度, m; 压缩机设备费用 $C_{com} = 5.744\,6 \times 10^{-4} \times W1.763\,16$, W 为压缩机功率, kW。

其中, α_1 为冷却水价格, 0.35 元/t, q_{c1} 为冷却水用量, t/h; α_2 为冷冻盐水价格, 0.5 元/t, q_{c2} 为冷冻盐水用量, t/h; β 为饱和水蒸汽价格, 200 元/t, q_r 为水蒸气用量, t/h; γ 为电价, 0.8 元/kWh, P 为耗电量, kWh; θ 为设备折旧年限, 取 10 a。

2 分离序列的优化

五塔气体分馏装置将 11 种组分分馏出 6 种产

品, 所以可能的分离序列共有 42 种。在 Aspen Plus 软件模拟结果的基础上, 采用易分离系数(CES)分离序列法^[5-6], 合成的最佳分离序列见图 1; 而采用相对费用函数法, 合成的最佳分离序列见图 2。

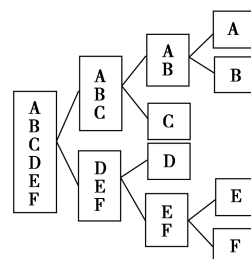


图 1 CES 法合成的最佳分离序列

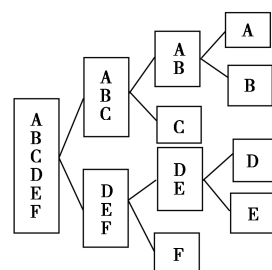


图 2 相对费用函数法合成的最佳分离序列

以上 2 种分离序列可以看出, 2 种分离序列的第一步是相同的, 这也符合分离规则里的等摩尔分离最为节能之原则, 而后续的分列序列却不完全相同。在此基础上, 根据调优法的规划序列原则, 可以得出如图 3 的 4 种分离序列, 其中分离序列 2 是目前气分装置通常采用的工艺(如兰州石油化工工程公司), 表 2 列出了以上 4 种分离序列的模拟结果。

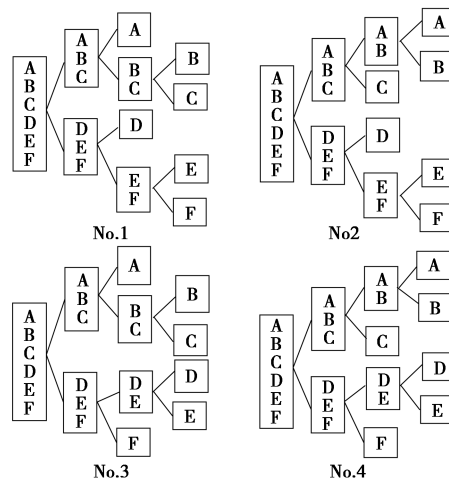


图 3 调优法规划分离序列

表2 4种分离序列的模拟结果

项目	No.1	No.2	No.3	No.4
总理论板数/块	454	480	315	459
总塔顶热负荷/kW	41225	38241	43133	40149
总塔底热负荷/kW	40731	37729	42631	39638
总换热面积/m ²	4596	4829	5213	4829
TAC/万元	11994	11210	13353	12569

由表2数据可以看出,分离序列2最具经济优势,与分离序列1、3、4相比能耗分别降低7.37%、11.49%、4.82%;年总费用分别减少6.54%、16.05%、10.10%。分离序列2的工艺流程见图4,其中,T201为脱丙烷塔,T202为脱乙烷塔,T203为精丙烯塔,T204为轻碳四塔,T205为重碳四塔。下面以该工艺流程为研究对象,进一步研究节能的可能性。

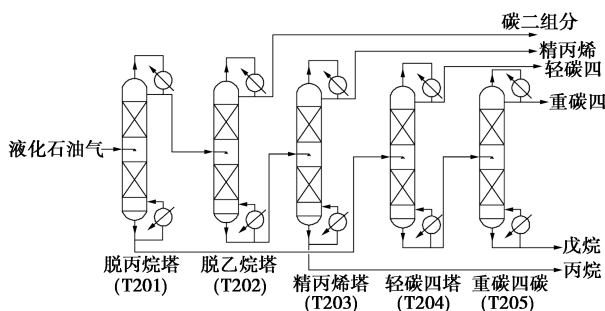


图4 分离序列2工艺流程

3 节能工艺与模拟

要对分离序列2进行进一步节能优化,需要知道该序列中各塔的塔顶塔底温度及能耗分布等参数。利用Aspen软件,对该序列中各塔进行了优化模拟,结果汇总见表3。

表3 分离序列2模拟结果汇总

项目	T201	T202	T203	T204	T205
理论板数/块	42	245	26	136	31
操作压力/MPa	1.7	2.0	2.2	0.8	0.5
塔顶温度/℃	41.4	46.1	-0.4	57.4	50.8
塔底温度/℃	98.8	58.4	54.5	74.9	81.4
塔顶热负荷/kW	5645	16907	1001	12726	1962
塔底热负荷/kW	5913	17033	1116	11894	1773
总能耗/kW			37075		
能耗占比/%	15.67	45.16	2.96	31.52	4.69
TAC/万元			11210		
TAC占比/%	15.46	44.90	3.76	31.19	4.69

由表3模拟结果可以看出,五塔分馏系统中,T202和T204的能耗占比较大,其次是T201。针对

以上3塔的节能措施,分别应用热集成精馏、多效精馏及MVR热泵精馏等节能技术研究节能效果。

3.1 T204和T205与T202的塔间热集成

塔间热集成是利用不同分离塔的塔顶和塔底之间的温度差,规划工艺物流之间的换热,以达到节能降耗的目的。由表3数据可知,T202的能耗最高,而T204和T205的塔顶总热负荷为14688kW,较接近于T202的塔底热负荷;再者,T204和T205的塔顶温度与T202的塔釜温度较为接近。因此可以适当提高T204和T205的操作压力以提高其塔顶温度,这样T204和T205的塔顶蒸汽可以作为T202塔釜的热源,构成了T204和T205塔顶与T202塔底的热集成工艺,以达到降低能耗的目的,热集成工艺模拟结果见表4,表中的总能耗和TAC数据是指整个分馏系统的数据。

表4 T204和T205塔顶与T202塔底的热集成模拟结果

项目	T201	T202	T203	T204	T205
塔顶温度/℃	41.4	46.1	-0.4	71.2	78.9
塔底温度/℃	98.8	58.4	54.5	87.75	108.9
操作压力/MPa	1.7	2.0	2.2	1.1	1.0
理论板数/块	42	245	26	136	31
塔顶热负荷/kW	5645	16907	1001	0	0
塔底热负荷/kW	5913	3284	1116	11210	1681
单塔费用/万元	1733	1411	422	3028	455
总能耗/kW			22802		
TAC/万元			7049		

由表4可以看出,T204和T205塔顶与T202塔底的传热温差分别为12.8、20.5℃,通过T204和T205塔顶与T202塔底的热集成后,整个分馏系统的能耗降低了38.49%,TAC下降了37.12%。

3.2 T202和T204分段双效精馏

整个分馏系统中,T202和T204能耗占比最大,在塔间热集成前后分别达到了76.67%、62.46%。因此把T202和T204分别拆分成2个塔,对拆分的两塔应用双效精馏^[7-9],以降低T202和T204的能耗,从而降低整个分馏系统的能耗。以T202为例,把原来的T202单个塔拆分成T202A和T202B 2个塔,设定不同的操作压力以满足塔顶和塔底的换热温差在10℃左右,研究其顺流双效、逆流双效和平流双效的节能效果,双效流程见图5,以高压塔的塔顶蒸汽为低压塔的塔底供热。模拟结果见表5,表中的总能耗是整个分馏系统的数据,TAC是单个塔的数据。

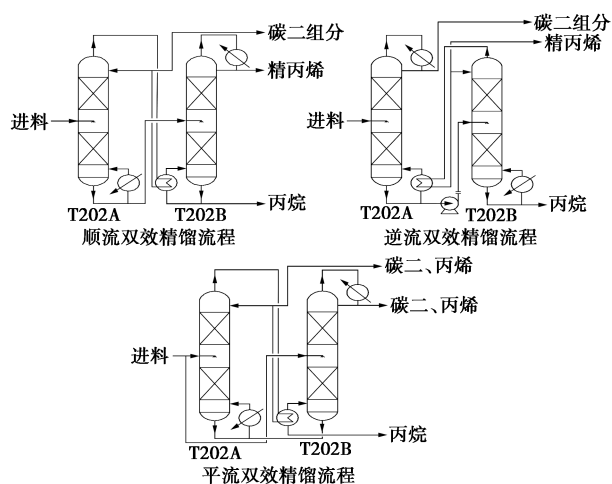


图 5 T202 双效精馏 3 种工艺流程

表 5 双效精馏模拟结果汇总

项目	T202			T204		
	顺流 双效	逆流 双效	平流 双效	顺流 双效	逆流 双效	平流 双效
高压塔塔板数	130	187	148	70	70	70
低压塔塔板数	130	91	118	70	70	70
高压塔压力/MPa	1.9	1.8	1.5	1.0	0.6	0.9
低压塔压力/MPa	0.8	1.2	0.8	0.5	0.4	0.5
塔顶热负荷/kW	9759	10385	9806	7292	7967	5868
高压塔塔顶温度/℃	34.6	43.2	33.4	66.3	51.3	63.2
低压塔塔釜温度/℃	23.1	32.7	23.1	54.9	40.9	51.2
塔底热负荷/kW	9318	10231	9346	6118	6560	4532
总能耗(折标煤)/ (t·a ⁻¹)	23310	24733	22136	23310	24733	22136
TAC/万元	2901	3221	2911	1913	2066	1529

由表 5 数据可知, T202 塔使用顺流双效更为节能, 与单塔相比节省费用 42.36%。究其原因, 可能是两塔的压差较大, 导致高压塔进入低压塔的物料产生了大量的闪蒸, 从而减少了塔底的部分热负荷, 减轻了低压塔的分馏难度, 导致设备费用的降低。T204 塔使用平流双效更为节能, 与常规精馏相比节省费用 50.26%。

3.3 T202 塔和 T204 的 MVR 热泵精馏

由表 3 数据可知, T202 塔和 T204 塔的塔顶与塔底温差相对较小, 因此可以把 MVR 热泵^[10-11]精馏技术应用于该两塔, 提出了塔顶直接压缩式、塔釜闪蒸压缩式 2 种 MVR 热泵精馏工艺, 见图 6 (以 T202 塔为例), 模拟计算结果见表 6, 表中的总能耗和 TAC 是指整个分馏系统的数据。

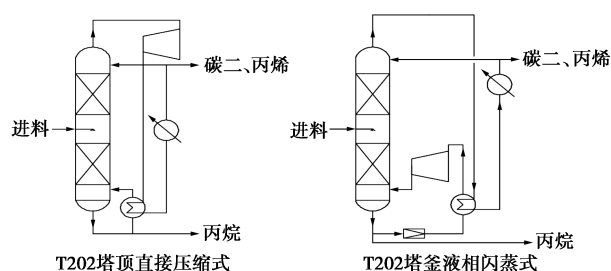


图 6 T202 2 种型式热泵的流程

表 6 T202 和 T204 两塔 MVR 热泵精馏模拟结果

项目	T202		T204	
	塔顶直接 压缩式	塔釜闪蒸 压缩式	塔顶直接 压缩式	塔釜闪蒸 压缩式
塔顶温度/℃	46	46	52	52
塔底温度/℃	61	62	69	70
压缩比	1.5	1.69	1.82	1.91
塔顶热负荷/kW	4565	2161	2568	1140
塔底热负荷/kW	3000	0	234	0
压缩机耗电/kW	1507	2219	1201	1314
总能耗(折标煤)/ (t·a ⁻¹)	13310	10833	13009	9942
TAC/万元	5679	5302	5679	5302

由表 6 数据可知, 塔釜闪蒸式热泵较为节能, 其中 T204 塔节能效果较为显著, 究其原因, 塔釜闪蒸式热泵由于塔釜物料自身减压, 降低了物料的气化温度, 因而可以最大程度利用塔顶的低温蒸汽气化塔底物料, 从而大幅度减低塔釜再沸器对外界新鲜蒸汽的利用。与常规精馏相比 T202 塔顶直接压缩式和塔釜闪蒸式节省费用分别为 58.55%、64.07%; 与常规精馏相比 T204 塔顶直接压缩与塔釜闪蒸式分别节省费用 70.25%、70.68%, 比双效精馏节能优势更加明显。

3.4 T201 与 T205 的 MVR 热集成

由表 3 数据可知, T201 的能耗占能耗的 15.67%, 因此 T201 也具有一定的节能空间。模拟结果发现, 将 T201 的操作压力降至 0.7 MPa 后, 塔底温度降至 62.9℃, 塔底热负荷为 4 243 kW, 因此可将 T205 的塔顶气相直接压缩后用于 T201 的塔釜供热^[12-14], 构成了 T201 与 T205 的 MVR 热集成工艺, 模拟结果见表 7, 表中的总能耗和 TAC 是指整个分馏系统的数据。可见, 采用 T201 与 T205 的 MVR 热集成工艺, 就 T201 本身而言, 能耗减少了 52.53%, 而总能耗减少了 75.9%, TAC 减少了 57.15%。

表7 T201与T205的MVR热集成模拟结果

项目	T201	T202	T203	T204	T205
操作压力/MPa	0.7	2.0	2.2	0.7	0.4
塔顶温度/℃	10.5	46.1	-0.5	52	42.8
塔底温度/℃	62.9	62.2	54.5	70.3	79.1
塔顶热负荷/kW	5599	2161	1001	1140	336
塔底热负荷/kW	2807	0	1116	0	1432
压缩比		1.69		1.91	2.12
压缩机耗电/kW		2219		1314	190
总能耗(折标煤)/(t·a ⁻¹)			8923		
TAC/万元			4730		

3.5 五塔分馏系统的最终优化工艺

通过对五塔分馏系统的T201、T202和T204三塔的节能研究,模拟结果表明,采用T205塔顶与T201塔底的MVR热集成、T202塔釜闪蒸压缩式热泵及T204塔釜闪蒸压缩式热泵精馏工艺是最为节能、最为经济的分馏工艺,最终优化后的工艺流程见图7,最终优化后的模拟结果汇总见表8。可见,与没有优化的工艺(分离序列2)相比,能耗减少了75.9%,TAC减少了57.15%。

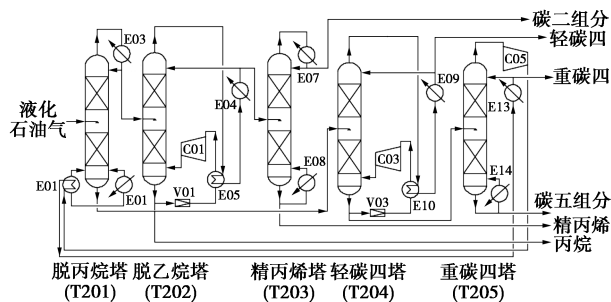


图7 五塔分馏系统的最终工艺流程图

表8 最终优化后的分馏工艺数据汇总

项目	T201	T202	T203	T204	T205
操作压力/MPa	0.7	2.0	2.2	0.7	0.4
塔顶温度/℃	10.5	46.1	-0.5	52	42.8
塔釜温度/℃	62.9	62.2	54.5	70.3	79.1
塔顶热负荷/kW	5599	2161	1001	1140	336
塔底热负荷/kW	2807	0	1116	0	1432
压缩机费用/万元		456		181	60
单塔费用/万元	937	1808	422	1025	538
TAC/万元			4784		

4 结论

通过对气体分馏装置五塔分离工艺的模拟优化分析,得出如下结论:①对于五塔气体分馏装置的常

规精馏工艺,分离序列2最具经济优势。②T204和T205与T202的塔间热集成比常规精馏工艺具有优势,能耗节省39.4%,TAC节省37.1%。③T202和T204分段双效精馏无论采取哪种形式,均比常规精馏工艺节能,但是与塔间热集成相比,没有明显优势。④T202和T204分别采用MVR热泵精馏工艺,节能效果显著,其中塔釜闪蒸式热泵精馏工艺最佳,能耗减少76.7%,TAC节省50.8%。⑤T201降低操作压力后,与T205进行热耦合,能耗减少75.9%,TAC节省57.8%。⑥对于五塔气体分馏装置,最为节能的精馏工艺是:T202和T204分别采用MVR热泵精馏技术,T201塔底与T205塔顶构成MVR热耦合。与分离序列2相比,能耗减少了75.9%,TAC节省了57.15%。

参考文献

- [1] 谭明凤.250 kt/a 气体分馏装置流程模拟及优化[J].齐鲁石油化工,2015,43(3):173-176.
- [2] 王相峰.气体分馏装置的工艺操作优化[D].西安:西安工业大学,2013.
- [3] 夏道祥.气体分馏装置热泵系统节能操作优化[J].石油化工设计,2007,24(3):22-23.
- [4] 董碧军,王煤,罗橙.热泵精馏在气体分馏装置丙烯塔中的应用分析[J].化学工业与工程技术,2008,29(2):58-60.
- [5] William L. Distillation design and control using Aspen Plus simulation[M]. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc, 2013: 83-85.
- [6] Muhammad Zakwan Zaine, Mohd Faris Mustafa, Norazana Ibrahim, et al. Minimum energy distillation columns sequence for aromatics separation process [C]. The 7th International Conference on Applied Energy-ICAIE, 2015.
- [7] 杨建明,袁俊,赵锋伟,等.常规和双效变压精馏工艺分离乙醇胺和三乙烯二胺的模拟[J].石油化工,2014,43(8):924-928.
- [8] 杨德明,王新兵.采用双效变压精馏工艺分离甲苯-正丁醇的模拟[J].石油化工,2009,38(10):1081-1084.
- [9] 张军亮,王峰,彭伟才,等.分离碳酸二甲酯和甲醇的常压-加压精馏工艺流程的模拟[J].石油化工,2010,39(6):646-650.
- [10] 杨德明,陶磊.基于多级蒸汽机械再压缩热泵的稀N,N-二甲基甲酰胺水溶液蒸馏浓缩工艺[J].石油化工,2012,41(11):1298-1301.
- [11] Vincenzo Bianco, Federico Scarpa, Luca A Tagliafico, et al. Estimation of primary energy savings by using heat pumps for heating purposes in the residential sector[J]. Applied Thermal Engineering, 2017, 114: 938-947.
- [12] 孙兰义,昌兴武,谭雅文,等.热耦合技术应用于共沸精馏系统的研究[J].化工进展,2010,29(12):2228-2233.
- [13] 朱玉琴,张海瑞.热泵精馏气体分馏装置的用能分析[J].石油与天然气化工,2015,44(5):116-120.
- [14] 宋明焱,王丽军,成有为,等.两种典型的对苯二甲酸工艺的有效能分析[J].石油化工,2012,41(4):426-433. ■