

研究论文

内部能量集成精馏塔的模拟研究 及其节能特性分析

赵 雄, 罗祎青, 闫兵海, 袁希钢

(化学工程联合国家重点实验室 (天津大学), 天津大学化学工程研究所, 天津 300072)

摘要: 针对苯-甲苯和丙烯-丙烷物系, 模拟分析了压缩比、进料状态及换热量分布方式对理想内部能量集成精馏塔的操作特性、所需塔内换热面积及节能效果的影响。将模拟结果与传统精馏塔及热泵精馏塔进行比较, 结果显示内部能量集成精馏塔的节能效果对于不同物系有较大差别。对苯-甲苯物系, 热泵精馏塔的节能效果最好, 节能百分率为 40%。对丙烯-丙烷物系, 理想内部能量集成精馏塔的节能优势明显, 节能百分率在 60%~80%。本文提出了内部能量集成精馏塔热温匹配的换热量分布方式。模拟结果表明, 达到同样节能效果, 采用热温匹配的换热量分布方式可以在压缩比较小大幅度减小传热面积。

关键词: 内部能量集成精馏塔; 压缩比; 进料热状态; 换热量分布方式; 节能效果

中图分类号: TQ 027.6

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2009) 01-0142-09

Simulation study of internally heat-integrated distillation column and its characteristics for energy saving

ZHAO Xiong, LUO Yiqing, YAN Binghai, YUAN Xigang

(State Key Laboratory of Chemical Engineering (Tianjin University), Chemical Engineering Research Center, Tianjin University, Tianjin 300072, China)

Abstract: Static characteristics of internally heat-integrated distillation column (HIDiC) separating binary mixtures of benzene-toluene and of propylene-propane under different compression ratios, feed thermal conditions and distribution modes of heat duty were investigated through simulation studies, and comparative studies against conventional distillation columns (CDiC) and heat pump assisted distillation column (VRC) were also performed to evaluate the energy-saving effect of HIDiC. The simulation results demonstrated that the ideal HIDiC held its superiority in energy efficiency only for the separation of binary close-boiling mixtures. The results obtained showed that the energy-saving effect of VRC was the best for benzene-toluene, with the value of 40% compared with the CDiC, and in the case of propylene-propane system, the HIDiC provided the best energy-saving effect of 60%—80%. The paper proposes a more reasonable heat duty distribution mode called temperature and heat duty matching (THM) for HIDiC. Compared with the mode of averaged heat duty (AH), the heat transfer area in HIDiC can be reduced significantly at a relative small compression ratio using THM.

Key words: internally heat-integrated distillation column; compression ratio; feed thermal condition; heat duty distribution mode; energy-saving effect

2008-10-06 收到初稿, 2008-10-14 收到修改稿。

联系人: 罗祎青。第一作者: 赵雄 (1983—), 男, 硕士。

基金项目: 天津市应用基础及前沿技术研究计划 (07JCZDJC 02500)。

Received date: 2008-10-06.

Corresponding author: LUO Yiqing. E-mail: luoyq@tju.edu.cn

Foundation item: supported by Tianjin Municipal Science Foundation (07JCZDJC 02500).

引言

精馏过程是流程工业中应用最成熟和最广泛的分离技术。由于它技术成熟、可靠和有效，在工业上的应用远远超过其他任何一种分离技术，是大型流程工业中的首选通用分离技术，在流程工业领域，特别是在化工以及石化、炼油等工业，在可预见的未来尚不可能被其他技术所替代。然而，精馏过程也是高能耗的过程，在大型流程工业中所占能耗比例可超过 40%。同时，精馏又在热力学上是低效的耗能过程，有极高的热力学不可逆性。因此，20 多年来国内外学者对精馏过程能量利用效率的提高进行了大量的研究，研究工作主要集中在系统的能量集成方面，包括塔间的能量集成^[1-4]、精馏换热网络合成以及单塔内部的能量集成。其中内部热集成精馏塔技术旨在提高精馏塔能量利用的可逆程度，可以大幅度降低能耗，其良好的节能效果受到了各国学者的广泛关注。

传统精馏塔 [CDIC, 图 1 (a)] 从精馏塔再沸器引入能量，又从塔顶冷凝器将热量排出，只有少部分能量用来减少产品的熵，因此其热力学效率极低。而传统精馏系统的能量集成是传统精馏塔之间的能量集成，虽在一定程度上提高了能量的利用率，但没有从根本上增加能量利用的可逆程度。热泵精馏 [VRC, 图 1 (b)] 是基于热泵的原理，将塔顶蒸汽低温热源提高到再沸器可以使用的温位，从而减少外部加热和冷却的公用工程消耗，提高精馏过程热力学效率。内部能量集成塔 [HIDiC, 图 1 (c)] 由 Freshwater^[5] 首次提出。20 世纪 70 年代初，King^[6] 对内部能量集成精馏塔技术进行了完整的理论描述，该技术把传统塔从进料处分成两个内部存在能量集成的精馏塔，分别称为精馏段和提馏段。为利用精馏段上升的蒸汽加热提馏段下降的液体，在精馏段和提馏段之间设置压缩机以加压提馏段塔顶出来的蒸汽使其温度升高，这样通过两部分间的能量集成可以在精馏段和提馏段的内部分别产生内回流和上升蒸汽，理想的结果是外回流和再沸器的热负荷都降为 0，回流液体和再沸蒸汽完全由塔间的能量集成提供，即理想内部热集成 (i-HIDiC)。内部热集成精馏相对于热泵精馏，其能量利用的可逆程度进一步得到提高。

1977 年，美国西北大学的 Mah 等^[7] 对内部能量集成塔的概念进行了总结，并定名为“二次回流

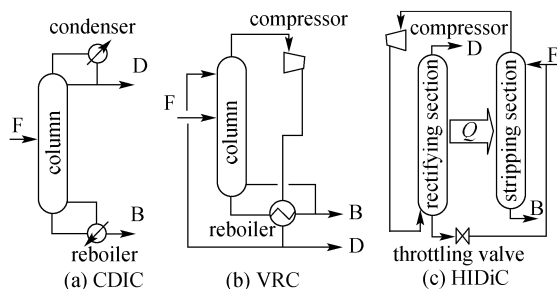


图 1 三种精馏分离塔

Fig. 1 Schematic diagram of three distillation system

和气化 (secondary reflux and vaporization, SRV)”。日本和荷兰的一些学者对内部能量集成塔进行了较深入的研究。Nakaiwa 等^[8] 从 1985 年开始对内部能量集成塔进行研究，建立了实验装置，从理论和实验上证明了其相对于传统塔的良好节能效果，目前在其国家基金的资助下进行工业化实验。荷兰代夫特工业大学过程设备实验室对 HIDiC 进行了大量的研究。Olujic 等^[9] 对内部能量集成的 C_3 分离塔进行了概念设计和经济性分析。模拟结果显示，内部能量集成操作是可行的，相对于热泵系统有一定的优势，其平均年度消费总额比热泵系统降低 20%，同时也指出压缩机投资和操作费用对内部能量集成系统的经济性影响最大。此外还对塔内换热面积的分布进行了研究，指出某些塔板间所需的换热面积相当大，是影响 HIDiC 可行性的主要因素，因此需要平衡配置换热面积和压缩比来达到内部能量集成系统的最优设计。Gadalla 等^[10] 从热力学和水力学角度对内部能量集成系统进行了概念设计。从热力学角度对两塔的温度分布和塔间的温差分布进行了研究，指出夹点板和夹点区域的存在，使塔板间换热量平均分布方式的内部热集成程度大大降低，达到理想内部能量集成所需的压缩比增大，文中还从水力学角度计算了塔内的有效换热面积，开发了模型并提出水力学可行性指数来表征设计的可行性，对塔板间换热量的不均等分布进行了研究，其节能效果显著提高。从以往的研究结果可以看出，i-HIDiC 技术的关键在于压缩比和换热面积的综合优化以及选取合适的进料热状态。进料热状态会影响 i-HIDiC 内部的汽液相流率及温度分布，进而影响其传质、传热及能量利用效果，而目前文献中对进料热状态的影响作用研究甚少。此外，目前对 i-HIDiC 的模拟研究主要集中于换热量平均分布方式 (AH)，即将每对换热板上的热负荷平均化，使沿塔高每对换热板上的换热量相等，通

过控制每对换热板平均换热量 (AHD) 的大小使内部能量集成精馏塔达到理想状态。换热量的平均化在现实中是难以实现的, 并且从能量利用的角度讲是不合理的, 故本文提出一种合理的热温匹配方式 (THM), 使塔板间的换热量与温差的关系满足

$$Q = UA\Delta T \quad (1)$$

式中 U 为总传热系数, A 为换热面积。此外, 对于内部能量集成精馏过程, 实际上很难使外回流和再沸器热负荷同时降为 0, 再沸器热负荷为 0 的情况较为常见, 故本文将理想内部能量集成塔定义为外回流等于 0, 或者再沸器热负荷等于 0, 简称为 i-HIDiC, 而将外回流和再沸器的热负荷同时大于 0 的情况定义为部分内部能量集成塔。

1 影响理想内部能量集成精馏节能效果的参数研究

在理想内部能量集成精馏塔中, 由于回流液体和上升的蒸汽不再由传统的冷凝器和再沸器提供, 而是通过能量集成在精馏段与提馏段之间的换热壁上产生, 这从根本上有别于传统精馏塔的流体现象, 会对内部能量集成精馏塔操作产生重要影响。此外, 由于能量匹配问题源于 HIDiC 的内部能量交换, 对于物系、进料组成及热状态等不同的条件, 精馏段、提馏段的换热需求差别很大, 因此内部能量集成条件变化剧烈, 本研究针对三种不同的精馏系统 (传统精馏、热泵精馏、内部能量集成精馏), 以苯-甲苯、丙烯-丙烷物系为研究对象, 应用 ASPEN PLUS 模拟研究内部能量集成精馏塔在不同压缩比和换热量、进料热状态以及换热量分布方式下的特性和节能效果。精馏段和提馏段都用严格的 RadFrac 模块计算, 模拟流程图见图 2。

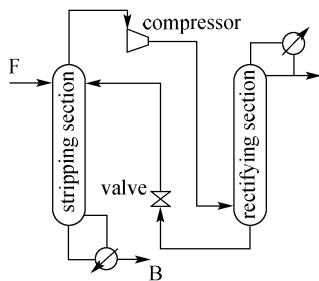


图 2 内部能量集成精馏塔模拟流程图

Fig. 2 Simulation schematic diagram of HIDiC

1.1 苯-甲苯物系

参见表 1, 等质量分数的进料以过冷状态进入进料预热器, 预热到一定的热状态后进入各精馏系统。考察进料热状态在 0~1 之间的 5 种情况, 分别为 0、0.25、0.5、0.75 和 1, 0 和 1 分别代表露点进料和泡点进料, 其他 3 种为气液混合物进料。三种分离系统 (传统精馏、热泵精馏、内部能量集成精馏) 采用相同的塔板数, 从中部进料。VRC 的压缩比由换热器的最小换热温差来确定, 本模拟中将最小换热温差定为 10℃, 模拟计算得到 VRC 所需的压缩比为 3.1。内部能量集成系统提馏段的压力与其他两种系统一致, 都为常压, 精馏段采用 4 种压力, 分别为 0.2、0.225、0.25 和 0.275 MPa, 即压缩比分别为 2.0、2.25、2.5 和 2.75。各塔压降忽略不计。

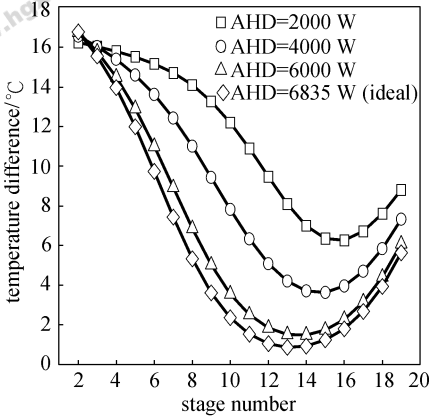
表 1 苯-甲苯物系分离操作条件

Table 1 Operating condition of benzene-toluene

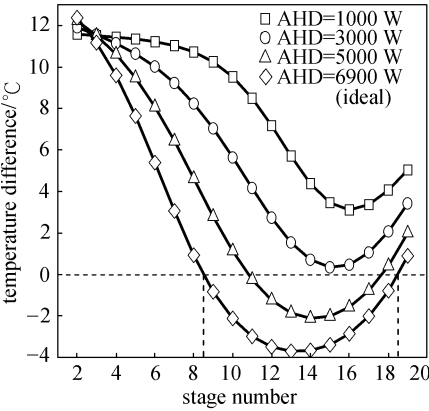
Item	F /kg · h ⁻¹	T /℃	x_{F,C_6}	N_r	N_s	p_r /MPa	p_s /MPa	x_{D,C_6}	x_{W,C_6}
CDiC	1000	50	0.5	20	20	0.1	0.1	0.995	0.005
VRC	1000	50	0.5	20	20	0.1	0.1	0.995	0.005
i-HIDiC	1000	50	0.5	20	20	0.2/0.225/ 0.25/0.275	0.1	0.995	0.005

1.1.1 压缩比和塔内板间换热量的影响 图 3 (a) 表示理想内部能量集成精馏塔在换热量平均分布方式下, 采用压缩比 $p_r/p_s=2.25$ 时, 不同塔内板间换热量条件下塔内换热板间温差的分布。模拟结果表明, 随着平均换热量 AHD 值由 2000 W 增大至 6835 W, 塔板间的温差逐渐减小, 再沸器的热负荷也逐渐降低。当 AHD=6835 W 时可实现该压缩比下的理想内部能量集成, 即此时再沸器的热负荷降为 0, 但同时塔内存在某对换热板的最低温差接近于 0, 从而需为此对换热板提供很大的换热面积。当采用压缩比 2.5 和 2.75 时, 达到理想内部能量集成所需的板间换热量变小, 换热板的最低温差增大。而当压缩比 $p_r/p_s=2$ 时 [图 3 (b)], 由于压缩比较小, 无论如何调节塔内板间换热量, 都无法实现理想内部能量集成。故在此压缩比条件下内部能量集成精馏塔达不到理想状态。所以理想内部能量集成精馏塔存在一个最小压缩比, 对于该物系最小压缩比约为 2.25。

1.1.2 进料热状态的影响 图 4 表示在换热量平均分布方式下三种精馏系统的年度公用工程费用随



(a) $p_r/p_s=2.25$



(b) $p_r/p_s=2$

图 3 不同平均换热量下塔内换热板温差分布
Fig. 3 Temperature difference profiles of heat-exchange stages in different AHD (AH, $q=0.5$)

进料热状态的变化趋势，年度公用工程费用计算方法为

$$COST = 8000 (E \times E_C + W \times W_C + S \times S_C)$$

(2)

各种公用工程的单价见表 2。随进料热状态的增大，三种系统的年度公用工程费用都有减小的趋势。 q 较小，即进料气化分率较大时，对于 VRC 和 i-HIDiC，由于进入压缩机的气相负荷较大，导致压缩功增大，所以 VRC 和 i-HIDiC 的年度公用工程费用高于 CDiC，没有节能优势。随 q 值的增大，VRC 和 i-HIDiC 逐渐显示出节能优势，且 q 值越大节能效果越好。当 $q=1$ 时，年度公用工程费用降到最低值。对 i-HIDiC，压缩比越大，年度公用工程费用越大，原因在于大压缩比需要的压缩功较大，而压缩功所需的电能 在公用工程费用中占的比例最大。

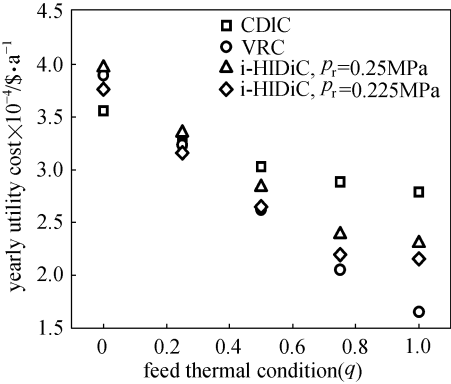


图 4 不同进料条件下三种精馏方式的年度公用工程费用
Fig. 4 Yearly utility cost of three systems under different feed conditions (AH)

表 2 公用工程价格
Table 2 Price of utility

Electricity / \$ · kW ⁻¹ · h ⁻¹	Steam / \$ · kg ⁻¹	Cooling water / \$ · kg ⁻¹
0.06	0.0095	0.00005

图 5 表示以 CDiC 的能量消耗为基准，VRC 和两种压缩比的 i-HIDiC 节能百分率的变化趋势，节能百分率的定义为

$$\phi = \frac{C_{CDiC} - C_{i-HIDiC} \text{ or } C_{VRC}}{C_{CDiC}}$$

(3)

热泵精馏 (VRC) 的节能百分率随 q 值的增加而增大。i-HIDiC 的节能百分率呈现相同的趋势，只是在 q 接近 1 时，节能百分率有所下降。原因可以参见图 6， q 小于 0.75 时，再沸蒸汽比 (boil-up ratio) 等于 0，即再沸器的热负荷等于 0，而外回流 (reflux ratio) 大于 0，即达到了再沸器热负荷为 0 的理想内部能量集成，且外回流随 q 的增大而减小，故节能百分率会逐渐增大。 q 等于 1 时，此时进料气化分率为 0，导致外回流为 0 时，再沸蒸汽比大于 0，即达到了外回流为 0 的理想内部能量集成，而这种理想内部能量集成由于再沸器需要输入热量，对于苯-甲苯物系，其节能效果比再沸器热负荷为 0 时的节能效果差，故节能百分率会下降。由图 5 还可以看出，VRC 的节能效果最好，最高节能百分率可达 40%。而 i-HIDiC 在其最小压缩比时的节能百分率仅为 20% 左右，与文献上的 30%~60% 有一定差异，原因在于文献上的节能百分率大多数从部分内部能量集成塔得到，而理想内部能量集成塔为达到其理想状态提高了压缩比，从而增加了压缩功，而提供压缩功所需电的价

格高于加热蒸汽。由此可见,内部能量集成塔能量利用的最优值不一定在其理想状态,需要对压缩功和热能综合考虑。综合年度公用工程费用和节能百分率,对于苯-甲苯物系的 i-HIDiC,其最佳操作条件为: $p_r/p_s=2.25$, $q=1$ 。对比三种系统的能量利用状况,热泵精馏的节能效果最好。

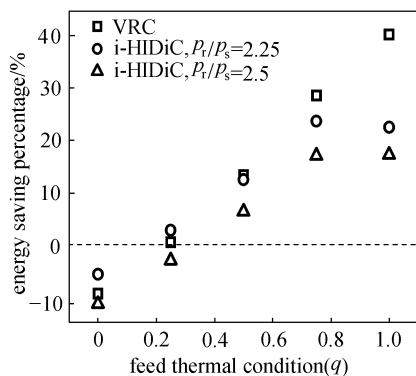


图 5 不同进料条件下 VRC 和 i-HIDiC 精馏方式相对于传统精馏方式的节能百分率

Fig. 5 Energy saving percentage of VRC and i-HIDiC with respect to CDiC under different feed conditions

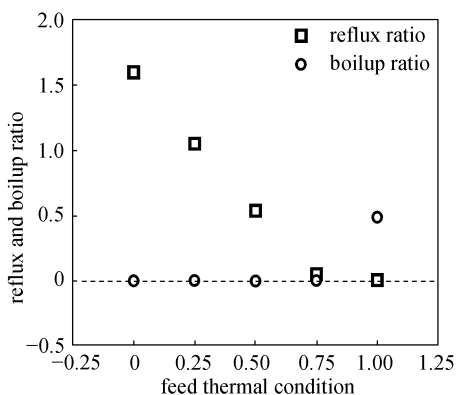


图 6 i-HIDiC 精馏塔不同进料条件下的回流比和再沸比

Fig. 6 Reflux ratio and boil-up ratio of i-HIDiC under different feed thermal condition

1.1.3 换热量分布方式的影响 换热量平均分布方式是将每对换热塔板(分别位于精馏段和提馏段)上的换热量平均化,而由于换热温差沿塔板呈二次函数状分布,在某对换热塔板间会出现最小值,从而需要在此对换热塔板上提供很大的换热面积来完成传热,这样会大幅度增加设备投资。针对此问题,本文提出热温匹配方式,使每对换热塔板上的换热量与换热温差相匹配。图 7 为两种不同换热量分布方式下换热板温差的变化趋势。可以看出,由于热温匹配方式的换热量与温差严格匹配,

使其在塔内的温差分布变化减小,且其最低换热温差大于换热量平均分布方式,即热温匹配方式需要更小的换热面积,可减小设备投资。图 8 表示内部能量集成精馏塔在不同换热量分布方式和进料热状态下换热面积随压缩比的变化趋势。从图中可以看出,换热面积随压缩比的增大而减小,原因在于压缩比大时,换热温差也大,从而需要较小的换热面积。而当压缩比和进料热状态一定时,热温匹配方式需要提供更小的换热面积,且两种换热量分布方式需提供换热面积的差别随压缩比的减小而增大。图 8 还显示,压缩比较大时,两种换热量分布方式需提供换热面积的差别较小。相对于换热量平均分布方式,热温匹配方式可以在接近最小压缩比时大幅度减小换热面积,即可以减小设备投资。

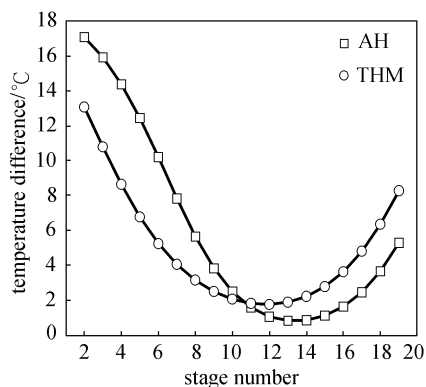


图 7 不同换热方式下塔内换热板温差分布

Fig. 7 Temperature difference profiles of different heat-exchange style ($q=0.5$, $p_r=0.225$ MPa)

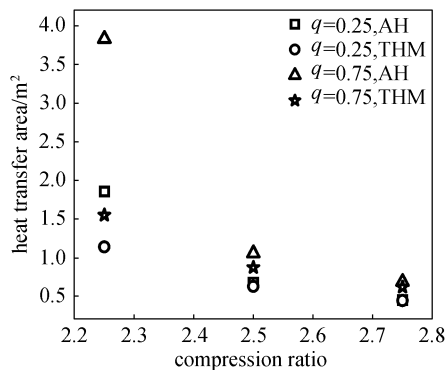


图 8 不同换热方式及压缩比下所需塔内换热面积

Fig. 8 Heat transfer area profiles of different heat-exchange style and compression ratio

1.2 丙烯-丙烷物系

如表 3,三种精馏系统(传统精馏、热泵精馏、内部能量集成精馏)采用相同的塔板数,由于

表 3 丙烯-丙烷物系分离操作条件

Table 3 Operating condition of propylene-propane

Item	$F/\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$	$T/^\circ\text{C}$	$x_{\text{F},\text{C}_3}^=$	N_{r}	N_{s}	p_{r}/MPa	p_{s}/MPa	$x_{\text{D},\text{C}_3}^=$	$x_{\text{W},\text{C}_3}^=$
CDiC	1000	45	0.5	154	58	1.9	1.9	0.996	0.011
VRC	1000	45	0.5	154	58	1.9	1.9	0.996	0.011
i-HiDiC	1000	45	0.5	154	58	1.9	1.3/1.4/1.5/1.59/1.7	0.996	0.011

丙烯-丙烷塔对塔顶丙烯产品的精度要求较高，精馏段塔板数多于提馏段，从塔中下部进料。对于内部能量集成精馏塔，精馏部分和提馏部分塔板数的不对称性产生了三种换热方式，分别为上对齐（UR）、全对齐（MR）和下对齐（LR）（图 9）。孙兰义等^[11]对各种对齐方式的能量利用状况进行了模拟分析，结果显示上对齐型的换热方式节能效果最佳，因此本文采用上对齐的换热方式考察各因素对内部能量集成精馏塔操作特性及节能效果的影响。对于 VRC，为保证足够的换热温差，其压缩比为 2。内部能量集成系统精馏部分的压力与其他两种系统一致，都为 1.9 MPa，提馏部分采用 5 种压力，分别为 1.3、1.4、1.5、1.59 和 1.7 MPa，即压缩比为 1.462、1.357、1.267、1.195 和 1.118。忽略各塔的压降。

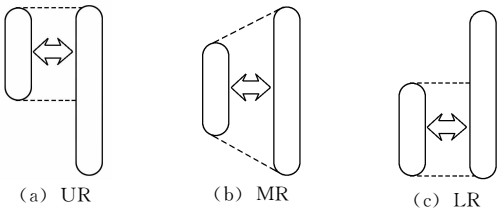
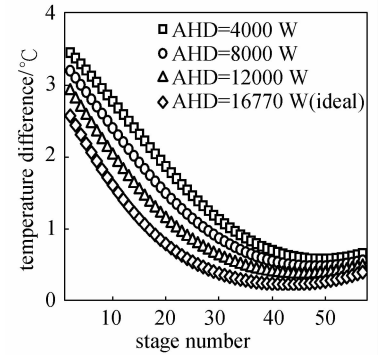


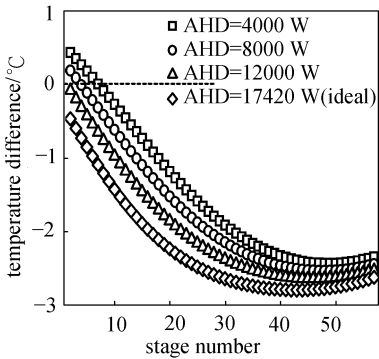
图 9 丙烯-丙烷物系内部能量集成塔三种塔段换热方式

Fig. 9 Three configuration of i-HiDiC for propylene-propane

1.2.1 压缩比和进料热状态的影响 图 10 表示 i-HiDiC 在换热量平均分布方式下换热板间温差的变化趋势。与苯-甲苯物系相同，随 AHD 值的增大，塔板间的温差逐渐减小。而与苯-甲苯物系相比，丙烯-丙烷物系换热板温差的变化幅度较小，且其换热温差最小值更靠近塔底。 $p_{\text{r}}/p_{\text{s}}=1.195$ ，当 AHD=16770 W 时达到理想内部能量集成，换热板的最低温差接近于 0。 $p_{\text{r}}/p_{\text{s}}=1.118$ 时，几乎所有换热板间的温差都小于 0，故在此压缩比下无法实现内部能量集成。所以其最小压缩比约为 1.195。



(a) $p_{\text{r}}/p_{\text{s}}=1.195$



(b) $p_{\text{r}}/p_{\text{s}}=1.118$

图 10 不同换热量及压缩比下内部能量集成塔换热板温差分布

Fig. 10 Temperature difference profiles of heat-exchange stages in different AHD and $p_{\text{r}}/p_{\text{s}}$ (AH, $q=0.5$)

图 11 为采用换热量平均分布方式时，三种精馏系统在不同进料热状态下的年度公用工程费用。与苯-甲苯物系的情况不同，三种系统的年度公用工程费用随进料热状态的变化趋势各不相同。CDiC 的年度公用工程费用明显高于其他两种系统，且其随进料热状态变化很小。i-HiDiC 的年度公用工程费用在 4 种压缩比下都低于 VRC。对 i-HiDiC，压缩比越小，年度公用工程费用越低。图 12 表示以 CDiC 为基准，VRC 和 i-HiDiC 节能百分率的变化趋势。对 i-HiDiC，随 q 值增大，节能百分率逐渐增大，而 VRC 则相反。与苯-甲苯物

系相比, 丙烯-丙烷物系 i-HIDiC 的节能效果更好, 且优于 VRC。但 VRC 的节能百分率仍接近 50%, 而 i-HIDiC 的节能百分率最高可达 80%, 最低也接近 60%, 表明物系的沸点越接近, i-HIDiC 的优势越大, 即 i-HIDiC 更适合于沸点相差较小的物系。

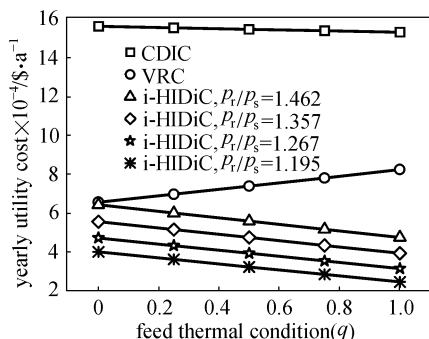


图 11 不同进料条件下三种分离技术的年度公用工程费用

Fig. 11 Yearly utility cost of three systems under different feed conditions (AH)

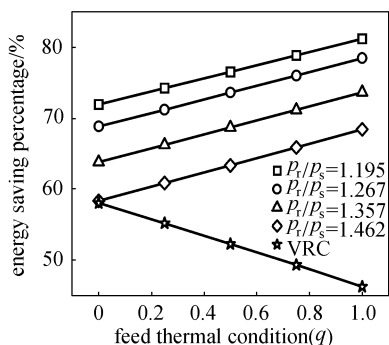


图 12 不同进料条件下 VRC 和 i-HIDiC 精馏方式相对于 CDiC 传统精馏方式的节能百分率

Fig. 12 Energy saving percentage of VRC and i-HIDiC with respect to CDiC under different feed conditions (AH)

1.2.2 换热量分布方式的影响 图 13 表示在不同压缩比下两种不同换热量分布方式对换热板温差分布的影响。从图中可以看出, 其变化趋势与苯-甲苯物系相同。由于丙烯-丙烷物系的沸点差远小于苯-甲苯物系, 其温差变化相对较小。此外, 压缩比较大时, 两种取热方式对塔板间温差影响较小的性质也与苯-甲苯物系一致。图 14 表示了内部能量集成精馏塔在不同换热量分布方式和进料热状态下换热面积随压缩比的变化趋势。从图中可以看出, 与苯-甲苯物系相同, 换热面积随压缩比的增大而减小。与苯-甲苯物系不同的是, 由于丙烯-丙烷物系的沸点差非常接近, 所以在压缩比较大时, 不同

进料热状态和换热量分布方式下所需的换热面积基本一致。而当压缩比接近其最小值时, 热温匹配方式可以大幅度减小换热面积的性质与苯-甲苯物系一致。

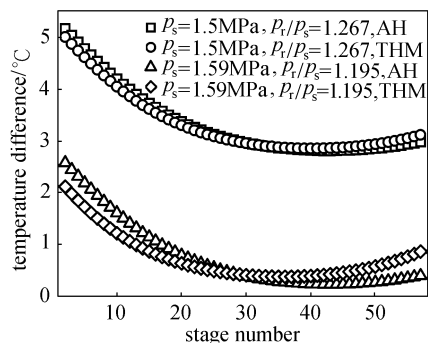


图 13 不同压缩比及换热方式下 i-HIDiC 塔换热板温差分布

Fig. 13 Temperature difference profiles of different heat-exchange style and p_t/p_s ($q=0.5$)

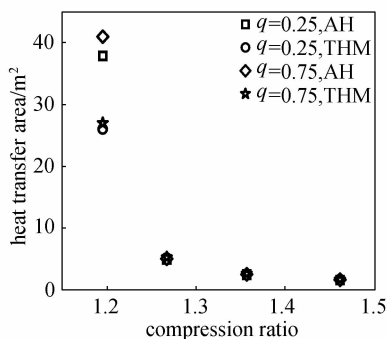


图 14 不同换热方式及压缩比下 i-HIDiC 塔所需换热面积

Fig. 14 Heat transfer area profiles of different heat-exchange style and heat thermal condition

1.3 不同物系对于 i-HIDiC 的影响

本文对两种物系进行了研究, 两物系的不同在于其组分间的沸点差, 即相对挥发度的差别。苯-甲苯物系的沸点差为 30℃, 而丙烯-丙烷物系的沸点差仅为 5℃。对比图 3 和图 10 得出, 由于两物系沸点差相差比较大, 苯-甲苯物系换热板间的温差明显大于丙烯-丙烷物系, 且苯-甲苯物系换热板间的温差沿塔段的变化更大, 故丙烯-丙烷物系需要更大的传热面积来完成传热。对比节能效果, 丙烯-丙烷物系的最高节能效果可达 80%, 而苯-甲苯物系仅为 20%, 表明 i-HIDiC 的节能效果对于不同物系有较大差别。

相对于传统精馏技术, 热泵精馏塔和内部能量

集成精馏塔都适合于分离相对挥发度较小的物系。其原因在于：对于相对挥发度较小的物系，传统精馏需要相当大的塔板数和回流比，从而使塔的操作费和设备费巨大。而当采用热泵精馏和内部能量集成精馏塔时，虽然增加了一定的设备投资，但由于对塔内部的能量进行了集成，使回流比大幅度下降，所以会很大程度地降低操作费。

相对于热泵精馏，由于内部能量集成精馏的能量集成度更高，所以其操作费会更低，但同时也需要提供更多的传热面积来完成传热。综合考虑设备费用和操作费用时，由于内部能量集成精馏塔的结构较复杂，造价高，如果分离相对挥发度不是很接近于1的物系时，增加的设备费用可能大于减少的操作费用；而热泵精馏塔由于其结构相对简单，虽然操作费用大于内部能量集成精馏塔，但设备费用较小。所以针对不同物系，需要综合考虑总费用确定最优的精馏方案。

2 结 论

(1) 压缩比对 i-HIDiC 节能效果的影响很大，压缩比越小，节能效果越好，但压缩比的下限为最小压缩比。同时，压缩比小时，换热板间的温差也小，故需要更多的换热面积，即增加设备投资，所以需综合操作费用和设备费用对压缩比进行优化。

(2) 理想内部能量集成精馏塔的年度公用工程费用随进料热状态的增加而减小。对苯-甲苯物系，其较佳的进料热状态约为 0.75，而丙烯-丙烷物系的较佳进料热状态为 1。

(3) 压缩比较大时，不同换热量分布方式对内部能量集成精馏塔的能耗和换热面积影响都不大。而当压缩比接近其最小值时，两种换热量分布方式的能耗相差较大，热温匹配方式可以大幅度减小换热面积，从而减小设备投资。

(4) 比较三种精馏系统（传统精馏、热泵精馏、内部能量集成精馏）的能量利用状况，对苯-甲苯物系，VRC 的节能效果最好，节能百分率可达 40%。对丙烯-丙烷物系，理想内部能量集成精馏塔的节能优势明显，节能百分率可达 60%~80%。表明内部能量集成精馏塔更适合分离相对挥发度接近 1 的物系。

致谢：本研究工作还受到教育部创新团队资助（IRT0641）。

符 号 说 明

- A ——换热面积， m^2
 A_{HDI} ——换热量平均分布方式下每对换热塔板的换热量， W
 C_{CDIC} ——传统精馏塔年度公用工程费用， $\$ \cdot \text{a}^{-1}$
 $C_{\text{i-HIDiC}}$ ——理想内部能量集成塔年度公用工程费用， $\$ \cdot \text{a}^{-1}$
 C_{VRC} ——热泵精馏塔年度公用工程费用， $\$ \cdot \text{a}^{-1}$
 COST ——年度公用工程费用， $\$ \cdot \text{a}^{-1}$
 E ——电消耗量， $\text{kW} \cdot \text{h}$
 E_{C} ——电价格， $\$ \cdot \text{kW}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$
 F ——精馏塔进料流率， $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
 $N_{\text{r}}, N_{\text{s}}$ ——分别为精馏段和提馏段塔板数
 $p_{\text{r}}, p_{\text{s}}$ ——分别为精馏段和提馏段操作压力， MPa
 $p_{\text{r}}/p_{\text{s}}$ ——压缩比
 Q ——换热板间的热负荷， W
 q ——精馏塔进料热状态
 S ——蒸汽消耗量， $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
 S_{C} ——蒸汽价格， $\$ \cdot \text{kg}^{-1}$
 T ——进料温度， K
 ΔT ——换热板间的温差， K
 U ——总传热系数， $\text{W} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$
 W ——冷却水消耗量， $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
 W_{C} ——冷却水价格， $\$ \cdot \text{kg}^{-1}$
 $x_{\text{D}_{\text{C}_3}}, x_{\text{D}_{\text{C}_6}}$ ——分别为丙烯和苯的塔顶质量组成
 $x_{\text{F}_{\text{C}_3}}, x_{\text{F}_{\text{C}_6}}$ ——分别为丙烯和苯的进料质量组成
 $x_{\text{W}_{\text{C}_3}}, x_{\text{W}_{\text{C}_6}}$ ——分别为丙烯和苯的塔底质量组成
 φ ——节能百分率，%

References

- [1] Yuan X G, An W Z. Synthesis of heat integrated complex distillation flowsheet via stochastic optimization approaches. *Chinese Journal of Chemical Industry and Engineering*, 2002, **10** (5): 495-507
- [2] An Weizhong (安维中), Yuan Xigang (袁希钢). Synthesis of thermally coupled complex distillation system based on stochastic optimization (I): Problem formulation. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2006, **57** (7): 1591-1598
- [3] An Weizhong (安维中), Yuan Xigang (袁希钢). Synthesis of thermally coupled complex distillation system based on stochastic optimization (II): Example illustration and analysis. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2006, **57** (7): 1599-1604
- [4] An Weizhong (安维中). Synthesis of complex distillation systems based on stochastic optimization [D]. Tianjin:

- Tianjin University, 2003
- [5] Freshwater D C. Thermal economy in distillation. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 1951, **29**: 149
- [6] King C J. Separation Processes. New York: McGraw-Hill, 1971
- [7] Mah R S H, Nicholas J J, Wodnik R B. Distillation with secondary reflux and vaporization: a comparative evaluation. *AIChE J.*, 1977, **23**: 651-657
- [8] Nakaiwa M, Huang K, Endo A, *et al.* Internally heat integrated distillation columns: a review. *Trans. IchemE, Part A, Chem. Eng. Res. Des.*, 2003, **81** (1): 162-177
- [9] Olujic Z, Sun L, *et al.* Conceptual design of an internally heat integrated propylene-propane splitter. *Energy*, 2006, **31**: 3083-3096
- [10] Gadalla M, Jimenez L, Olujic Z, Jansens P J. A thermohydraulic approach to conceptual design of an internally heat-integrated distillation columns (i-HIDiC). *Computers and Chemical Engineering*, 2007, **31**: 1346-1354
- [11] Sun Lanyi (孙兰义), Olujic Z (扎寇·奥鲁秩驰). Study on configurations for a heat integrated distillation column. *Chemical Engineering (化学工程)*, 2006, **34** (11): 4-7