

文章编号: 1005—8893 (2000) 01—0036—04

乙烯精馏塔热泵流程的模拟^{*}

杨德明¹, 匡 华²

(1. 江苏石油化工学院 化学工程系, 江苏 常州 213016; 2. 常州技术师范学院 化学工程系, 江苏 常州 213001)

摘要: 利用 ASPEN PLUS 软件, 对常规乙烯精馏塔的操作工况进行了模拟。在此基础上, 提出了该精馏塔的两开式热泵流程并作了模拟计算, 确定了以上两种开式热泵流程的操作条件。计算结果表明, 与乙烯常规精馏相比, A 型开式热泵流程可节能 24.9%, B 型开式热泵流程可节能 12.6%。

关键词: ASPEN PLUS 软件; 热泵流程; 模拟; 能耗

中图分类号: TEO

文献标识码: A

在精馏操作中, 按一般的常规流程, 需用外来冷剂移去塔顶的热量, 又需用外来热剂在塔底供给热量, 因此能量的利用极不合理。再者, 如果塔顶温度低于环境温度 (如乙烯精馏塔), 则必须用低温冷剂移去塔顶的热量, 因而须用到冷冻循环制冷。如果将冷冻循环制冷系统中工质的冷凝器用作塔底再沸器, 将工质的蒸发器用作塔顶冷凝器, 就可成为能量合理利用的热泵系统了^[1,2]。物料与冷剂自成系统, 互不相干的称为闭式热泵系统, 直接以塔顶或塔底的物料作为冷剂的称为开式热泵系统, 其中直接以塔顶低温气体物料为工质的称为 A 型开式热泵系统, 直接以塔底物料为工质的称为 B 型开式热泵系统。

乙烯塔是乙烯装置中的关键塔, 由于乙烷和乙烯的沸点接近, 因此分离较为困难, 须消耗的冷量较多, 约占装置冷量的 36%, 因而乙烯塔的能量是否得到合理利用在很大程度上将会影响整个乙烯装置的能耗。如采用热泵流程, 可以节约大量的冷量, 降低装置能耗^[3]。但由于热泵流程的采用增加了其操作的复杂性, 目前, 乙烯装置采用热泵流程的不多。本文从节能角度出发, 将热泵技术用于乙烯塔, 在模拟运算的基础上, 确定热泵流程的操作参数, 为乙烯塔节能提供一些理论依据。

1 常规流程的模拟

1.1 基础数据

某厂 30 万吨乙烯装置中的常规乙烯精馏塔见图 1, 该塔共有 70 块实际板, 操作压力为 0.57 MPa, 回流比为 2.4。温度为 -60°C 、压力为 0.72 MPa、流量为 1 520.0 kmol/h 的 C_2 馏分在第 42 块板 (由上往下数) 进料, 其中含甲烷

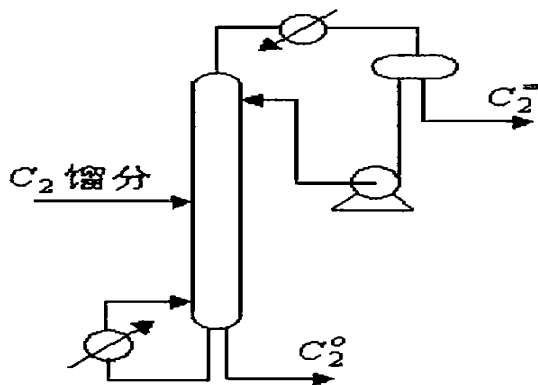


图 1 乙烯塔的常规精馏流程

0.1%, 乙烯 87.96%, 乙烷 11.0%, 丙烯 0.93%, 丙烷 0.01% (以上均为摩尔百分率, 下

* 收稿日期: 1999—10—27

作者简介: 杨德明 (1966—), 男, 江苏苏州人, 硕士, 主要从事反应工程与化工模拟方面的研究。

同)。塔顶气相温度为 $-70\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，用 $-75\text{ }^{\circ}\text{C}$ 低温级的乙烯作冷剂将气相冷凝成液相，一部分通过回流泵回流，其余作为产品采出。塔底温度为 $-49\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，压力为 0.60 MPa ，再沸器采用 $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 的丙烯冷剂蒸汽冷凝供热。

1.2 模拟结果

利用 ASPEN PLUS 软件^[4]，选用 PR-BM 物性集 (Peng-Robinson 立方型状态方程) 计算气液相平衡及焓，采用 RADFRAC (严格精馏/吸收) 模型模拟乙烯塔，并规定塔板效率为 0.68 。将以上基础工艺数据和物性计算模型输入软件包进行模拟运算，得到了塔内温度分布，并与实际数据作了比较 (图 2)，可见模拟结果与实际数据非常接近。塔顶乙烯产品的纯度为 99.88% ，收率为 98.6% (摩尔收率，下同)。塔顶冷凝负荷为 $3.25 \times 10^6\text{ kW}$ ，塔底再沸器负荷为 $3.05 \times 10^6\text{ kW}$ 。由实际生产中采用的乙烯-丙烯复迭制冷过程其冷剂的制冷温度与单位能量消耗的关系可知^[5]，温度为 $-75\text{ }^{\circ}\text{C}$ 位级的乙烯冷剂其能耗为 $1.5\text{ kW}\cdot\text{h}/1000\text{ kcal}$ ，温度为 $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$ 位级的丙烯冷剂其能耗为 $0.6\text{ kW}\cdot\text{h}/1000\text{ kcal}$ 。因而要获得塔顶所需的冷凝负荷其能耗为： $3.25 \times 10^6 \times 3600 \times 1.5 / (4.18 \times 10^3) = 4.20 \times 10^6\text{ kcal}\cdot\text{h}^{-1}$ ；同样要获得塔底热负荷其能耗为： $1.57 \times 10^6\text{ kcal}\cdot\text{h}^{-1}$ 。从而可计算出常规流程乙烯塔的能耗为： $(4.20 + 1.57) \times 10^6 / (1520 \times 0.8796 \times 0.986 \times 28) = 156.3\text{ kcal/kgC}_2$ 。

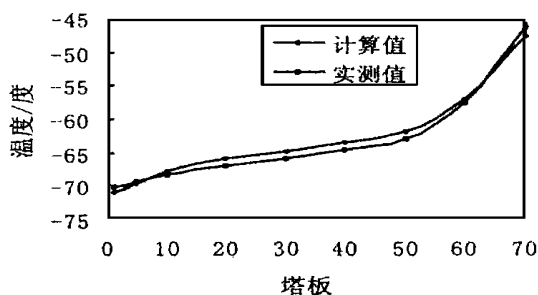
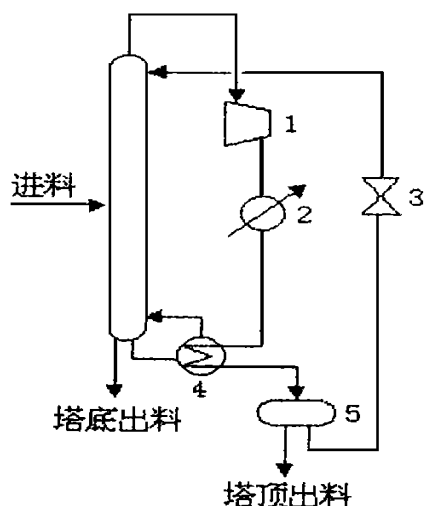


图2 乙烯塔的温度分布

2 热泵流程的模拟

2.1 A型开式热泵流程的模拟

图3为乙烯塔的A型开式热泵流程，它不用外来冷剂作媒介，直接以塔顶蒸出的低温乙烯气为制冷循环冷剂。经计算可知，为满足该流程的能量平衡，经压缩机1增压后的乙烯气必须经一冷却器2移走部分热量（该冷却器采用温度为 $-75\text{ }^{\circ}\text{C}$ 位级的乙烯作冷剂），然后在塔底换热器4中冷凝，释放的潜热用作塔底供热。凝液部分为塔顶出料，部分经节流阀3节流降温后流入塔作为塔顶液相回流。



1. 压缩机 2. 冷却器 3. 节流器
4. 塔底换热器 5. 回流罐

图3 A型开式热泵流程

增大压缩比，可提高乙烯气在塔底换热器中的冷凝温度，提高塔底的传热温差，节省塔底换热器面积，但同时压缩机的功耗也随之增大。计算得到了压缩比与产品能耗的关系 (图4)，故采用压缩

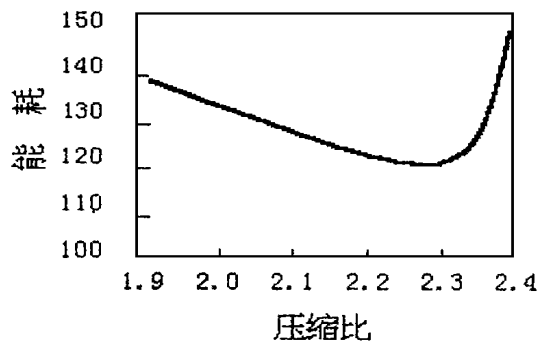


图4 压缩比与产品能耗的关系

比 2.28 较为合适。为了使节流后的物流返回塔顶，规定节流阀后压力为 0.6 MPa 。将以上规定输入软

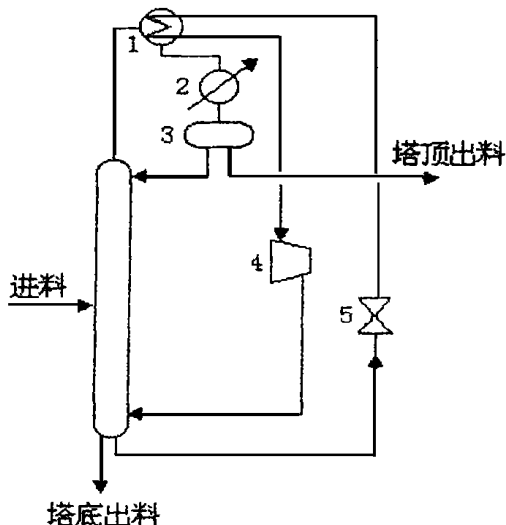
件包进行模拟运算, 结果见表 1。则 A 型开式热泵流程其单位产品的能耗为: $(4\,450 + 375 \times 1.5) \times 3\,600 / (4.18 \times 1\,520 \times 0.879\,6 \times 0.983 \times 28) = 117.3 \text{ kcal/kgC}_2^=$, 可见, 与常规流程相比可节约单位产品的能耗约 24.9%。

表 1 乙烯塔常规精馏与热泵精馏模拟结果的比较

项目	常规流程	A 型开式 热泵流程	B 型开式 热泵流程
塔顶温度/℃	-70.7	-69.8	-70.2
塔底温度/℃	-47.3	-48.2	-51.6
塔顶乙烯纯度, %	99.88	99.88	99.86
乙烯摩尔收率, %	98.6	98.5	98.5
塔顶换热器热负荷/kW	3.25E6		2.68E6
塔底换热器热负荷/kW	3.05E6	3.12E6	
压缩机出口压力/MPa		1.3	0.65
压缩机出口温度/℃		-11.3	3.9
节流阀后压力/MPa		0.6	0.18
节流后温度/℃		-66.3	-77.5
冷凝器出口温度/℃			-68.5
冷却器出口温度/℃		-42.9	
冷凝器热负荷/kW			5.87E5
冷却器热负荷/kW		3.75E5	
塔顶冷剂汽化温度/℃			-71.8
塔底热剂冷凝温度/℃		-43.1	
压缩比		2.28	3.61
压缩机功耗/kW		4.45E3	4.95E3
产品能耗/ $\text{kcal} \cdot \text{kg}^{-1} (\text{C}_2^=)^{-1}$	156.3	117.3	136.6
节约能耗/ $\text{kcal} \cdot \text{kg}^{-1} (\text{C}_2^=)^{-1}$		24.9%	12.6%

2.2 B 型开式热泵流程的模拟

图 5 为 B 型开式热泵流程, 塔底液相物料经节



1. 塔顶换热器 2. 冷凝器 3. 回流器
4. 压缩机 5. 节流阀

图 5 B 型开式热泵流程

流阀 5 降压后, 在塔顶换热器 1 中汽化, 将塔顶的低温乙炔气冷凝成液相。经计算可知, 节流后的塔底液相物料在塔顶换热器中的汽化吸热不足以将塔顶乙炔气全部冷凝下来, 因此, 需在塔顶换热器后加一冷凝器 2 以保证乙炔气全部冷凝 (该冷凝器采用温度为 $-75\text{ }^{\circ}\text{C}$ 位级的乙炔作冷剂)。汽化后的塔底物料经压缩机 4 增压后返回塔底作为塔底汽相回流。

节流后的压力越低, 温度越小, 则可提高塔顶换热器的传热温差, 节省塔顶换热器面积, 但压缩机的压缩比须增大, 功耗加大。计算得到了节流阀后压力与产品能耗的关系 (图 6), 故采用节流阀后压力 0.18 MPa 较为合适。为了使压缩后的塔底物料返回塔底, 规定压缩机的出口压力为 0.65 MPa 。将以上规定输入软件包进行模拟运算, 结果见表 1。则 B 型开式热泵流程其单位产品的能耗为: $(4\,950 + 595 \times 1.5) \times 3\,600 / (4.18 \times 1\,520 \times 0.879\,6 \times 0.984 \times 28) = 136.6 \text{ kcal/kgC}_2^=$, 可见, 与常规流程相比可节约能耗约 12.6%。

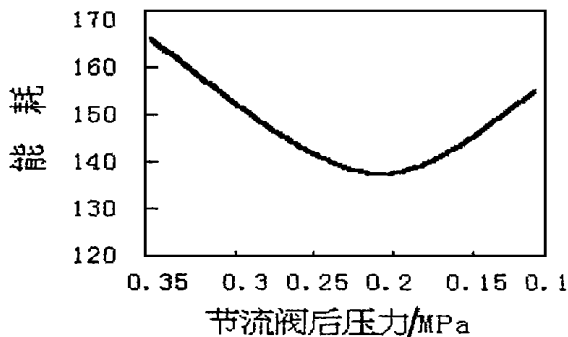


图 6 节流阀后压力与产品能耗的关系

3 结 论

(1) 利用 ASPEN PLUS 软件, 选用 PR-BM 物性模型和 RADFRAC 精馏模型, 能很好地模拟乙烯塔的操作工况。

(2) 通过计算确定了两种开式热泵流程的最佳工艺操作参数, 即 A 型开式热泵流程的压缩比为 2.28, 节流后压力为 0.60 MPa ; B 型开式热泵流程的压缩比为 3.61, 节流后压力为 0.18 MPa 。

(3) 计算结果表明, 与常规乙炔精馏流程相比, A 型开式热泵流程可节能 24.9%, B 型开式热泵流程可节能 12.6%。

(4) 从节能角度考虑, A 型开式热泵流程优于 B 型开式热泵流程, 但 A 型开式热泵流程是直接以

低温乙烯气体作为制冷循环剂, 因此可能会影响产品乙烯的纯度, 而 B 型开式热泵流程则不存在这个问题。

参 考 文 献

[1] [美] 欣斯基 F G. 蒸馏控制 [M]. 北京: 中国石化出版社, 1992. 38—40.

[2] James R F, Jose L B. Distillation Columns Containing Structured Packing [J]. Chem Eng Prog, 1990, 86 (1): 19—29.

[3] 王汉松. 乙烯装置技术 [M]. 北京: 中国石化出版社, 1993. 269—274.

[4] Aspen Tech. Process Simulation with ASPEN PLUS/ Model Manager Course Notes [M]. Cambridge: Massachusetts, 1991.

[5] 吴指南. 基本有机化工工艺学 [M]. 北京: 化学工业出版社, 1979. 103.

Simulation for Heat Pump Flowsheet of Ethylene Tower

YANG De-ming¹, KUANG Hua²

(1. Department of Chemical Engineering, Jiangsu Institute of Petrochemical Technology, Changzhou 213016, China; 2. Department of Chemical Engineering, Changzhou Teachers College of Technology, Changzhou 213001, China)

Abstract: Two kinds of heat pump flowsheet of ethylene tower were proposed based on the calculation results of the conventional ethylene tower with ASPEN PLUS software, and simulations of the two kinds of heat pump flowsheet were performed. The simulation results show that compared with the conventional ethylene tower, the A—heat pump flowsheet could save energy consumption by 24.9%, and the B—heat pump flowsheet could save energy consumption by 12.6%.

Key words: ASPEN PLUS software; heat pump flowsheet; simulation; energy consumption