

具有中间再沸器和中间冷凝器的二元精馏塔操作线斜率分析和理论板数计算

邓春,陆炫彤

(中国石油大学 化学工程与环境学院 重质油国家重点实验室,北京 102249)

摘要:对于设置中间再沸器和中间冷凝器的二元精馏塔,本文首先提出将精馏塔划分为精馏段、中间冷凝段、精馏中间段、提馏中间段、中间再沸段和提馏段,对各段的操作线的斜率进行严格推导和分析,并利用逐板计算法计算理论板数。以苯-甲苯二元精馏分离的实例进行分析,计算出各段的操作线方程。案例分析结果表明,设置中间换热的精馏塔理论板数比常规精馏塔的理论板数多10.23块,并在 $y-x$ 图中绘制 McCabe-Thiele图,直观显示设置中间换热器精馏塔的理论板数增加。

关键词:中间再沸器;中间冷凝器;精馏塔操作线;McCabe-Thiele图;逐板计算法

中图分类号:TQ053.5

文献标识码:A

文章编号:1008-021X(2020)07-0245-06

Derivation of the Slopes of Operating Line and Calculation of Theoretical Plates for the Binary Distillation Column with Intermediate Reboiler and Intermediate Condenser

Deng Chun, Lu Xuanton

(China University of Petroleum, Beijing 102249, China)

Abstract: This paper firstly divide the binary distillation column with intermediate reboiler and intermediate condenser into rectifying section, intermediate condensing section, intermediate rectifying section, intermediate stripping section, intermediate reboiling section and stripping section. The slope of each operating lines is strictly derived and analyzed. The number of theoretical plates is calculated by the plate-by-plate calculation method. An example of binary distillation separation of benzene-toluene is analyzed, and the operation line equations of each segments are calculated. The results show that the theoretical number of the distillation column with the intermediate reboiler and intermediate condenser is 10.23 plates more than that of the conventional rectification column. The McCabe-Thiele diagram is drawn on the $y-x$ equilibrium diagram, which visually shows that the number of theoretical plates of the distillation column with the inter-exchanger is increased.

Key words: intermediate reboiler; intermediate condenser; distillation operating line; McCabe-Thiele diagram; plate-by-plate calculation method

常规的精馏塔包含一股进料和塔顶、塔底两股出料,塔顶设置的冷凝器将塔顶第一块板上升的气相冷凝,提供液相回流;塔底设置的再沸器将塔底液相部分汽化,提供气相回流。在有合适的热源或者冷源的情况下,设置中间再沸器和中间冷凝器可以减少原有换热器的热负荷,降低了对高品位热源或者冷源的需求量,以达到节能的目的。但是设置中间再沸器和中间冷凝器的精馏塔,降低了部分塔段的分离能力,导致理论板数增加,进而增加了投资费用。

Agrawal 和 Herron^[1]提出了理想二元混合物精馏过程是否需要加入中间换热器的简化判别模型,该模型可以较快的判断设置中间换热器对分离效率的影响。陆恩锡等^[2]研究了加入中间换热器对精馏塔系统的操作的影响,指出了增加中间换热器后精馏塔塔板数和回流比的变化关系,并总结了采用中间换热器的条件。高晓新等^[3]对常规和具有中间冷凝和再沸的乙烯精馏塔分别进行模拟与优化,结果表明设置中间换热器之后的乙烯精馏塔年总费用下降8.56%。闫秀等^[4]应用 Excel 分析了设置中间冷凝器及其放置位置以及其蒸汽引出率对精馏过程能耗的影响。Agrawal 和 Fidkowski^[5]提出,对于非理想物系,精馏段设置中间再沸器和提馏段设置中间冷凝器,可以减少总理论板数和公用工程用量。

然而,笔者发现已有文献中的具有中间再沸器和中间冷凝器的精馏塔操作线并不一致,且不够准确,尚未有各段操作线

方程的推导。为了解决该问题,本文对具有中间再沸器和中间冷凝器的二元理想物系精馏塔操作线的斜率进行严格推导和分析,分别在 $y-x$ 图中绘制了常规二元精馏塔和具有中间再沸器和中间冷凝器的精馏塔的操作线并进行分析。最后,以苯-甲苯的分离案例,说明设置中间再沸器和中间冷凝器对精馏塔理论板数的影响。

1 设置中间再沸器和中间冷凝器的二元精馏操作线斜率推导及分析

图1(a)为常规精馏塔的示意图,已知条件为塔顶产品量 D ,塔底产品量 W ,精馏段液气比 L/V ,提馏段液气比 L'/V' ,塔顶产品纯度 x_D ,塔底的产品纯度 x_W ,回流比 R 和进料热状况参数 q 。设置中间再沸器和中间冷凝器的精馏塔如图1(b)所示,定义该精馏塔自上而下各部分为精馏段、中间冷凝段、精馏中间段、提馏中间段、中间再沸段和提馏段。

基于恒摩尔流和理论板假设,对图1(a)中常规精馏塔的精馏段及提馏段进行物料衡算,可以得到操作线方程如式(1)和(2)所示:

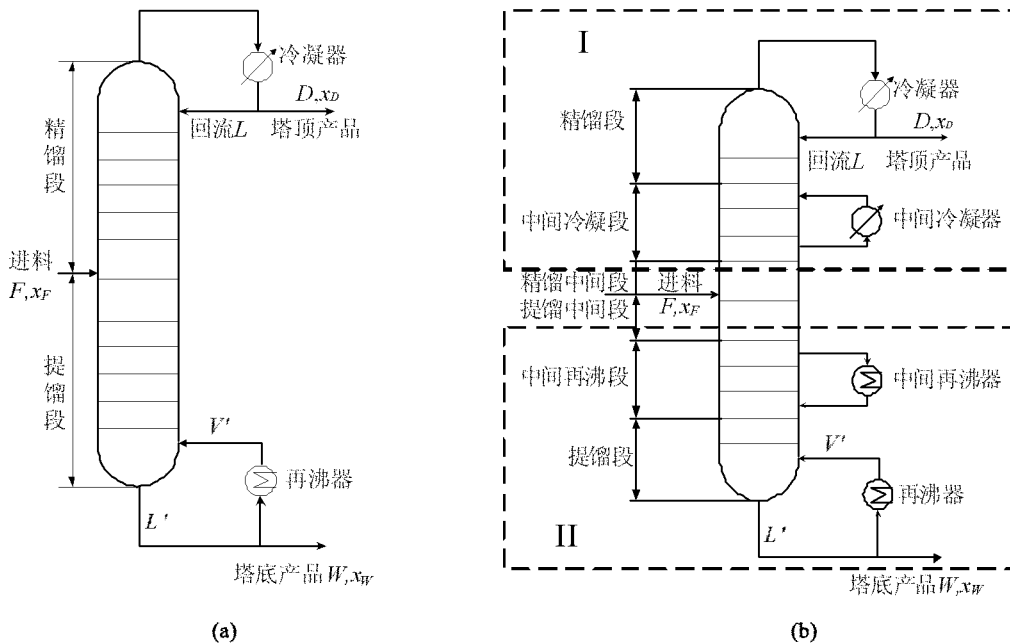
$$y_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_D \quad (1)$$

$$y_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_D \quad (2)$$

收稿日期:2020-02-10

基金项目:北京高校“优质本科课程”《化工原理》,中国石油大学(北京)教改项目:“《化工原理》混合式教学课程建设”,“化工原理核心课程建设”和“《化工系统工程》教学内容的革新”

作者简介:邓春(1984—),副教授,博士。



(a) 常规精馏塔; (b) 设置中间再沸器和中间冷凝器的精馏塔
图 1 两种精馏塔示意图

Fig. 1 Schematic diagram of two distillation columns

式(1)和(2)中的气液相流量 L, V, L', V' 可由下式计算得到:

$$L = RD, V = (R + 1)D \quad (3)$$

$$L' = L + qF, V' = V - (1 - q)F \quad (4)$$

由全塔物料平衡 $F = D + W$ 及 $F \cdot x_F = D \cdot x_D + W \cdot x_W$ 可得塔顶采出率 D/F 和塔釜采出率 W/F 为,

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W}, \frac{W}{F} = \frac{x_D - x_F}{x_D - x_W} \quad (5)$$

对于设计型命题,精馏塔的分离要求一定,即塔顶产品纯度 x_D 、塔底产品纯度 x_W 保持不变。假定设置中间再沸器和中间冷凝器前后,回流比 R 和进料热状况参数 q (假设进料为饱和液相,即 $q = 1$) 均不变,精馏塔仍然满足理论板和恒摩尔流假设,部分气体或液体被引出精馏塔冷凝或汽化,与常规精馏塔相比塔内的气、液体流量发生变化,操作线的斜率随之改变,现探究各段的操作线斜率变化规律。

1.1 精馏中间段

在图 1(b) 中的虚线框 I, 即进料板至塔顶范围进行轻组分的物料衡算,精馏中间段下降的气、液相流量与常规精馏塔精馏段的一致,所对应的操作线方程也一致,如式(1)所示。

1.2 中间冷凝段

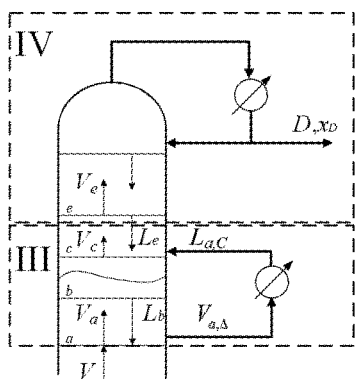


图 2 中间冷凝段物料衡算示意图

Fig. 2 Schematic diagram of material balance in the middle condensation section

中间冷凝段是对精馏段气相进行冷凝的部分,气相从下方塔板抽出进入塔外的中间冷凝器,冷凝成液相后返回较上层塔板。假设气相从第 a 块板部分抽出,抽出量为 $V_{a,\Delta}$,抽出后剩余气相 V_a 进入 b 板的气体, $V_{a,\Delta}$ 在中间冷凝器中全部冷凝成液相 $L_{a,c}$ 后返回第 c 块板(c 板位于 a 板上方),即 $V_{a,\Delta} = L_{a,c}$,过程如图 2 虚线圈 III 所示。

为探讨中间冷凝段的操作线方程斜率变化,对 b 板的液气比 $\frac{L_b}{V_a}$ 进行分析,由恒摩尔流假定,可得:

$$V_a = V - V_{a,\Delta}, L_a = L \quad (6)$$

故操作线斜率由式(7)表示:

$$\frac{L_b}{V_a} = \frac{L}{V - V_{a,\Delta}} \quad (7)$$

与式(1)相比, $\frac{L}{V - V_{a,\Delta}} > \frac{L}{V}$, 该段操作线斜率比精馏中间段的操作线斜率大。

1.3 精馏段

精馏段位于中间冷凝段至塔顶之间,如图 2 的虚线圈 IV, 精馏段的操作线方程斜率变化通过对 e 板的液气比 $\frac{L_c}{V_c}$ 来分析。

由恒摩尔流假定可得:

$$L_c = L - L_{a,c}, V_c = V - V_{a,c} \quad (8)$$

则该段操作线斜率为式(9):

$$\frac{L_c}{V_c} = \frac{L - L_{a,c}}{V - V_{a,c}} \quad (9)$$

将式(9)与式(1)式(7)比较,由于原操作线的斜率 $\frac{L}{V} < 1$,

故精馏部分操作线的斜率 $\frac{L}{V - V_{a,c}} > \frac{L}{V} > \frac{L - L_{a,c}}{V - V_{a,c}}$ 。

1.4 提馏中间段

对进料板至塔底范围,即图 1(b) 的虚线圈 II 进行物料衡算,该段操作线方程与未加入中间再沸器的提馏段操作线方程一致,如式(2)所示。

1.5 中间再沸段

中间再沸段是对提馏中间段下降的液相进行气化的部分,

液相从上方塔板进入塔外的中间再沸器,气化成气相后返回塔内较下层塔板。假设液相从第 i 块板部分抽出,抽出量为 $L'_{h,\Delta}$,全部汽化成气相 $V'_{h,R}$ 后返回第 k 块板(k 板位于 h 板下方),过程如图 3 虚线圈 V 所示。

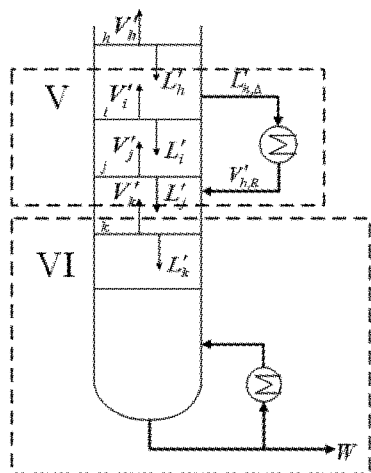


图 3 中间再沸段物料衡算示意图
Fig. 3 Schematic diagram of material balance in the middle reboiler section

为推导中间再沸段的操作线斜率,对图 3 中的 i 板的液气比 $\frac{L'_i}{V'_i}$ 进行分析,由恒摩尔流假定有:

$$L'_i = L' - L'_{h,\Delta}, V'_i = V' \quad (10)$$

由此可得操作线斜率为:

$$\frac{L'_i}{V'_i} = \frac{L' - L'_{h,\Delta}}{V'} \quad (11)$$

与式(2)相比,式(11)的操作线斜率 $\frac{L' - L'_{h,\Delta}}{V'} < \frac{L'}{V'}$,比提馏中间段的操作线更平缓。

1.6 提馏段

提馏段位于图 3 的虚线圈 VI 范围内,分析 k 板的液气比 $\frac{L'_k}{V'_k}$,由恒摩尔流假设可知

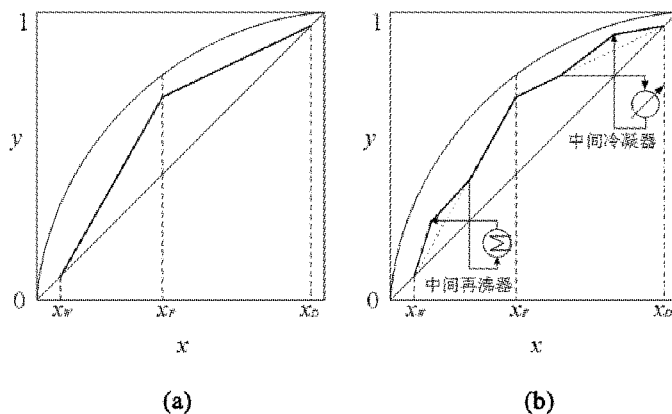
$$V'_k = V' - V'_{h,R}, L'_k = L' - L'_{h,\Delta} \quad (12)$$

则可得操作线斜率为

$$\frac{L'_k}{V'_k} = \frac{L' - L'_{h,\Delta}}{V' - V'_{h,R}} \quad (13)$$

由于原操作线斜率 $\frac{L'}{V'} > 1$,将式(13)与式(11)、式(2)对

比,操作线的斜率关系为 $\frac{L' - L'_{h,\Delta}}{V' - V'_{h,R}} > \frac{L'}{V'} > \frac{L' - L'_{h,\Delta}}{V'}$ 。结合 1.3 节的结论,可以绘制常规精馏塔以及具有中间冷凝器和中间再沸器的精馏塔操作线,分别如图 4(a)和(b)所示。



(a) 常规精馏塔操作线;(b)设置中间再沸器和中间冷凝器精馏塔操作线
图 4 设置中间再沸器和中间冷凝器的二元精馏操作线($q=1$)

Fig. 4 Binary distillation operation line with intermediate reboiler and intermediate condenser($q=1$)

2 设置中间再沸器和中间冷凝器对二元精馏塔理论板数的影响

本节以苯-甲苯二元物系的分离进行说明。结合苯-甲苯在常压下的相平衡数据^[6],在进料为 1 kmol/h, 20℃, 含苯 44 mol%, 操作回流比 $R=1.62$ 及常压操作条件下,要求塔顶得到含苯 97.5 mol%、塔底得到含苯 2.35 mol% 的产品。

将已知条件代入式(5)可得到 D/F 和 W/F ;代入式(3)和式(4)可得到常规精馏塔的气、液相量分别为 $L=0.7091$ kmol/h, $V=1.147$ kmol/h, $L'=2.059$ kmol/h, $V'=1.497$ kmol/h,从而可得操作线斜率;以上所求出的数据代入式(1)和式(2),可得到常规精馏塔的精馏段操作线方程和提馏段操作线方程分别如式(14)和式(15)所示,相平衡数据使用 Excel 绘制并拟合

得到表达式(式 16)。

$$y_{m+1} = 0.6183x_m + 0.3721 \quad (14)$$

$$y_{m+1} = 1.376x_m - 0.00829 \quad (15)$$

$$y = 0.6074x^3 - 1.756x^2 + 2.145x + 0.0059, R^2 = 0.9999 \quad (16)$$

由式(14)和(15)可得精馏段操作线与提馏段操作线的交点(x_q, y_q)。相平衡方程可由已知液相组成求出对应的气相组成,从塔底 $x=0.0235$ 开始计算,依次交替应用相平衡方程和操作线方程,直至塔顶气相组成 $y \geq 0.975$,过程如图 5 所示,计算得到常规精馏塔的理论板数为 16.68 块。

x_F	x_D	x_W	R	q	D/F	W/F	y_q	x_q
0.44	0.975	0.0235	1.62	1.35	0.4377	0.5623	0.6832	0.5030
	斜率	截距	表达式					
精馏段方程	0.6183	0.3721	$y=0.6183x+0.3721$					
提馏段方程	1.3756	0.0088	$y=1.3756x-0.008827$					
相平衡方程	多项式拟合		$y=0.6074x^3-1.7566x^2+2.1458x+0.0059$					
		x	y					
塔底	N	0.0235	0.0554					
	N-1	0.0467	0.1023					
	N-2	0.0808	0.1681					
		0.1286	0.2541					
		0.1911	0.3561					
		0.2652	0.4628					
		0.3429	0.5596					
		0.4132	0.6355					
		0.4684	0.6880					
		0.5108	0.7246					
		0.5701	0.7708					
		0.6448	0.8220					
		0.7276	0.8712					
		0.8071	0.9129					
	3	0.8745	0.9453					
	2	0.9269	0.9694					
	1	0.9659	0.9870	N=	16.68	块时达0.975 (含再沸器)		

图5 逐板计算法计算常规精馏塔理论板数

Fig.5 Calculation of the theoretical plate number of a conventional distillation column via plate-by-plate calculation method

现假设中间再沸器抽出的液体量和组成分别为 $L'_{h,\Delta} = V'_{h,R} = 0.9365$ kmol/h 和 $x = 0.25$, 气化后返回较下层塔板; 中间冷凝器抽出的气相量和组成分别为 $V_{a,\Delta} = L_{a,C} = 0.4004$ kmol/h 和 $y = 0.85$, 冷凝成液相后返回较上层塔板。将

数据代入式(3)(4)(7)(9)(11)(13)可得到设置中间再沸器和中间冷凝器后精馏塔的各段操作线的斜率, 截距可由 $(x_D, x_D), (x_W, x_W), (x_q, y_q), y=0$ 及 $x=0$ 计算得到, 由此得到各段操作线方程, 计算结果如表1所示。

表1 设置中间再沸器和中间冷凝器精馏塔的操作线斜率及方程

Table 1 Operating line slopes and equations of rectification column with intermediate reboiler and intermediate condenser

精馏塔各段名称	斜率			操作线方程
	代入式	符号	数值	
精馏段	(9)	$\frac{L-L_{a,C}}{V-V_{a,\Delta}}$	0.4136	$y=0.4136x+0.5718$
中间冷凝段	(7)	$\frac{L}{V-V_{a,\Delta}}$	0.9500	$y=0.95x+0.1158$
精馏中间段	(3)	$\frac{L}{V}$	0.6183	$y=0.6183x+0.3721$
提馏中间段	(4)	$\frac{L'}{V'}$	1.3756	$y=1.3756x-0.008827$
中间再沸段	(11)	$\frac{L'-L'_{h,\Delta}}{V'}$	0.7500	$y=0.75x+0.1476$
提馏段	(13)	$\frac{L'-L'_{h,\Delta}}{V'-V'_{h,R}}$	2.0034	$y=2.0034x-0.02358$

该体系的相平衡方程不变, 从塔底 $x = 0.0235$ 开始计算, 依次交替应用相平衡方程和各段的操作线方程, 直至塔顶气相组成 $y \geq 0.975$, 过程如图6所示, 计算得到设置中间再沸器和中

间冷凝器后的精馏塔的理论板数为 26.91 块, 比常规精馏塔的理论板数增加了 10.23 块。

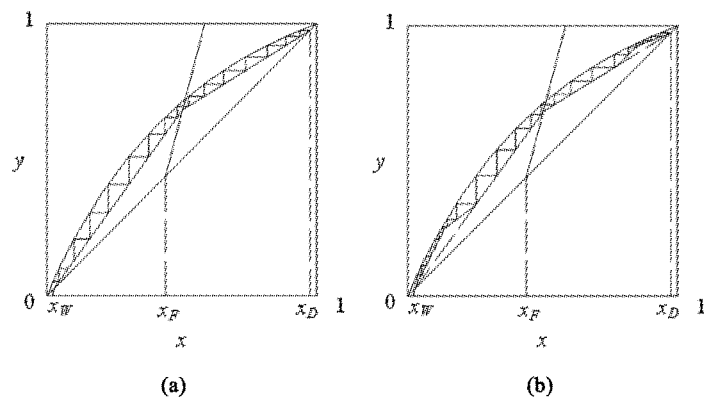
x_F	x_D	x_W	R	q	D/F	W/F	$F, \text{ kmol/h}$
0.44	0.975	0.0235	1.62	1.35	0.4377	0.5623	1
D	W	L	V	L'	V'	$V'_{A,i}$	$L'_{R,i}$
0.4377	0.5623	0.7091	1.1469	2.0591	1.4969	0.4004	0.9365
	斜率	截距	表达式		交点		
精馏段	0.4136	0.5718	$y=0.4136x+0.5718$				
中间冷凝段	0.9500	0.1158	$y=0.95x+0.1158$		0.8531	0.9262	
精馏中间段	0.6183	0.3721	$y=0.6183x+0.3721$		0.7728	0.8500	
提馏中间段	1.3756	-0.0088	$y=1.3756x-0.008827$		0.6832	0.5030	
中间再沸段	0.7500	0.1476	$y=0.75x+0.1476$		0.2500	0.3351	
提馏段	2.0034	-0.0236	$y=2.0034x-0.0236$		0.1369	0.2502	
相平衡方程 $y=0.6074x^3-1.7566x^2+2.1458x+0.0059$							
	x	y					
塔底	N	0.0235	0.0554				
	N-1	0.0394	0.0878				
	N-2	0.0556	0.1198				
		0.0716	0.1507				
		0.0870	0.1797	提馏段			
		0.1015	0.2062				
		0.1147	0.2298				
		0.1265	0.2504				
		0.1368	0.2681	换线	中间再沸段		
		0.1607	0.3078				
		0.2137	0.3901				
		0.2900	0.4953	换线	提馏中间段		
		0.3536	0.5719				
		0.4093	0.6316				
		0.4527	0.6736				
		0.4833	0.7012				
		0.5033	0.7184				
		0.5600	0.7633	精馏中间段			
		0.6326	0.8142				
		0.7149	0.8641				
		0.7877	0.9031	换线	中间冷凝段		
		0.8287	0.9235				
		0.8502	0.9338				
		0.8754	0.9457	换线	精馏段		
	3	0.9040	0.9589				
	2	0.9361	0.9736				
	1	0.9715	0.9896				
					N=	26.91	块

图 6 逐板计算法计算设置中间再沸器和中间冷凝器的精馏塔理论板数

Fig. 6 Calculation of the theoretical plate number of a rectification column including an intermediate condenser and an intermediate reboiler via plate-by-plate calculation method

此外,塔板数还可以通过图解法较为直观地估算,图 7 为图解法画梯级求塔板精馏塔数过程,图 7(a)为未加入中间再沸器和中间冷凝器的塔板数梯级图,图 7(b)为加入了中间再沸器和中间冷凝器的塔板数梯级图。可以明显看出,加入中间再沸

器和中间冷凝器后,理论塔板数增加。因此,在操作回流比、进料热状况等条件不变的情况下,需要增加塔板数才能满足塔顶塔底产品的纯度要求。



(a) 常规精馏塔的塔板数; (b) 设置中间再沸器和中间冷凝器的塔板数

图 7 设置中间再沸器和中间冷凝器前后的塔板数比较 (McCabe-Thiele 图解法)

Fig. 7 Comparison of the number of plates before and after the intermediate reboiler and intermediate condenser are installed (McCabe-Thiele graphical method)

对于精馏塔设计型问题,为保证塔顶和塔底产品的纯度不变,必须增加塔板数,这是因为设置中间再沸器和中间冷凝器后,操作线更接近相平衡线,所画的梯级线在垂直方向上更矮,传质推动力变小,单层塔板的分离能力下降,板效率降低。

3 结论

中间再沸器和中间冷凝器的加入会改变精馏塔的操作线,本文首先提出将精馏塔划分为精馏段、中间冷凝段、精馏中间段、提馏中间段、中间再沸段和提馏段,严格分析了各段操作线斜率,并在 $y-x$ 图中绘制了操作线的变化情况。以苯-甲苯二元精馏分离为例,计算出各段的操作线方程,用逐板计算法计算了设置中间再沸器和中间冷凝器前后精馏塔理论板数的变化情况,精馏塔的理论板数增加了 10.23 块。并在 $y-x$ 图中绘制 McCabe-Thiele 图,直观显示设置中间换热器精馏塔的理论板数增加。由于中间再沸器和中间冷凝器的设置,精馏塔的操作线向相平衡线靠近,分离的推动力和单板的分离效率减小,需要增加塔板数才能达到生产要求。

符号说明:

D —塔顶产品量, kmol/h;

W —塔底产品量, kmol/h;

F —进料量, kmol/h;

L —从塔板下降的液相量, kmol/h;

V —从塔板上升的气相量, kmol/h;

x —液相轻组分摩尔分数;

y —气相轻组分摩尔分数;

R —回流比;

q —进料热状况参数。

下标:

n, a, b, c, e —精馏部分塔板编号;

m, h, i, j, k —提馏部分塔板编号;

Δ —抽出;

C —冷凝后返塔的液相;

R —再沸后返塔的气相。

上标:

'—提馏部分。

参考文献

- [1] Agrawal R, Herron D M. Efficient use of an intermediate reboiler or condenser in a binary distillation [J]. *AIChE Journal*, 1998, 44(6): 1303-1315.
- [2] 陆恩锡, 李小玲, 吴震. 蒸馏过程中间再沸器与中间冷凝器[J]. *化学工程*, 2008(11): 74-78.
- [3] 高晓新, 朱碧云, 林方毅, 等. 中间冷凝器与中间再沸器乙烯精馏塔的模拟与优化[J]. *常州大学学报(自然科学版)*, 2016, 28(3): 27-30.
- [4] 闫秀, 马凤云. 基于 Excel 分析中间冷凝器对精馏过程的能耗影响[J]. *广东化工*, 2014, 41(22): 56-57, 66.
- [5] Agrawal R, Fidkowski Z. On the use of intermediate reboilers in the rectifying section and condensers in the stripping section of a distillation column [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 1996, 35: 2801-2807.
- [6] 李阳初, 刘雪暖. 石油化学工程原理(下)[M]. 北京: 中国石化出版社, 2008.

(本文文献格式: 邓春, 陆炫彤. 具有中间再沸器和中间冷凝器的二元精馏塔操作线斜率分析和理论板数计算[J]. *山东化工*, 2020, 49(7): 245-250.)

(上接第 238 页)

7 持续改进考核评价体系

经过近几年工程化学课程教学团队的持续改进,工程化学课程考核体系基本上满足了多元化、重过程、考能力的要求。基于课程思政教育理念与专业课程教学深度融合的迫切要求,在原有考核机制的基础上,团队进一步进行了改革、创新与完善。

首次尝试在定量评价的同时引入定性评价,探索了理工类专业课程中思政教育目标达成度的有效评价途径,比如发放课程目标达成度调查问卷等,重点考察学生对于课程思政教育是否具有获得感,获得感是否强烈,并进行有效的数据采集、结果处理、教学反馈与持续改进。同时,引入有学生参与的评价环节,比如,学生自我评价、学生之间互相评价、学习小组协作互评等^[6]。学生可以对自己与同学的学习过程进行监控,对学习效果进行评价。学生参与评价打破了由任课教师单方完成评价的传统评价模式,促进了师生互动、生生互动,真正实现了以学生为中心。

8 结语

结合课程思政教育理念,工程化学教学团队针对理工类专业课程教学融合思政教育元素进行了探索,并经历了四个教学班实践。在这个实践过程中,逐步形成了一支政治素养高、亲和力和强的课程思政教师队伍,对工程化学的各个知识模块进行了思政元素挖掘与有效融合,建立了一套行之有效的课程思政教育教学效果考核评价体系,得到了一系列可供借鉴的开展专业课程思政教育教学改革的实践经验。通过学生问卷调查、学生评价等环节反馈的信息来看,95%以上的学生认为依托专业课开展课程思政教育是必要的、可行的,能够大幅度提升课程思政的获得感,班级学风明显改善,班级凝聚力和向心力增强,团日活动质量显著提升。另外,通过对任课教师的问卷调查显

示,思政元素融入专业课程教学,有助于学生深入理解课程知识体系,有助于学生良好职业素养的养成,有助于学生树立社会主义核心价值观,逐步成长为合格的社会主义建设者和接班人。

总体看来,理工类专业课程融合课程思政教育理念进行的教学改革初见成效,以其为契机进行培养方案修订、课程体系完善、教学过程设计、教学评价创新等是一项复杂的系统工程,要求学校、学院、教师、学生都要付出时间和精力,在目前高校科研导向的现实情况下,改革与创新迫在眉睫。

参考文献

- [1] 刘洋, 刘尊奇. 高校意识形态“课程思政”教育在无机化学专业教学中的探索[J]. *广东化工*, 2019, 46(24): 106-107.
- [2] 艾兵, 赵增典, 刘卉春, 等. 基于卓越计划的工程化学课程教学改革研究[J]. *山东化工*, 2015, 44(4): 125-126.
- [3] 张树永. 高校化学类专业课程思政建设目标与实现途径刍议—以物理化学课程教学为例[J]. *大学化学*, 2019, 34(11): 4-9.
- [4] 魏安乐, 董强. 面向化工专业的工程伦理教育途径探索[J]. *吉林工程技术师范学院学报*, 2019, 35(8): 77-79.
- [5] 艾兵, 张丽鹏, 柳玉英, 等. 基于工程教育专业认证的工程化学课程混合式教学模式改革与实践[J]. *山东化工*, 2019, 48(9): 211-213.
- [6] 柳玉英, 王平, 刘青, 等. 环境分析化学教学中研究生自主学习能力培养的探索与实践[J]. *大学教育*, 2019(12): 41-44.

(本文文献格式: 艾兵, 张丽鹏, 柳玉英, 等. 基于工程化学开展专业课程思政的实践与探索[J]. *山东化工*, 2020, 49(7): 237-238, 250.)