

精馏塔理论板上浓度返混对分离效果及能耗的影响——化工原理课程从闪蒸角度对精馏的解释

林少宁, 王敏, 曹睿, 刘艳升

(中国石油大学(北京)重质油国家重点实验室, 北京 102249)

摘要: 精馏塔理论板上的气液相接触后进入相邻理论板的物流组成通常会偏离平衡组成, 带来的浓度返混对分离能力和所需热量具有很大影响。为了便于从能耗和分离效果上进行对比, 采用了带回流的多级闪蒸作为常规精馏的等价流程, 以气化分率为变量进行研究。通过理论推导及 Aspen plus 模拟证实带回流多级闪蒸与常规精馏构型的一致性, 选用苯-甲苯体系进行模拟研究。研究表明, 进行精馏操作时若每级进料气、液相间的浓度返混程度越小则分离效果和所需的热负荷越能得到优化。同时得到在保证每级进料气、液相间无浓度返混时各级温度、汽化分率分布的初步规律, 为效益高的精馏塔设备的设计提供了目标函数和约束条件。

关键词: 带回流多级闪蒸; 返混; 分离; 热负荷; 模拟; 传质; 汽化分率

随着石油化工、化学工业、环境化工等领域的不断发展和兴起, 精馏过程因其大处理量、连续化操作等优势使得被广泛使用, 但其作为高能耗的分离过程, 在大型工业化生产过程中无法避免的遇到产品高纯度与操作高能耗的矛盾。因此, 对于精馏操作节能降耗的研究越来越多, 在产品达到高纯度分离要求的同时若能减低能耗便成为精馏学科和工程研究开发的主要目标。精馏过程具有巨大的节能的潜力, 提高精馏塔传质效率和生产效能的任何新发展, 都蕴藏着巨大的经济和社会效益, 一直以来都是石油和化学加工过程节能、减排最为关键的研究方向。

虽然精馏技术已具有相当成熟的工程设计应用经验与一定程度的基础理论研究, 并且还发展出以精馏技术为基础的众多新型复合传质技术, 但从总体看仍处于半经验阶段。Keller 对各种分离技术进行了成熟度分析认为, 精馏已成为当今技术成熟度和应用成熟度最高的分离技术。Kunesh 认为这些观点和认识不论从理论认识上还是实际应用上, 无疑都是片面和不足的。Porter 以历程图的方式扼要回顾了精馏技术的发展历程, 指出目前的精馏技术仍处于经验科学的状态, 尤其对于大型精馏塔操作性能的预测依然缺乏科学支撑。对于精馏理论的研究集中于理论板数的计算、适宜回流比的选择等, 对于精馏塔理论板上浓度的返混研究却鲜为报道, 罗新泽分析了精馏塔板上气、液相浓度的返混对塔板

效率的影响。同时精馏塔板上的气、液相接触后进入相邻板的物流组成通常会偏离平衡组成, 如此带来的浓度上的返混对塔板的分离能力和所需热量产生很大影响, 而对此的研究却相对较少。因此, 从精馏塔板上气、液相浓度返混的影响角度深入探索精馏的原理极为重要。

本文调研了目前国内外闪蒸及精馏的原理, 从理论上推导闪蒸与精馏的等价关系, 并运用 Aspen plus 模拟对其进行验证, 得到一种等价于常规精馏的带回流多级闪蒸构型。以此构型替代常规精馏, 选用苯-甲苯体系, 借助 $T-x-y$ 相图分析在进料组成固定的情况下不同进料汽化分率对精馏分离效果及能耗的影响。同时以此构型考察在同等分离效果下返混对其能耗的影响, 分析每层板上汽化分率及温度的变化。本文旨在为找出更优于常规精馏(在保证产品达到高纯分离的同时又能减低能耗)的构型提供一个新的思路, 为后续的研究提供重要的理论支撑。

1 带回流多级闪蒸与常规精馏的一致性

在构型上, 带回流多级闪蒸相对常规精馏比较复杂且工程上较难实施。但实际上, 带回流多级闪蒸与常规精馏在实现产品分离的过程中采用的原理是一致的。本节采用理论推导及 Aspen plus 模拟证实带回流多级闪蒸与常规精馏的构型是一致的, 常规精馏是由带回流多级闪蒸简化而来的, 并且筛选出于常规精馏等价的带回流多级闪蒸流程。

1.1 带回流多级闪蒸到常规精馏的理论等价

多级闪蒸过程中，在平衡冷凝段，下游级温度相对上游级较低；在平衡气化段，下游级温度相对上游级较高。此趋势使得可以在在进料以上，提高某下游级液相回流量，使下游级更多较冷液体为上游级提供更多的冷源并进行直接换热，抵消该级进料冷凝所需要的热负荷；同时在进料以下，提高某上游级气相回流量，使下游级提供更多较热蒸汽为上游级提供更多的热源并进行直接换热，抵消该级进料加热所需要的热负荷。即在进料以上，对最下游级轻端产品冷凝，凝液回注到该级相邻的上游级，降低其操作温度，同时也为此上游级相邻的上游级提供更多的冷源，依次实现进料以上各级提供冷源的目的；进料以下，对最下游级对重端产品加热部分汽化，气相回注到该级相邻的上游级，提高其操作温度，同时也为此上游级的相邻上游级提供更多的热源，依次实现进料以下各级提供热源的目的。此时不再需要进料冷凝或者加热器，在整个回流闪蒸过程中，取热和加热位置可以分别向下移动。最终，各段最下游级的进料热状况甚至可以通过对产品分别进行冷凝和加热，以回流的方式来提供。

通过在进料以上和以下最下游级分别引入冷凝器和加热器，实现多级闪蒸过程的结果，可以使得各级间的工艺过程和设备构型变得简单，易于工程实现。对于由于液相和气相回流造成的分离能力的损失，完全可以通过增加级数得到弥补，从而使得整个装置流程得到最大程度的简化，方便操作及产品质量的提高。这就是现代精馏技术的多级闪蒸解释。

按照热量平衡，对于确定的分离体系，在进料压力、温

度、热状况及分离要求和级数确定后，平衡冷凝段和平衡气化段所需的热负荷也便确定，并且两者之间存在着固定的关系。对于带回流多级闪蒸和精馏来说，提供热负荷的方式不同。前者是逐级进行，后者则是在最下游级总体设置。带回流多级闪蒸的供热方式更有利于不同温位冷热公用工程资源的利用，但过程较为复杂，控制点多，操作灵活但不容易控制。而精馏所需的冷热公用工程温位分别为最高和最低，且热负荷最大，从能量综合利用的角度来看其热力学效能较低，但其构型简单，控制点少，操作方面易于控制，应用最为广泛。

1.2 带回流多级闪蒸流程筛选

以常规精馏的分离效果作为对比基准，建立以下几种带回流多级闪蒸构型，分为 *a*、*b*、*c* 三种构型。构型 *a* 在平衡冷凝段末级不带回流，进料级先混合后换热；构型 *b* 在平衡冷凝段末级带回流，进料级先混合后换热；构型 *c* 在平衡冷凝段末级不带回流，进料级先换热后混合。利用 Aspen plus 模拟，选取和常规精馏效果最接近的一种带回流多级闪蒸构型。

规定：常规精馏 4 块塔板+1 个全凝器+1 个再沸器；带回流多级闪蒸设置 5 个闪蒸罐，各自配备换热器。进料物流：以苯-甲苯体系为例， $T=25^{\circ}\text{C}$ ， $P=105\text{KPa}$ ， $F=100\text{kmol/h}$ ，苯及甲苯的进料摩尔分率都为 0.5，保证进料物流及进料位置相同。恒压操作，回流比为 2。精馏操作模拟结果如表 1.1 所示，定汽化分率 f 为 $\frac{V}{V+L}$ 。

表 1.1 精馏操作模拟结果

Table 1.1 Distillation operation simulation results

	$L/\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$	$V/\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$	f	$T/^{\circ}\text{C}$
whole condenser				83.12
1	11.78	18.00	0.604	85.52
2	11.56	17.78	0.606	88.62
3(feed stage)	142.81	17.56	0.109	91.92
4	142.45	48.81	0.255	92.53
reboiler	94.00	48.45	0.340	94.76

在带回流多级闪蒸构型中为换热器赋予与精馏塔板同样的汽化分率，闪蒸罐进提供气、液分离的场所，比较带回

流多级闪蒸与常规精馏模拟结果，结果汇总如表 1.2 所示。

表 1.2 各构型热负荷及分离效果对比

Table 1.2 Comparison of heat duty and separation effect of each configuration

	$Q_{\text{总}}/\text{kW}$	$D/\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$	$W/\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$	x_D	x_W
Distillation	865.14	6.00	94.00	0.917	0.473
a	865.33	6.00	94.00	0.917	0.473
b	858.34	8.26	91.73	0.879	0.466
c	1454.87	24.28	75.71	0.840	0.391

由表 1.2 可知闪蒸构型一热负荷及分离效果与常规精馏完全一致,即此构型的带回流多级闪蒸流程可以完全推演至常规精馏。闪蒸构型二相对于常规精馏,产品的浓度虽然降低,但抽出的产品量增加。闪蒸构型三对于常规精馏热负荷成倍增加,并且分离效果较差。这实际是一个“气液两股物料换热及混合的次序对能耗所造成的影响”的问题,当回流物流与进塔物流的温度、汽化分率等不一致时,回流亦是一种返混,造成能耗的增加。

比较常规精馏及带回流多级闪蒸构型一、二的板上温度变化。可知闪蒸构型一相应各板上温度亦与常规精馏的一致,闪蒸构型二略有差别。

2 进料汽化分率对精馏分离效果的影响

进料的汽化分率对后续的总热负荷的大小、热负荷的分配和最终的分离效果都起到了举足轻重的作用。以包括进料级在内的五级闪蒸利用 $T-x-y$ 相图对固定进料组成情况下不同进料汽化分率对精馏的影响进行简单的分析,以图

1.1(a) 所示带回流多级闪蒸流程(即上述的带回流多级闪蒸构型一)进行闪蒸。

固定进料组成、温度和操作压力,要求做到一个无返混的带回流多级闪蒸。换热器上提供热负荷,闪蒸罐仅提供气、液两相分离的场所。做苯-甲苯体系 $T-x-y$ 相图分析。

可知:当进料组成和汽化分率固定,即图中 S_0 固定,同时 L_0 与 V_0 点固定。当保证回流无返混时, V_0 进行平衡冷凝后只能到 S_1 , 此时饱和液相 RL_1 与进料 x_F 便相同。同样 L_1 进行平衡气化后只能到 S_2 , 此时饱和气相 RV_1 也与进料 x_F 相同。以此类推,要保证后续级也无返混,则 S_1 与 S_2 也固定,即经过平衡冷凝和平衡气化后产品 D 与 W 的浓度也固定。根

据物料守恒,可以得出产品的量。每一级的冷凝和汽化的初态与终态都已固定,即冷凝器和加热器的热负荷分配也固定。

由上述分析可知,在进料组成固定和保证回流无返混的情况下,进料的汽化分率决定了分离效果和热负荷分配,改变进料汽化分率会得到不同质量的产品和相应的热负荷分配。在后续的模拟中可以发现当汽化分率过大或者过小都会使热负荷增大。其主要原因是保证回流无返混的前提下,当进料汽化分率过大和过小时会相应的造成平衡冷凝段汽化分率过大和过小,造成平衡汽化段汽化分率过小和过大。虽然平衡冷凝段和平衡汽化段相应的汽化分率变化正好相反,但这种变化并不是线性的变化,正好偏离热负荷优化分配的最佳点,因此造成总热负荷的增大。对此做深入研究,即可进料汽化分率的临界点,在这个点进料时其相应的热负荷最小。

3 返混的影响

由以上的 $T-x-y$ 相图分析知道,规定进料级的汽化分率后,当保证整个闪蒸过程没有物流的返混时,分离效果和热负荷的分布均已固定。改变进料级汽化分率,比较其无返混(I)与有返混(II)两种条件下带回流多级闪蒸热负荷的大小、每一级上的汽化分率、温度和浓度的分布。

以苯-甲苯体系为例,选用流程构造 I 和 II。进料 $F=100\text{kmol/h}$, $x_F=0.5$, 进料级汽化分率 $f=0.3\sim 0.7$ 。 $P=105\text{KPa}$, $T=25^\circ\text{C}$, 恒压操作。规定闪蒸罐热负荷为零,选择 PENG-ROB 物性方法。得到 I 下的分离效果,汇总结果如表 3.1 所示。

表 3.1 不同进料级汽化分率下的分离效果

Table 3.1 Separation effect of different feed grade vaporizing fraction

Separation effect f	$D/\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$	$W/\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$	x_D	x_W
0.3	44.234	55.766	0.83	0.24
0.4	46.815	53.185	0.81	0.23
0.5	49.407	50.593	0.80	0.21
0.6	51.993	48.006	0.78	0.20
0.7	54.587	45.413	0.76	0.18

以表 3.1 的分离效果作为 II 分离要求。将各级的换热器热负荷汇总, 对比不同进料级汽化分率下 I、II 的总热负荷, 如图 3.1 所示。可以看出, 得到相同的分离效果 I 所需的总热负荷低于 II, 进料级汽化分率为 0.3 时相反的原因为体系自身造成, 不影响总体规律。同时也能看出在 I 下, 存在一个最优的进料汽化分率, 此时总热负荷最小。

对比 I 和 II 从平衡冷凝段的末级到平衡气化段末级各个闪蒸罐中的温度和换热器的汽化分率。由此可知当进料汽化分率较低时, 除末级外条件 1 每一级的温度都要大于条件 2; 当进料汽化分率较高时, 除末级外条件 1 每一级的温度都要小于条件 2。对应到常规精馏塔中, 当塔顶冷凝器和塔底再沸器的温度确定后, 两种条件下虽然总温度梯度相同, 但若相邻两块板的温度梯度发生变化, 将导致达到相同的分离效果其所需的热负荷产生很大差别。即在给定塔顶冷凝器和塔底再沸器温度后, 塔内温度变化存在最优分布, 这种状态下所需的热负荷小而且能达到较高的分离效果, 因此塔内温度分布优化的问题可以作为精馏塔节能的一个切入点去考虑。而对比观察从平衡冷凝级的末级到平衡气化级末级各个换热器的汽化分率趋势图, 可以发现当进料汽化分率较低或者较高时(以进料汽化分率为 0.5 作为分界)条件 1 从平衡冷凝级的末级到平衡气化级末级各个换热器的汽化分率变化趋势各自一致。以这种趋势确定精馏塔板的气化分率时, 达到相同的分离效果所需的热负荷会大大的减少, 这也是精馏塔节能的一个切入点。

将两种操作条件下有回流各级的进料物流和回流物流的组成汇总知, 有气、液相间返混的闪蒸其进料和回流物流的组成总是会存在差异, 由前面也可知道, 正是由于这种返混的存在导致温度、汽化分率的分布发生变化, 使分离效果变差同时热负荷增大, 因此工业生产中应尽可能的减少返混的存在。

4 结 论

本文通过对带回流多级闪蒸和常规精馏的研究对比, 在带回流多级闪蒸和常规精馏等价的理论上找出和常规精馏接近的带回流多级闪蒸流程。利用 Aspenplus 对所选的流程进行模拟, 对比达到相同分离效果有无返混不同进料汽

化分率下总热负荷及各级温度、汽化分率变化趋势, 初步得到精馏操作时相对较好的构型。总结可得到以下结论:

(1) 通过三种带回流多级闪蒸构型的对比可知, 在精馏操作中不同条件物流进料混合后换热和各自换热后混合会影响所需的热负荷和分离效果。最终选择先混合后换热的带回流多级闪蒸构型, 即构型 a。

(2) 在精馏操作中, 气、液相间返混程度越小达到的分离效果越好, 所需的热负荷也越小。若塔顶冷凝器和塔底再沸器温度固定后, 对从塔顶到塔底各板上的温度分布做优化可以优化分离效果和所需总热负荷。

(3) 精馏操作中, 在保证气、液相间返混程度很小的前提下, 从塔顶到塔底各板上汽化分率的分布会有很明显的规律。这对效益高的精馏塔设备提供了设计目标和约束条件, 因为已经证明返混程度越小分离效果越好且所需热负荷越小。改变进料级汽化分率, 在保证无返混的操作前提下其塔板的汽化分率分布趋势基本一致, 精馏操作中会存在一个最优的进料热状况。

参考文献

- [1] Seader J D, Henley E J. Separation Process Principles[M]. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1998.
- [2] 成弘, 余国琮. 蒸馏技术现状与发展方向[J]. 化学工程, 2001, 29(1): 52-55.
- [3] Julian. C, Smith Peter Harriott. Unit Operation of Chemical Engineering[M]. Fifth Edition. 1993: 521-587.
- [4] 秦娅, 刘德新, 姜斌, 等. 蒸馏过程大型化与节能[J]. 化学进展, 2007, 26(1): 90-96.
- [5] 丁辉, 徐世民, 姜斌, 等. 蒸馏技术与传质理论研究[J]. 化工进展, 2004, 23(4): 358-363.
- [6] 马建忠, 马文婵, 王鹏辉. 精馏过程的节能现状和对策[J]. 河北化工, 2006(04): 27.