

# Equation Chapter 1 Section 1 图解法求解饱和蒸汽进料萃取精馏塔的化工原理教学实践

王俊<sup>(通讯作者)\*</sup> 韶晖 马江权  
常州大学 石油化工学院 江苏常州 213164

**【摘要】**本文通过对萃取精馏简化,推导了萃取精馏塔的操作线方程。并利用Aspen Plus软件得到溶剂存在时的相平衡方程。结合相平衡线 and 操作线方程使用图解法得到最小回流比和理论板数等参数,并与软件严格模拟计算结果对比,结果显示图解法与模拟计算结果吻合。教学实践表明,该方法结合常规精馏的求解过程可强化学生对萃取精馏的理解计算能力。

**【关键词】**萃取精馏;图解法;Aspen Plus;相平衡线;操作线

**【中图分类号】**[G4] **【文章标识码】**A

Teaching practice of chemical principle of saturated steam feed extraction distillation column

Wang Jun<sup>(corresponding author)</sup> Shao hui Ma Jiang right

Changzhou University School of Petrochemical Industry Changzhou City, Jiangsu Province 213164

**【Abstract】**This paper deduced the operating line equation of the extraction distillation column. And obtain phase equilibrium equations in the presence of solvent using Aspen Plus software. Combine the phase balance line and the operation line equation to obtain the minimum reflux ratio and the number of theoretical plates, and compare with the software results show that the diagram method and the simulation results coincide. The teaching practice shows that this method can strengthen the students' understanding and calculation ability of extraction distillation.

**【Key words】**extraction and distillation; diagram method; Aspen Plus; phase balance line; operation line

## 1 前言

精馏是化工原理中重要的传质单元操作之一。理论板数的计算是精馏塔设计中的重要内容,无论是对设计计算还是操作计算均处于十分重要的地位<sup>[1]</sup>。对于相对挥发度为定值或已知相平衡的双组分理想体系,可通过使用操作线方程和相平衡线方程进行逐板计算,求得理论板数以及每块塔板上的气液相组成。但对于非理想体系,特别是相对挥发度接近于1.0或者存在共沸的体系,很难通过普通精馏进行分离。这时可向塔内引入第三种组份作为萃取剂,以改变塔内待分离组份的相对挥发度,从而实现分离。例如:丁烯与丁二烯在常压下分离,最少理论板数需318块,这时使用常规精馏无法分离该体系。若采用萃取精馏,采用乙腈为萃取剂,当其液相摩尔浓度为0.8时,最少理论板数为14.7块<sup>[2-3]</sup>,大大降低了分离难度和能耗。目前萃取精馏的计算方法常用图解法和简化法,但这些方法均以脱溶剂法为基础建立<sup>[4]</sup>,而脱溶剂法存在一些不容忽视的问题如脱溶剂法仅考虑了溶剂对相对挥发度的影响,而未考虑溶剂对液汽之比的影响等,这些问题会影响萃取精馏塔溶剂量、理论板数等重要设计参数的计算精度,且有时计算结果会出现自相矛盾<sup>[5]</sup>。而在教科书或专著中对萃取精馏计算可供参考的资料较少,尤其是讲解完化工原理课程中的常规精馏部分,开始学习特殊精馏部分时发现教科书

中关于特殊精馏只讲解一些概念和原理,具体的计算方法介绍不多。如何将常规精馏的一些计算方法应用到特殊精馏中,还存在一些空白。因此,为了更好的应用萃取精馏,有必要对萃取精馏计算方法进行补充。

## 2. 萃取精馏塔计算模型的建立

为了对萃取精馏塔进行建模,需要几点假设以方便问题的处理:

1、塔内各塔板满足恒摩尔流,即从精馏段内块板上升的气相量为 $V$ ,下降的液相量为 $L$ ;提馏段内上升蒸汽 $V'$ ,下降液相为 $L'$ ;

2、溶剂沸点较高,气相中萃取剂含量很少忽略不计。液相中溶剂摩尔含量保持不变,精馏段定义为 $x_n$ ,提馏段定义为 $x'_n$ ;

3、为了计算方便,假设溶剂从塔顶进入塔内;

4、塔板上气-液两相组成满足相平衡。

### 2.1 精馏段操作线方程

对精馏段作衡算框,如图1a所示。进入衡算框的物流有萃取剂 $S$ ,从第 $n+1$ 块塔板上升的蒸汽 $V$ (组成为 $y_{n+1}$ );离开衡算框的物流有从 $n$ 块塔板下降的液相(轻组分组成为 $x_n$ ,溶剂组成为 $x_s$ ),以及塔顶馏出液 $D$ (轻组分组成为 $x_D$ ),塔顶回流液为 $l$ 。

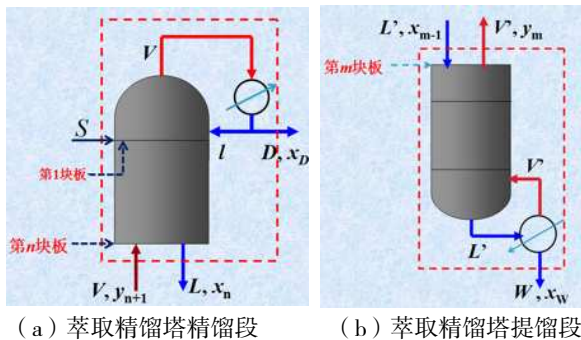


图1 萃取精馏塔

考虑到萃取精馏塔有溶剂进入,从而得出总物料衡算方程为:

$$S+V=D+L \quad (1)$$

由假设2可得到,溶剂物料守恒,由此可得到

$$S=Lx_s \quad (2)$$

另外,精馏塔内的轻组分也满足物料守恒,即

$$Vy_{n+1}=Dx_D+Lx_n \quad (3)$$

将式(2)带入到式(1)中得到

$$V=D+L(1-x_s) \quad (4)$$

将式(3)变为

$$y_{n+1}=\frac{D}{V}x_D+\frac{L}{V}x_n \quad (5)$$

定义回流比为 $l/D=R$ ,通过物料衡算可知

$$l=L(1-x_s) \quad (6)$$

将式(5)变化为

$$y_{n+1}=\frac{D/D}{D/D+L(1-x_s)/D}x_D+\frac{L/D}{D/D+L(1-x_s)/D}x_n \quad (7)$$

进一步简化得到

$$y_{n+1}=\frac{R}{1+R}\frac{x_n}{1-x_s}+\frac{1}{1+R}x_D \quad (8)$$

从式(8)可以看出,萃取精馏塔精馏段操作线方程是一直线方程,但方程斜率与普通精馏相比多了一项 $(1-x_s)$ ,这表示溶剂对操作线的影响。方程通过两个定点 $(0, x_D/(R+1))$ 和 $(x_D(1-x_s), x_D)$ 。

## 2.2 提馏段操作线方程

对提馏段作衡算框,如图1b所示。进入衡算框的物流为从 $m$ 块板下降的液相 $L'$ (组成为 $x_m$ ,溶剂组成为 $x'_s$ ),离开衡算框的是从 $m-1$ 块板上上升的气相 $V'$ (组成为 $y_{m-1}$ )和塔釜馏出液 $W$ (组成为 $x_w$ )。

全塔总物料衡算方程

$$L'=V'+W \quad (9)$$

针对萃取精馏塔内的轻组分,也可列出物料衡算方程

$$L'x_m=V'y_{m-1}+Wx_w \quad (10)$$

将式(10)改写为

$$y_{m-1}=\frac{L'}{V'}x_m-\frac{W}{V'}x_w \quad (11)$$

从式(11)可以看出提馏段也是直线方程,过两个定点 $(0, -Wx_w/V')$ 和 $(x_w, x_w)$ 。

从式(5)和式(11)可以看出,萃取精馏塔的操作线方程与普通精馏形式一致,均是直线方程,且方程斜率的物理意义相同(表示液、汽摩尔比)<sup>[6]</sup>。但此时的操作线包含了溶剂的影响(主要是液相中含有溶剂,从而影响了操作线斜率),因此需与普通精馏的操作线方程区别开。

## 2.3 q线方程

q线方程是精馏段操作线方程与提馏段操作线方程交点的轨迹方程,可通过下述方程计算得到。

同样,利用全塔物料衡算中轻组分守恒得到

$$Fx_F=Dx_D+Wx_w \quad (12)$$

将式(12)带入到式(11)中得到

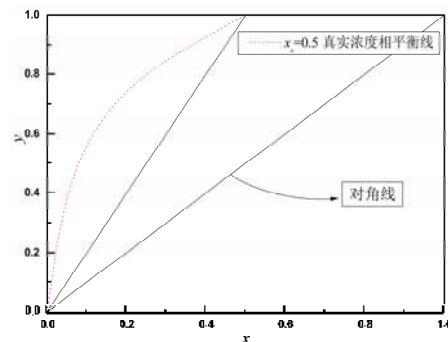
$$L'x_m=V'y_{m-1}+Fx_F-Dx_D \quad (13)$$

使用式(3)+(13)可得到

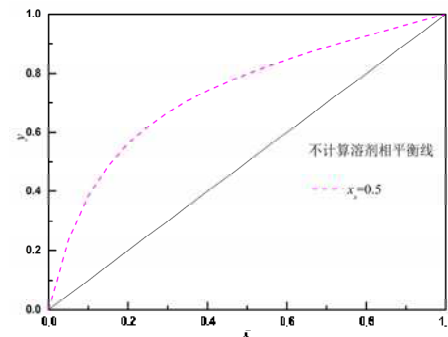
$$Vy+L'x=Lx+V'y+Fx_F \quad (14)$$

将式(14)进一步化简,从而得到

$$y=\frac{(L-L')}{(V-V')}x+\frac{Fx_F}{(V-V')} \quad (15)$$



(a) 脱溶剂后相图



(b) 真实浓度下相图

 图2 乙醇组分 $x, y$ 相图。

根据对进料板物料和能量衡算,分别可得

$$L=L+qF \quad (16)$$

$$V=V'+(1-q)F$$

进一步,将式(16)带入到式(15)中可得

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \quad (17)$$

方程(17)显示,萃取精馏过程的 $q$ 线方程必然过一个定点 $(x_F, x_F)$ ,该结论与普通精馏的 $q$ 线方程一致。考虑到进料热状态对精馏段和提馏段的液相负荷有较大影响,进而会影响萃取溶剂在各塔段的含量,从而会对分离组份的相对挥发度产生影响,造成塔设计、操作的困难。为此在整个萃取精馏塔内要尽可能保证溶剂在塔内的摩尔含量保持不变,从而便于设计和控制,因此,工程上通常将进料热状态选择为饱和蒸气进料即 $q=0$ 。

### 2.4 相平衡线方程

对于相对挥发度接近于1.0或存在共沸的二元体系,在引入第三种组份作为萃取剂后,变得高度非理想,计算过程繁冗复杂。因此,这里选择 Aspen Plus 10.0 软件计算萃取精馏的相平衡。

以乙醇-水分离体系为例:常压下乙醇-水共沸点为 $78.15\text{ }^\circ\text{C}$ ,共沸摩尔组成(乙醇)为 $0.8943$ ,普通精馏无法得到纯度为 $90\%$ 以上的乙醇。当采用乙二醇为萃取精馏剂,可以显著改善乙醇-水的相对挥发度,从而消除共沸点,实现精馏过程的分离<sup>[7]</sup>。下图是萃取剂乙二醇的摩尔分率 $x_s$ 等于 $0.5$ 时,乙二醇对乙醇-水体系汽液相平衡影响的 $x, y$ 相图。计算压力条件为 $101.3\text{ kPa}$ ,采用 NRTL 热力学模型,模型参数为 Aspen Plus 软件自带。从图中可以看出,当体系中含有摩尔分率 $0.5$ 的乙二醇后,乙醇-水体系共沸点消失,此时可通过精馏实现分离。但由于图 2a 中不包含乙二醇组份的影响(而操作线中需包含溶剂组分关系,见上文介绍),此相图无法直接用于精馏塔理论塔板数的求解。

为了与常规二元体系的精馏一样,使用图解法求解,需对图 2a 进行变化以使用本文推导出的萃取精馏模型进行萃取精馏塔的图解计算。根据前文假设 1、2 两点就可以将图 2a 变为乙醇真实浓度下的气-液相平衡图见图 2b。再将塔的精馏段和提馏段操作线方程作与图 2b 中,类似于常规精馏的图解法,便可进行萃取精馏塔图解计算。下面举例说明。

## 3 萃取精馏图解法的教学计算举例

例:某一乙醇-水体系,进料中乙醇摩尔分率为 $0.5$ ,饱和蒸汽进料,以乙二醇作为萃取剂分离得到 $98\%$ 的乙醇,其中乙醇回收率 $\geq 95\%$ ,试计算达到分离要求需要的理论板数、进料板位置以及溶剂使用量?

设计参数确定:操作压力为常压,考虑到溶剂回收能耗,萃取剂浓度 $x_s$ 选为 $0.5$ ,塔顶乙醇组成 $x_D$ 为 $0.98$ ,塔顶乙醇回收率 $\eta$ 定义为 $0.95$ ,采用饱和蒸汽进料 $q=0$ 。

①做出 $q$ 线方程与相平衡线交点见图 3 于 $a$ 点,并利用方程(8)的结论的作出精馏段操作线塔顶的定点组成 $b$ 点。

利用精馏段操作线方程斜率 $R/(1+R)(1-x_s)$ 求出最小回流比: $R_{\min}=1.412$ ,取实际回流比为最小回流比的 $1.5$ 倍,则实际回流比 $R=2.12$ 。另外,进入塔的溶剂 $S=RD$ (因为 $x_s=0.5$ )。

②利用①得到的回流比( $R=2.12$ )和式(8)计算得到精馏段操作线为 $y=1.359x+0.314$

③根据物料衡算可知 $D/F=0.485$ ,塔底釜液为 $W$ 为:  
 $W = RD/(1-x_s) - (R+1)D + F$  塔底釜液中轻组分组成为:  
 $x_w = (Fx_F - Dx_D)/(RD/(1-x_s) - (R+1)D + F)$ ,将 $x_s=0.5$ 代入,并进一步简化为 $x_w = (x_F - x_D D/F)/((R-1)D/F + 1)$ ,将上述数据带入该式中计算得到:

$$x_w = (0.5 - 0.485 \times 0.98)/((2.12 - 1) \times 0.485 + 1) = 0.0162$$

将塔底釜液组成标于图 4 见 $c$ 点。

④提馏段操作线方程为:

$$y_{m-1} = x_m L'/V' - x_w W/V'$$

其中 $L' = L = RD/(1-x_s)$ , $V' = V - F$ ,

$W = RD/(1-x_s) - (R+1)D + F$  计算得到提馏段操作线方程为, $y=4.007x-0.0487$ 。

⑤图解梯级:

将精馏段操作线方程与提馏段操作线方程作在图 3 中,从 $b$ 点开始在相平衡线与操作线之间逐次作梯级,直至 $x_m$ 组成小于 $x_c$ 。

如图 3 所示,利用梯级作图,得到需要理论塔板数为 $8$ 块,进料板位置为第 $6$ 块。考虑到塔顶汽相中含有少量萃取溶剂,还需加 $2\sim 5$ 块理论板用以脱除溶剂。

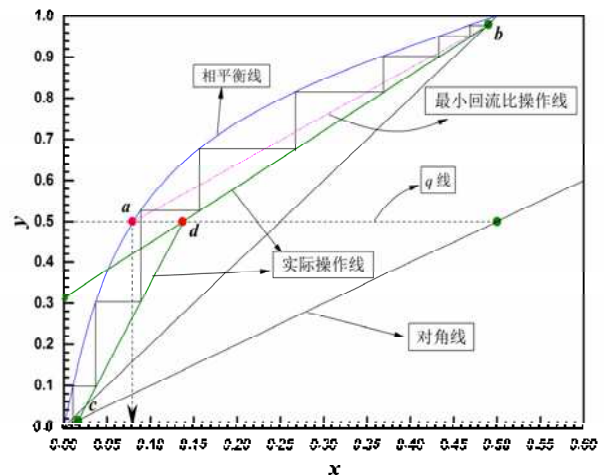


图 3 图解萃取精馏过程

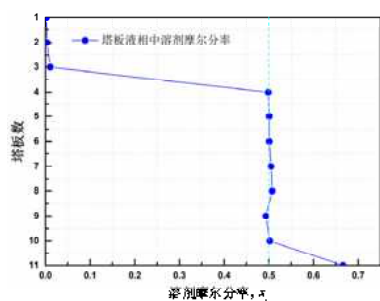
### 3.1 软件计算与图解结果对比

为了与图解法的计算结果进行对比,利用 Aspen Plus 软件对上述工艺进行严格模拟,模拟计算的工艺参数来自图解计算结果。其中理论板总数为 $11$ 块,脱溶剂段 $3$ 块,萃取精馏段 $8$ 块。溶剂从第 $4$ 块板进料,乙醇-水从第 $9$ 块板饱和蒸汽进料,严格模拟结果见表 1。

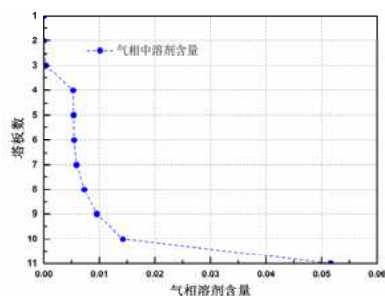
表1 严格模拟工艺参数及结果总结

项目	乙醇	水	乙二醇
回流比		2.12	
进料产品组成, %	50	50	/
进料流率, kmol/hr		100	
塔顶产品组成, %	98.5	1.48	0.02
塔顶产品流率, kmol/hr		48.50	
收率, %	95.6	/	/
塔底产品组成, %	1.43	31.94	66.63
塔底产品流率, kmol/hr		154.32	
溶剂流率, kmol/hr	/	/	102.82

从上表可以看出当乙醇-水进料 100 kmol/hr 时, 回流比 2.12, 乙二醇溶剂流率 102.82 kmol/hr 时, 使用 Aspen Plus 软件中的严格精馏模型, 建立乙醇-水萃取精馏工艺。最终分离得到的塔顶产品中乙醇组成为 98.5%, 水为 1.48%, 乙二醇 0.02%, 其中乙醇收率为 95.6%, 该模拟结果与图解法吻合较好, 说明本文提出的图解法计算结果可靠。



(a) 溶剂在塔板上液相中含量分布模拟值



(b) 溶剂在塔板上气相含量分布模拟值;

图4 软件模拟结果总结。

### 3.2 模拟计算结果与假设对比

#### 3.2.1 塔内萃取溶剂在塔板上的摩尔分率分析

从图 4a 可以看出脱溶剂段内塔板液相中溶剂组成  $\ll 0.1$ , 这表明脱溶剂段的效果明显, 通过该段的设计而萃取精馏段内溶剂摩尔含量在  $\sim 0.5$  附近波动, 可认为各塔板上的溶剂浓度近似等于 0.5, 这与设计过程的结果基本一致, 说明前文假设合理。

#### 3.2.2 塔内气相中溶剂含量分析

从图 4b 可以看出萃取精馏段气相中溶剂含量基本很少, 其中 1~9 块板上气相中溶剂含量  $< 1\%$ , 第 10 块板溶剂含量  $\sim 1.5\%$  这与前文假设基本吻合。由于最后一块板是塔釜, 温度较高会有一部分溶剂蒸发, 因此溶剂在气相中的含量会增加, 但依然不超过  $< 6\%$ 。当含有较高溶剂的气相上升至上一块塔板时, 溶剂会被大量冷凝, 气相中溶剂含量迅速降低至  $\sim 1.5\%$ , 因此前文假设是合理的。

## 4 结论

本文首先推导了萃取精馏塔内精馏段和提馏段操作线方程, 并使用 Aspen Plus 软件计算溶剂存在条件下的乙醇-水体系相平衡图。结合推导得到的操作线方程和软件计算得到的相平衡方程线, 提出了图解计算得到萃取精馏塔精馏段理论板数和总理论板数的方法, 并使用常见的乙醇-水共沸体系进行了图解萃取精馏的验证。采用该方法, 使萃取精馏的图解计算可较容易被学生所掌握, 并在化工原理课程设计的教学实践中得到了较好的反馈。

通过与流程模拟软件严格模拟对比以及对模拟结果的分析 (分别从溶剂在塔板上液相中含量, 溶剂在塔板上气相中含量), 证明了本文假设的合理, 由此可知本文提出的萃取精馏塔计算方法可靠。这可为化工原理中关于萃取精馏知识点的教学提供借鉴, 从而帮助学生更好的理解萃取精馏过程。另外, 通过图解法得到的相关参数可作为萃取精馏塔严格模拟的初值, 这为工程上进一步优化萃取精馏塔提供了基础。

## 参考文献

- [1]许军, 齐鸣斋, 刘玉兰. 运用 Excel 对精馏塔进行逐板计算和简捷计算[J]. 化工高等教育, 2013, (1): 66-70.
  - [2]靳海波, 徐新, 何广湘, 杨索和. 化工分离过程[M]. 北京: 中国石化出版社, 2008.
  - [3]李阳初, 富嘉文, 肖家治, 郭亚军. 丁二烯抽提 (GPB) 装置的模拟计算 (三) ——萃取精馏塔数学模型与算法[J]. 石油大学学报: 自然科学版, 1994 (3): 84-89.
  - [4]尹芳华, 钟璟, 叶青, 王龙耀, 马江权. 现代分离技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2009.
  - [5]谷里鹏, 薛芳. 萃取精馏中萃取剂用量的图解计算方法[J]. 现代化工, 2010, 30 (1): 98-101.
  - [6]陈敏恒, 从德兹, 方图南, 齐鸣斋, 潘鹤林. 化工原理 (下册)[M]. 北京: 化学工业出版社, 2015.
  - [7]顾正桂, 林军. 高沸点溶剂对乙醇和水萃取精馏分离计算的影响[J]. 化工时刊, 2001, 6: 47-49.
- 基金项目: 国家自然科学基金青年基金项目 (21706017); 江苏省青年基金项目 (BK20150262)
- 作者简介: 王俊 (1986-), 男, 安徽马鞍山人, 副教授, 博士, 主要研究方向为化工过程强化。\*为通讯作者。