

《化工译丛》

化工过程及设备

第二輯

王守恒主編



上海市科学技术编译馆

81.17
125
2=2

前 言

化工生产中，匀相分离是一项重要的操作。不论原料、半成品或成品经常都以匀相混合物状态获得，在精制时必须进行分离。在石油炼制、煤焦油制品、有机合成等化学工业中，匀相分离往往处于首要地位。

匀相分离主要包括蒸馏、气体吸收、液-液萃取、吸附等操作，是物质相际传递过程，所以匀相分离常被称作传质过程。近年来，化工工作者不遗余力地对匀相分离进行了强化措施的研究，提高了分离效率，同时对于设备结构方面亦力求简化，降低了设备加工成本。这些工作不论在学术上或生产上都取得了很大的成就。

有鉴于此，本辑以匀相分离为主要内容，并把蒸馏作为重点，具体内容依次为：有关蒸馏设计和已有设备效能的估价；有关新型塔器；有关传质新方法；有关化工机械等。

由于匀相分离各操作都是相际传质，机理相同，所以所有匀相分离操作的设计方法基本上是一致的。蒸馏的设计方法在作出少许修正后即可用于吸收或液-液萃取等操作的设计。根据分离在层级接触设备（层级塔器）或是在微分接触设备（填充塔器）中进行，设计方法也分为两类：层级计算和微分计算。因此，本辑第一部分是以前蒸馏为主的两种接触的基本设计方法和各种设备的条件比较等的论文。在强化措施中，出现了不少高效率 and 结构简单的新型塔器。同时各种传质新方法的创造也对传质的强化提供有利条件。第二、三部分内容分别为有关新型塔器和有关传质新方法的论文。此外，还选择了化工机械和其他方面的论文作为辅助内容，以适应多方面的需要。

本辑的选题、译校和编排方面有不当之处，望读者指正。

編 者

1964年4月

化工过程及设备

第二輯

王守恒 主編

*

上海市科学技术編譯館出版

(上海南昌路59号)

新华书店上海发行所发行 各地新华书店經售

商务印书館上海厂印刷

*

开本 787×1092 1/16 印張 6 4/16 字數 189,000

1964年7月第1版 1964年7月第1次印刷

印數 1—4,000

編 号: 66 · 205

定 价: 0.80 元

目 录

1. 連續蒸餾的物料和热量衡算分析	1
2. 如何进行蒸餾計算	7
3. 具有大量塔板的蒸餾塔設計	11
4. 加速間歇蒸餾設計的概括方程式	17
5. 决定填充塔尺寸的設計技术	19
6. 不同結構塔板的流体动力学比較試驗	24
7. 精餾和吸收塔不同結構塔板的主要特性与应用范围	27
8. 工业用噴射板精餾塔	30
9. 波紋塔板——汽液接触的新工具	35
10. 水力旋流器中的萃取过程	43
11. 新型吸收法	53
12. 利用冷凝-蒸发法分离二元混合物过程的研究	59
13. 高压容器塑性大变形的曼宁解法	63
14. 垫片的选择与設計	68
15. 流体流量分布器的設計	72
16. 容器与反应器的紧急排气	76
17. 高真空工艺和设备	84

1. 連續蒸餾的物料和热量衡算分析

Analyze Material and Heat Balances for Continuous Distillation

Jesse Coates 等

摘 要

使用这些关系計算已有設備的性能,或估計某一給定分离操作所需的理論层数。

对于大規模生产,連續蒸餾比間歇蒸餾为經濟,尤其是进料供应能保持稳定时更甚。間歇蒸餾的缺点之一是多次蒸餾,但是为了組分的完全分离有效起見,往往又是必要的。因此,間歇蒸餾經常可以获得高純度的餾出液,但为提高回收率,殘液必須再蒸餾。

使用所謂組合蒸餾柱可以克服上述缺点。这种蒸餾柱的典型裝置见图 1。

参閱图 1,在柱中任何一点,通过各层上升的蒸汽与下降的液流相接触。在接触中,易挥发組分从液相傳遞至蒸汽相,同时难挥发組分則从蒸汽相傳

遞至液相。

进料点以上的一段柱其主要作用是从蒸汽中除去重组分。因此,这一段柱常称为吸收段,并确切地描述了它的作用。然而,更普遍地将进料点以上的一段柱称为精餾段。这个名称的含义是調整上升物料的組成而使柱頂能将接近純淨的产物排出。

进料点以下,柱的主要作用是除去液相中的易挥发組分。这一段柱通常称为提餾段。这两个段示如图 1,是大多数典型的連續蒸餾柱。因此,这种柱可以认为是吸收柱和提餾柱的結合。

与所有的化工过程一样,首先应作总的物料衡算。

$$F = D + B \quad (1)$$

个别組分的衡算如下:

$$FZ_F = Dx_D + Bx_B \quad (2)$$

式(2)必須滿足混合物中的每一組分。将式(1)和式(2)結合时則得:

$$\frac{D}{F} = \frac{Z_F - x_B}{x_D - x_B} \quad (3)$$

所以从式(3)得到进料中餾出液的分數。其次必須列出整个設備总的热量衡算,最好在作这些衡算中使用各种流体的热函(焓)。

$$FI_F + Q_B = DH_D + Bh_B + Q_C \quad (4)$$

使用下列各量較為方便:

$$q_B = Q_B/B \quad (5)$$

$$q_C = Q_C/D \quad (6)$$

$$h'_B = h_B - q_B \quad (7)$$

$$h'_D = H_D + q_C \quad (8)$$

使用这些項时,式(4)成为:

$$FI_F = Dh'_D + Bh'_B \quad (9)$$

式(9)与式(2)的形式相同, I_F , h_D 和 h'_B 分别与 Z_F , x_D 和 x_B 相类似。

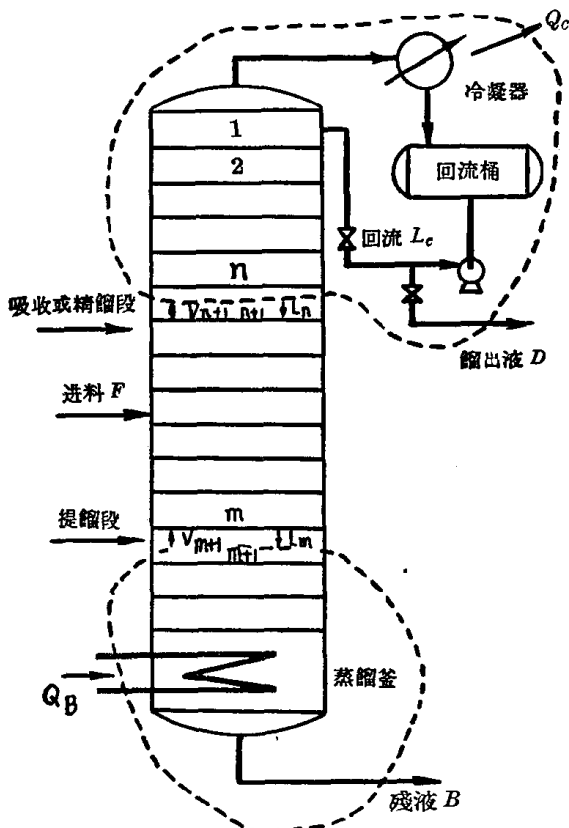


图 1 蒸餾柱中的流动型式

将式(9)和式(1)合并,并使与式(3)相等则得:

$$\frac{D}{F} = \frac{I_F - h_{B'}}{h_{D'} - h_{B'}} = \frac{Z_F - x_B}{x_D - x_B} \quad (10)$$

以后将回到使用式(10)。

确定柱的操作线

再根据图1, 进料点以上在虚线圈线内的柱段, 其物料衡算为:

$$V_{n+1} = L_n + D \quad (11)$$

个别组分的衡算为:

$$V_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dx_D \quad (12)$$

这衡算必须满足每一组分。重行排列式(12)以解 y_{n+1} , 得:

$$y_{n+1} = \frac{L_nx_n}{V_{n+1}} + \frac{Dx_D}{V_{n+1}} \quad (13)$$

此式常称作上段* 操作线方程式, 并获得进入任何层级的蒸汽组成和离开任何层级的液体组成两者之间的关系。

必须满足精馏段的热量衡算, 其关系为:

$$V_{n+1}H_{n+1} = L_nh_n + DH_D + Q_C = L_nh_n + Dh'_D \quad (14)$$

应用式(11)、(12)和(14), 得等式:

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{h'_D - H_{n+1}}{h'_D - h_n} = \frac{x_D - y_{n+1}}{x_D - x_n} \quad (15)$$

式(15)是精馏段中任何点的上段操作线斜率。

图1所示提馏段, 在虚线圈线内提馏段的物料衡算为:

$$L_m = V_{m+1} + B \quad (16)$$

同区域内个别组分的衡算为:

$$L_mx_m = V_{m+1}y_{m+1} + Bx_B \quad (17)$$

$$y_{m+1} = \frac{L_mx_m}{V_{m+1}} - \frac{Bx_B}{V_{m+1}} \quad (18)$$

式(18)为下段** 操作线方程式。提馏段的热量衡算得出:

$$L_mh_m + Q_B = V_{m+1}H_{m+1} + Bh_B \quad (19)$$

$$L_mh_m = V_{m+1}H_{m+1} + Bh'_B \quad (20)$$

以式(16)、(17)和(20), 得等式:

$$\frac{V_{m+1}}{B} = \frac{h_m - h'_B}{H_{m+1} - h_m} = \frac{x_m - x_B}{y_{m+1} - x_n} \quad (21)$$

环绕蒸馏釜区域内应用式(21), 则得“蒸煮比”, 且 V_{m+1} 成为离开蒸馏釜的蒸汽流率。

进料点的定位

精馏段和提馏段的相交处即是进料导入处。提馏段的顶端层级是进料层级。这一层级上面的一层

是精馏段的底层。一般, 进料层级应是第一层, 在这层的进料有机会与这层的液体相接触。因而, 上面对进料层级的命名还是适当的。

进料点的实际情况要看该处所发生的物理作用的型式而定, 亦即能否对提馏段和精馏段、往来流动于进料点、汽液的流动和进料的良好混合提供机会。在本文的处理上是假定在进料点所发生各种流体的混合是充分均匀的。

图2中, 进料层级称为 f 层。由于采取自上而下的记层法, 所以进料层级上面的一层称为 $f-1$ 层。进料点被圈在虚线圈线之内, 从这点所进出的不同的流注示于图上。

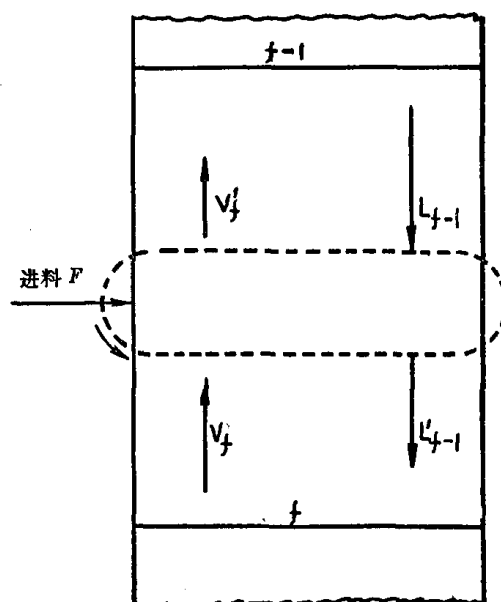


图2 求进料点的流量

提馏段顶端层级所流出的蒸汽流率为 V_f , 从进料点流到顶端层级的液体流率为 L_{f-1} 。进入精馏段底端层级的蒸汽流率为 V'_f , 离开这层的液体流率为 L'_{f-1} 。

进料点的物料衡算为:

$$F + L_{f-1} + V_f = V'_f + L'_{f-1} \quad (22)$$

热量衡算为:

$$FI_F + L_{f-1}h_{f-1} + V_fH_f = V'_fH'_f + L'_{f-1}h'_{f-1} \quad (23)$$

略去进入进料点汽液两相显热之差, 可作假定:

$$h_{f-1} = h'_{f-1} \quad \text{和} \quad H_f = H'_f$$

根据这些假定, 式(23)成为:

$$FI_F = h_{f-1}(L'_{f-1} - L_{f-1}) + H_f(V'_f - V_f) \quad (24)$$

为了方便起见, 可用下列方程式将 L'_{f-1} 和 L_{f-1}

* 即精馏段——译者注

** 即提馏段——译者注

两液流关联起来：

$$\frac{L'_{f-1} - L_{f-1}}{F'} = q \quad (25)$$

按这定义和式(22)，求得：

$$V'_f - V_f = (1 - q)F' \quad (26)$$

将式(25)和(26)代入式(24)，解算 q 得：

$$q = \frac{H_f - I_F}{H_f - h_{f-1}} \quad (27)$$

式(27)的分母近似地等于进料的潜热而分子是将进料转变为饱和蒸汽所需的热量。使用这些近似值，可简化 q 的数字计算。

两个操作线相交于进料点并具有共同坐标 y_i 和 x_i 。用这些坐标写成操作线方程式：

$$V'_f y_i = L'_{f-1} x_i + D x_D \quad (28)$$

$$V_f y_i = L'_{f-1} x_i - B x_B \quad (29)$$

从式(28)减式(29)，并与式(2)合并，得：

$$y_i (V'_f - V_f) = x_i (L'_{f-1} - L'_{f-1}) + F Z_F \quad (30)$$

将式(25)和(26)代入式(30)，并解算 y_i ，得：

$$y_i = \left(\frac{q}{q-1} \right) x_i - \left(\frac{Z_F}{q-1} \right) \quad (31)$$

式(31)是上段操作线和下段操作线交点的轨迹。

汽-液比的计算

这里所使用的回流比命名是指精馏段中向下流的液体与馏出液之比。计算任何一层级的回流比，如 n 层成为 L_n/D ，是指内回流比。计算冷凝器的回流比时，成为 L_C/D ，并指系回的回流比。任何点上操作线的斜率与内回流比可用下式关联：

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{L_n/D}{1 + (L_n/D)} \quad (32)$$

式(15)和式(32)把内回流比和进入任何层级的蒸汽焓以及离开同一层级液体的焓关联起来。

从进料点向上的柱段中， H_{n+1} 和 h_n 二者降低。但是，对于某些系统，这些量的降低程度是使液汽比在层与层之间流动时保持恒量。按式(32)，当层与层之间的液体流动时， L_n 量不变。因而，在精馏段的 V_{n+1} 量也不变。其结果就是习知的所谓向下流的液体衡分子数相等和上升的蒸汽衡分子数相等*。

在能实现这个条件的系统中一般是组分的分子潜热近于相等，且其中通过层级的蒸汽显热损失可以被液体显热的收得所弥补。同样处理式(21)，说明在提馏段中可以达成下流液体和上升蒸汽的衡分子数各自相等*。在这特殊情况下，两个操作线方程

式成为直线方程式。为便利计算，假设液体衡分子数相等和蒸汽的衡分子数相等来进行蒸馏的计算。

至此，已展开一套计算方程式，可用以估计某一项分离过程所需要的理论层数，或用以计算已有设备的工作性能。

这些方程式不论对于二元蒸馏或是多元蒸馏都是正确的，但是把这些关系直接应用到多元蒸馏时，要比应用到二元蒸馏困难得多。本文只讨论对二元蒸馏计算的应用。这样可以说明对于多元蒸馏的若干相似应用，并将随时指出应用的困难。

理论层数的计算

理论层数可以用热量衡算和物料衡算方程式计算，或只用物料衡算方程式计算。最好是热量衡算和物料衡算并用。但是在许多实例中，只使用物料衡算也可得到满意的结果，而所化时间却节省得多。本文将两种情况一并讨论。在任一情况中，总的物料衡算式(1)和(2)都必须得到满足。

目前的讨论仅限于热量衡算和物料衡算方程式的合并使用。式(10)是指总的热量衡算操作线，在焓对组成图上是一直线，如图3所示。直线经过 (h'_D, x_D) 、 (I_F, Z_F) 和 (h'_B, x_B) 等点。既然是一直线，就可以用三点中任何两点绘制。

式(15)是上段热量衡算操作线，并在焓-组成图上亦是一直线。 (h'_D, x_D) 、 (h_n, x_n) 和 (H_{n+1}, y_{n+1}) 三点由此式所确定。在进料点以上的所有操作线都以 (h'_D, x_D) 点为支点而转移。另外两点将精馏段中进入任何层级的蒸汽焓和组成与离开层级的液体焓和组成相关联。

下段热量衡算操作线方程式(21)通过 (h'_B, x_B) 、 (h_m, x_m) 和 (H_{m+1}, y_{m+1}) 等点。在进料点以下的操作线都以 (h'_B, x_B) 点为支点而转移。 (H_{m+1}, y_{m+1}) 、 (h_m, x_m) 两点将提馏段中进入任何层级的蒸汽焓和组成与离开层级的液体焓和组成相关联。

使用这些关系时，应具备焓-组成图，或先作此图。此图的作法在标准教材中都有描述，本文不另加讨论。

本文制备一假想组分 A 和 B 的焓-组成图，示如图3。组分 A 和 B 的沸点分别为 195°F 和 242°F。系线或等温线的组成坐标、联接液相对气相的平衡组成，可以如图4的温度-组成图或平衡曲线图上读得。这些系线可根据需要进行标绘。

* 液体衡分子数与蒸汽的衡分子数不一定相等——
译者注

如何計算層級數

按照給定回流比 L_C/D 的程序,摘要如下:

1. 在冷凝器,可使用式(11)和(14)。利用 $V_{n+1}=V_1$ 、 $L_n=L_C$ 、 $H_{n+1}=H$ 和 $h_n=h_C$, 計算 h'_D 。如屬需要, 可从 h'_D 和 H_D 計算 Q_C 。在图3上标繪点 (h'_D, x_D) 。

2. 根据进料的热量条件, 确定进料的焓 I_F 。以 I_F 值和式(9)可以計算 h'_B 。現在 (h'_B, x_B) 点和 (I_F, Z_F) 点都为已知, 按两者之一, 結合 (h'_D, x_D) 点可用以标繪总的热量衡算操作綫。

3. 以阶梯方式使用上段热量衡算操作綫方程式(15)。例如, 取用全冷凝器, $y_1=x_D$, x_1 在結連平衡的气液两相的系綫另一端的液体綫上。通过 x_1 作一綫到 (h'_D, x_D) 点与蒸汽綫相交于 y_2 。一系綫連接 y_2 和液体綫上的 x_2 。又連接 x_2 和 (h'_D, x_D) 点与蒸汽綫相交于 y_3 。重复上述过程直至达到进料点为止。

4. 为了作出进料系綫, 可从进料热量条件計算液体和蒸汽組成。在这一点上, 使 q 綫式(31)与这綫上的平衡关系相等:

$$y_i = \left(\frac{q}{q-1} \right) x_i - \frac{Z_F}{q-1} = \frac{\alpha_i x_i}{1 + (\alpha_i - 1) x_i}$$

当上段操作綫的 x 值落到进料系綫上的 x 值以下时, 应轉移至較低的热衡算操作綫式(21)。

5. 作一綫通过从上段操作綫所得 x 的最后值与 (h'_B, x_B) 点, 截切汽相綫于蒸汽进入进料层的組成綫。

6. 如前, 連接平衡汽液二相的組成和操作綫的系綫得到蒸汽进入相对于液体离开层級时的組成。

7. 使用下段操作綫方程式直至液体的組成等于 x_B 为止。

例題(說明方法)

一精餾柱的进料含有 48 分子 % 的組分 A 和 52 分子 % 的組分 B。要求将此混合液进行分离, 得到含有 95 分子 % 組分 A 的餾出液和含有 4 分子 % 組分 A 的殘液。进料为 20 分子 % 蒸汽。使用全冷凝器和柱的操作压强为常压。在此压强下, 純 A 的沸点为 195°F, 純 B 的沸点为 242°F。此系統的焓-組成图示如图 3。

使用此图, 可計算理論塔板数, 取回流比 L_C/D 为 2.992。对于每 100 衡分子进料, 計算冷凝器和

蒸餾釜的热負荷各为多少? 最少塔板数和最小回流比应是若干?

以 100 磅分子进料为基准, $Z_F=0.48$, $x_D=0.95$, $x_B=0.04$ 均为組分 A 的分子分数。从方程(3):

$$\frac{D}{F} = \frac{0.48 - 0.04}{0.95 - 0.04} = 0.483$$

所以 $D=48.3$ 磅分子, $B=51.7$ 磅分子。由于系回回流比为 2.922, 得 L_C 为 2.922×48.3 或 141 磅分子。同样, 第一块塔板的蒸汽量 V_1 等于 141 加 48.3 或 189.3 磅分子。

对于全冷凝器, $x_D=y_1=0.95$ 。按图 3, 得 $H_1=17,300$ 英热单位/磅分子。既然 $x_D=x_C=0.95$, 得 $H_D=h_C=3,400$ 英热单位/磅分子。

从式(14), 計算精餾段的热量衡算为:

$$\begin{aligned} 189.3 \times 17,300 &= 141 \times 3,400 + 48.3 h'_D \\ h'_D &= 57,900 = H_D + q_C \\ q_C &= 57,900 - 3,400 \\ &= 54,500 \text{ 英热单位/磅分子餾出液} \\ Q_C &= 54,500 \times 48.3 \\ &= 2.63 \times 10^6 \text{ 英热单位/磅分子进料} \end{aligned}$$

根据进料的蒸发平衡, 得进料沸点为 215°F, 进料系綫的末端被 $y=0.617$ 和 $x=0.4463$ 所确定。由于进料部分为蒸汽, 故 I_F 是在此系綫上。从图 3, 得 $I_F=7,250$ 英热单位/磅分子。使用式(9), 得 $h'_B=-40,000$ 英热单位。在 $x_B=0.04$ 处讀得 h_B 在图 3 的液体綫上为 5,800 英热单位/磅分子。所以,

$$\begin{aligned} q_B &= 5,800 - (-40,000) = 45,800 \\ Q_B &= 45,800 \times 51.7 \\ &= 2.372 \times 10^6 \text{ 英热单位/磅分子进料} \end{aligned}$$

現在, 在图 3 上可以标繪 (h'_D, x_D) (I_F, Z_F) 和 (h'_B, x_B) 点。这些点定名为 h'_D , I_F 和 h'_B 。总热量衡算綫即可作出, 但并不一定需要。

从 $y_1=0.95$ 和平衡系綫, 讀得 x_1 为 0.905, 即图 3 中的虛綫。連接 x_1 和点 h'_D 并与蒸汽綫相交于 y_2 。从此点作系綫到液体綫, 得 x_2 。連接 x_2 和 h'_D 的操作綫与蒸汽綫相交于 y_3 。繼續进行这一过程, 直至 x 等于或少于进料系綫的 x 。这发生在冷凝器下面第 9 块得到滿足。这是进料层級, 它的 x 等于 0.41。

* 从图 3 所得的数值, 原从具有三倍大的纵坐标图上得来。为使图 3 与本文页面大小相称, 已将纵坐标进行比例縮小

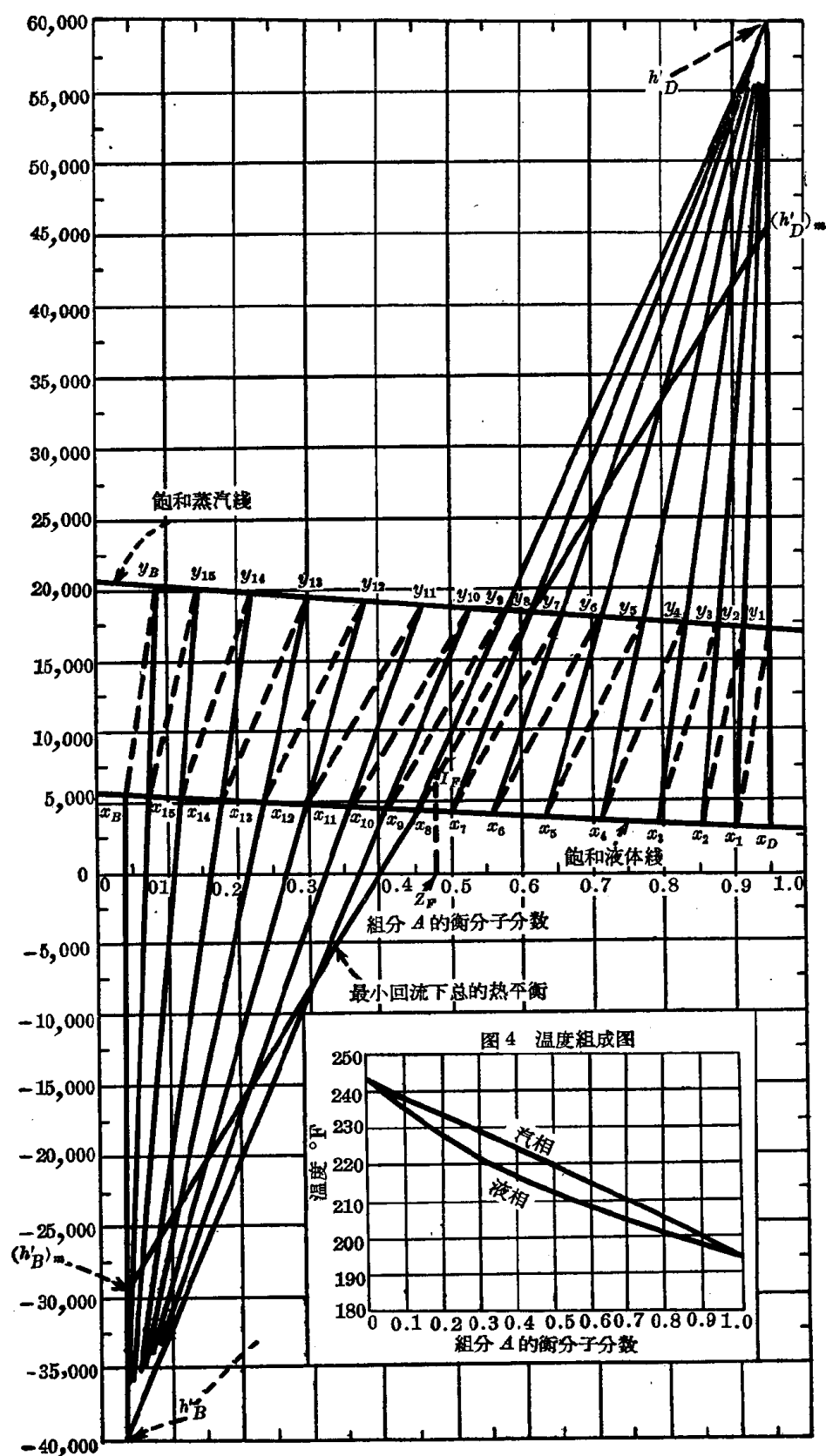


图 3 从焓-组成图获得柱的热负荷和理论塔板数

現在進行下段熱量衡算操作綫的計算。通過 x_D 和點 h'_B 作直綫與蒸汽綫相交於 y_{10} ，此處 $y=0.525$ 。這是進入进料層級的蒸汽組成。從 y_{10} 作系綫到液體綫，得 x_{10} 值。借助於系綫和這些操作綫的階梯式作法是向下對蒸餾釜方向繼續進行，直至得到連接釜的液體和蒸汽的系綫為止。

圖 3 示這一分離的操作綫和系綫。根據此圖，需要塔板 15 塊，加上蒸餾釜和冷凝器。进料板是在冷凝器下的第 9 塊。

如屬需要，則進出精餾段每一層級的液體和蒸汽的流量可從式(11)和(15)計算而得，提餾段可以從式(16)和(21)求得。

對於此系統最小回流比的計算，只要將进料系綫延伸，使與橫坐標 $x_D=0.95$ 在 $(h'_D)_m=45,500$ 英熱單位處相交即得。延伸进料系綫，使在 $x_B=0.04$ 處與橫坐標相交，求得 $(h'_B)_m$ 為 $-28,400$ 英熱單位。這些點都在圖 3 上標出。使用這些數值，可得每 100 磅分子进料的 $(Q_C)_{\text{最少}}$ 為 2.033×10^6 ， $(Q_B)_{\text{最少}}$ 為 1.769×10^6 英熱單位。

在冷凝器周圍，可應用式(14)，結合式(11)，得 $(L_C)_{\text{最少}}$ 為 98 磅分子，以及每衡分子餾出液的最小回流比 $(L_C/D)_{\text{最小}}$ 為 $98/48.3$ 或 2.03 衡分子。

符 号

B 殘液流率，衡分子/單位時間。

D 餾出液流率，衡分子/單位時間。
 F 进料流率，衡分子/單位時間。
 H 蒸汽熱焓，英熱單位/磅分子。
 H_0 餾出液熱焓，英熱單位/磅分子。
 h 液體熱焓，英熱單位/磅分子。
 h_B 殘液熱焓，英熱單位/磅分子。
 h'_B 用方程式(7)確定。
 h_C 回流液熱焓，英熱單位/磅分子。
 h'_D 用方程式(8)確定。
 I_F 进料熱焓，英熱單位/磅分子。
 L 液體流率，衡分子/單位時間。
 L_C 泵回回流流率，衡分子/單位時間。
 Q_B 蒸餾釜熱負荷，英熱單位/單位時間。
 Q_C 冷凝器熱負荷，英熱單位/單位時間。
 q 用方程式(25)確定。
 q_B 用方程式(5)確定。
 q_C 用方程式(6)確定。
 V 蒸汽流率，衡分子/單位時間。
 x 液體組成的分子分數。
 x_B 殘液組成的分子分數。
 x_D 餾出液組成的分子分數。
 y 蒸汽組成的分子分數。
 Z_F 进料組成的分子分數。

下標：

$m, m+1$ 等 提餾段的塔板號數。

$n, n+1$ 等 精餾段的塔板號數。

王守恆譯

自 "Chemical Engineering" 68, No. 4, 145
 ~150 (1961)

2. 如何进行蒸馏计算

How to Make Distillation Calculations

Jesse Coates 等

摘 要

应用图解法或分析法分析蒸馏柱的热量衡算和物料衡算,以求得最小回流比和理论塔板数。

本文是承上文而继续的蒸馏系统讨论,上文所述重点是应用焓-组成图计算理论层数数和柱的热量要求。

本文将叙述如何应用焓-组成图确定最小回流比和最少的塔板数。同时也将研究物料衡算方程式和分析方法应用于连续蒸馏的计算。

如何计算最小回流比

当上段*热量衡算操作线在进料点或在进料点以上与系线相交时,则平衡关系和操作线成为相等,且超过此点时不可能作进一步的分离。到达此点所需的理论层数将为无穷大。在这种情况下,回流比 L_0/D 成为最小值,在此值以下,即使蒸馏柱具有无穷多的层数,需要分离也不可能。

对于象图1所示的正常系统,当上段操作线与进料点的系线相交时,则存在最小的回流比。这时候,进料点系线延伸到与横坐标上 $(h_{D'})_{\text{最小}}$ 点相交。从 $(h_{D'})_{\text{最小}}$ 可以算得 $(Q_C)_{\text{最小}}$ 的值。环绕冷凝器,将 $(h_{D'})_{\text{最小}}$ 与热量和物料衡算相结合,得 $(L_0)_{\text{最小}}$ 。因此:

$$(V_1)_{\text{最小}} = (L_0)_{\text{最小}} + D$$

$$(V_1)_{\text{最小}} H_1 = (L_0)_{\text{最小}} h_C + D(h_{D'})_{\text{最小}}$$

计算最少塔板数

当蒸馏柱在全回流下操作时,所需塔板数为最少。在这些情况下,热量衡算操作线成为许多铅直线。使用铅直操作线和对应的系线进行从冷凝器至蒸馏釜以阶梯图解,可以在焓-组成线上得到最少理论塔板数。

单独使用物料衡算方程式

已经指出,物料衡算方程式成为直线的条件是:

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

$$y_{m+1} = \frac{L_m x_m}{V_{m+1}} - \frac{B x_B}{V_{m+1}} \quad (2)$$

上述方程式可使理论层数的决定得到便利而不再需要热衡算方程式。在使用这些关系时,必须先行制备象图2所示的平衡图。

已知进料的热态条件,可以从下式估计 q 值:

$$q = \frac{H_f - I_F}{H_f - h_{f-1}} \quad (3)$$

对于饱和液体进料**, q 等于1。对于饱和蒸汽进料, q 为零。对于部分是蒸汽的进料, q 约为进料中液体的一个分数。对于沸点以下的冷液进料, q 大于1。对于过热蒸汽进料, q 为负值。

下面的方程式常称为 q -线,在 $x = z_F$ 处与 $y = x$ 线相交:

$$y_i = \left(\frac{q}{q-1} \right) x_i - \frac{z_F}{q-1} \quad (4)$$

使用这一关系和上述 q 的适当值,在平衡图上可以作方程式(4)。所作的线终止于平衡线。

式(1)在 $x = x_D$ 处与 $y = x$ 线相交。此线可从图2上 x_D 点起至 q -线相交点为止。式(2)在 $x = x_B$ 处与线 $y = x$ 相交。此线连结 x_B 和上段操作线与 q -线的交点。

使用全冷凝器,并从塔顶开始,作横线(从 $x_D = y_1$ 至平衡线)可以得出 x_1 。另一横线(从操作线上的 x_1 开始)给出 y_2 。垂直线(从 y_2 到操作线)给出 x_2 。这样,在操作线和平衡线间,构成阶梯,直至 x 的值等于或小于 x_B 。

如用全冷凝器,则理论塔板数是阶梯数减1。如使用相当于一块理论塔板的部分冷凝器,则塔板数

* 即精馏段——译者注

** 即液体沸点进料——译者注

是阶梯数减2。这是有名的 McCabe-Thiele 方法。后面将用一例题说明这一方法。

全回流时,操作线将与 $y=x$ 线重合。用上述阶梯法可求得最少塔板数。

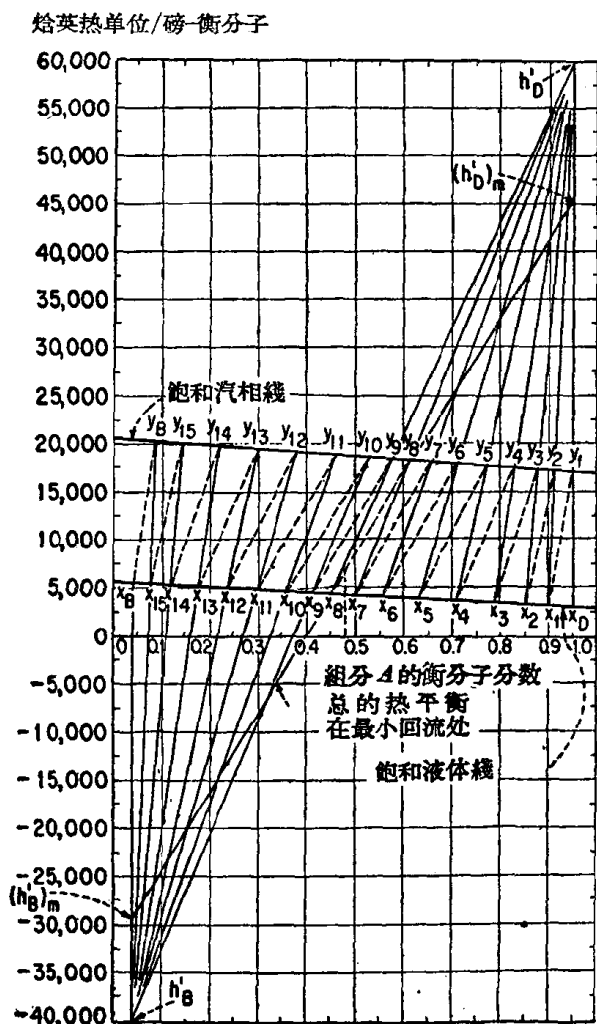


图1 焓-组成图

如前,当操作线和平衡线给出相同的浓度时则发生的回流比为最小。对于象例题中所用的正常系统,当上段操作线和平衡线与 q -线三线相交时,出现最小回流比。对于非正常系统,操作线可以在 q -线和平衡线交点的上面,与平衡线相切。切点即可决定最小回流比。

必要时使用分析方法

有时常需要逐块计算塔板,而不用图解法。在多元蒸馏中,除极少例外,都需要逐块进行计算。二元系统有时亦需要如此。

可以再一次从总的物料衡算开始:

$$F = D + B \quad (5)$$

同样,个别组分的衡算:

$$Fz_F = Dx_D + Bx_B \quad (6)$$

必须满足混合物中的每一组分。

对于多元混合物,可选择需要分离的若干组分为主体,作为关键性组分。这些组分中之一的馏出液组成和残液组成可以固定。馏出液和残液中所含剩余组分的量一定要从它们对主体组成的相对挥发度加以估算。在估算作出之前,式(6)不能满足混合物中的每一组分。

对于一定的回流比,总的热量衡算方程式得到

汽相中,组分 A 的衡分子分数, y

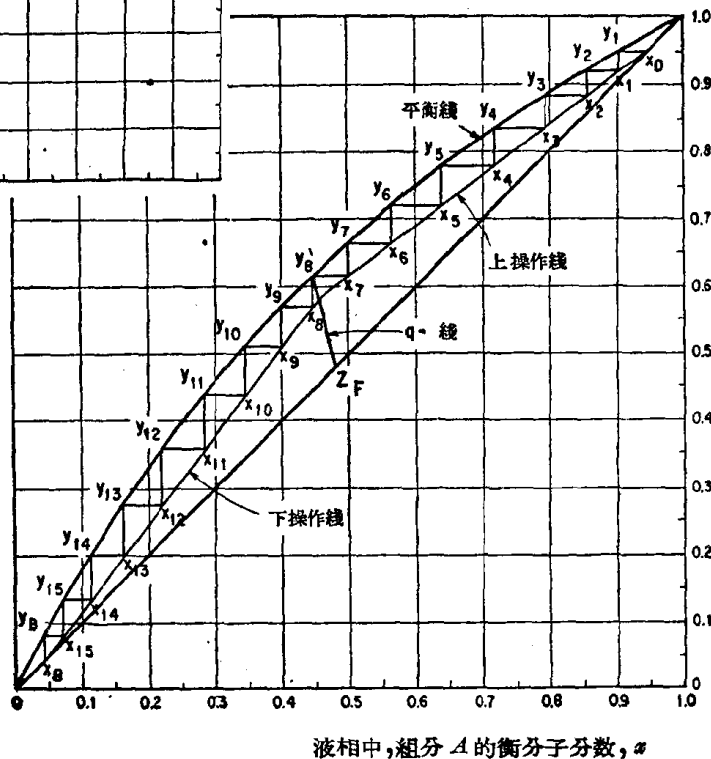


图2 McCabe-Thiele 平衡图

滿足, 這些方程式是*:

$$FI_F + Q_B = DH_D + Bh_B + Q_C \quad (7)$$

$$FI_F = Dh_D + Bh_B \quad (8)$$

從這兩個方程式, 可以計算蒸餾釜的熱負荷 Q_B 和冷凝器的熱負荷 Q_C 。

一般計算步驟可從冷凝器開始, 向下進行(如需要時, 亦可以從蒸餾釜開始, 向上進行)。精餾段的物料和熱量衡算方程式為:

$$y_{n+1} = \frac{L_n x_n}{V_{n+1}} + \frac{D x_D}{V_{n+1}} \quad (9)$$

$$V_{n+1} H_{n+1} = L_n h_n + DH_D + Q_C = L_n h_n + Dh_D \quad (10)$$

如離開塔頂的蒸汽組成 y 為已知, 則可以應用露點關係來計算每一組分的液體平衡組成 x_1 。

對於多元系統, 則常用試錯法解方程(9)和(10), 求得每一組分的 L_1, V_2, h_1, H_2 和各個 y_2 的值。通過 y_2 的各個值, 露點計算給出 x_2 和第2塊塔板上的溫度。這樣, h_2 即被確定。然後解算方程式(9)和(10)求得每一組分的 L_2, V_3, h_2, H_3 和各個 y_3 的值。重複相同的過程, 直至到達進料板。

對於二元系統, 進料層級處的 q -線處於上下段操作線之間, 作為橋梁。對於多元系統, 進料層級處的情況要複雜得多。限於篇幅不能作定量的論述。在這裡只能解釋: 如下段操作線使用的結果使液體組成比易揮發的主體組分降低得更快時, 則可以從上段操作線計算到下段操作線。

進料點以下, 物料衡算可從式(2)求得, 熱量衡算為:

$$L_m h_m = V_{m+1} H_{m+1} + Bh_B \quad (11)$$

這些方程式, 結合平衡計算, 可以象上面所述應用在進料點以上的情况, 計算連續進行直至到達蒸餾釜的組成為止。

逐塊計算塔板費時很多, 但是, 這樣計算的優點是可以給出離開每一塊塔板的每一流體的組成和溫度。

二元系統的最小回流比可以從下列方程計算:

$$\left(\frac{L_n}{D}\right)_{\min} = \frac{x_D - y_i}{y_i - x_i} \quad (12)$$

對於這種類型的系統, 最小回流比的 y_i 和 x_i 的關係為:

$$y_i = \frac{q x_i}{q-1} - \frac{z_F}{q-1} = \frac{\alpha_i x_i}{1 + (\alpha_i - 1)x_i} \quad (13)$$

方程式(13)代表二元系統 q -線和平衡線的交點, 用以求得 x_i 和 y_i 。如 α_i 值是常數, 方程式可以直接解得。否則, 要用試錯法。取定 α_i 的一個值, 可

以求得 x_i 。再用沸點計算^[2]核驗所取定的 α_i 值。如取定的 α_i 與計算值相符, 則這一關係就獲得滿足, $(L_n/D)_{\min}$ 就可以從方程式(12)求得。多元蒸餾就沒有這樣簡單的關係來求得最小回流比。

對於所謂一般系統, 最少塔板數可從 Fenske 方程式計算而得。對任何兩個組分 A 和 B , 方程式為:

$$S_m = \frac{\log\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D \left(\frac{x_B}{x_A}\right)_B}{\log \alpha_{av}} \quad (14)$$

$$\alpha_{av} = \sqrt{(\alpha_{AB})_D (\alpha_{AB})_B} \quad (15)$$

如用全冷凝器, $S_m = n + 1$ 。如使用相當於一塊理論塔板的部分冷凝器, 則 $S_m = n + 2$ 。對於二元系統, 只有 A 和 B 兩個組分存在。對於多元系統混合物, A 和 B 是主體組分。

說明 McCabe-Thiele 法的例題

蒸餾柱的進料組成含有 48 分子 % 的組分 A 和 52 分子 % 的組分 B 。將此混合物加以分離, 要求餾出液含 95 分子 % 的組分 A , 殘液含 4 分子 % 的組分 A 。進料含 20 分子 % 蒸汽。使用全冷凝器, 操作總壓是 1 大氣壓。在此壓強下, 純組分 A 的沸點是 195°F, 純組分 B 的沸點是 242°F。

假定塔中任何部分下降液體衡分子與上升蒸汽衡分子為一常數, 使用 McCabe-Thiele 法計算理論塔板數, 回流比取 2.922。

求最少塔板數和最小回流比。

既然下降液體衡分子與上升蒸汽衡分子為常數, 操作線方程式都是直線。平衡線如圖 2。

進料含有 20 分子 % 的蒸汽, 故 q 等於 0.8。代入方程(4)得 q -線的方程如下:

$$y = -4x_i + 2.4$$

在圖 2 上作出這一直線, 從對角線 ($y=x$) 的 $z_F=0.48$ 處開始, 到平衡線為止。

將 (L_n/V_{n+1}) 的值 (此處為 2.922/3.922 或 0.745), 代入式(1), 得上段操作線方程式:

$$y_{n+1} = 0.745 x_n + 0.242$$

從對角線上的 x_D 開始, 標繪此線, 直至與 q -線相交。下段操作線系由對角線上的 x_B 與 q -線和上段操作線的交點相連接而成。

從冷凝器開始, 連續地作出橫線和直線, 構成許多階梯, 如圖 2。通過兩根操作線交點的階梯說明進料層級是冷凝器下第 8 層級。所需的理論塔板數為 15, 外加蒸餾釜和冷凝器。

* 見《Chem. Eng.》1961 年 2 月 20 日, 第 146 頁

在这一系统的最小回流比，上段操作线， q -线
和平衡线三线在一共同点相交。此点的坐标为
 $y=0.617$ 和 $x=0.446$ 。因此，将上述的 y 和 x 值代
入方程式(12)即可求得每分子馏出液的最小回流
比。

$$\left(\frac{L_n}{D}\right)_{\text{最小}} = \left(\frac{L_0}{D}\right)_{\text{最小}} = \frac{0.95-0.617}{0.617-0.446} = 1.95$$

对于这一系统，组分 A 相对于组分 B 的相对挥发度是一常数，即 α_{AB} 常数等于 2。从 Fenske 方程式^[3]求得的最少的理论塔数为：

$$S_m = \frac{\log\left(\frac{0.95}{0.05}\right)\left(\frac{0.96}{0.04}\right)}{\log 2} = 8.85$$

由于使用了全冷凝器，最少理论塔板数是 8.85
减 1，即 7.85。

可以用这个方法和《Chem. Eng.》1961 年 2 月
20 日第 145 页所载的方法，来计算已在使用中的蒸
馏塔板的效应。

以后将讨论层效率、液体和气体容量、以及压
强降和层间距等因素。设计蒸馏塔时必须具备这
些知识。

符 号

- B 残液流率，衡分子/单位时间。
- D 馏出液流率，衡分子/单位时间。
- F 进料流率，衡分子/单位时间。
- H 蒸汽热焓，英热单位/磅分子。
- H_D 馏出液热焓，英热单位/磅分子。

- h 液体热焓，英热单位/磅分子。
- h_B 残液热焓，英热单位/磅分子。
- h'_B 确定为： $h_B - (Q_B/B)$ 。
- h'_D 确定为： $H_D + (Q_C/D)$ 。
- I_F 进料热焓，英热单位/磅分子。
- L 液体流速，衡分子/单位时间。
- L_C 回流流速，衡分子/单位时间。
- Q_B 蒸馏釜热负荷，英热单位/单位时间。
- Q_C 冷凝器热负荷，英热单位/单位时间。
- q 用方程式(3)确定。
- S_m 最少理论塔板数，用方程式(14)确定。
- V 蒸汽流速，衡分子/单位时间。
- x 液体组成的分子分数。
- x_B 残液组成的分子分数。
- x_D 馏出液组成的分子分数。
- y 蒸汽组成的分子分数。
- y_F 进料组成的分子分数。
- α 相对挥发度。

下标：

- $m, m+1$, 等 提馏段塔板号数。
- $n, n+1$, 等 精馏段塔板号数。

王守恒译

自《Chemical Engineering》68, No. 6, 155~158
(1961)

参 考 文 献

- [1] McCabe, W. L. and E. W. Thiele, Ind. Eng. Chem., 17, 605 (1925).
- [2] Coates, J. and B. S. Pressburg, Chem. Eng., Nov., 28, (1960), p. 139.
- [3] Fenske, M. R., Ind. Eng. Chem., 24, 482 (1932).

3. 具有大量塔板的蒸餾塔設計

Designing Many-Plate Distillation Columns

F. A. Holland 等

摘 要

使用本文中所提供的一些綫图和方程式就不必要在 McCabe-Thiele 图上逐級繪作为数很多的塔板。
此法对于連續和間歇过程均能适用。

在二元混合液而相对揮发度很低的情况，要在慣用的 McCabe-Thiele 图上逐級繪作大量的理論塔板是困难的。

幸而，在那些相对揮发度低的系統中有些系統（如四氯化碳和苯系統以及正庚烷和甲基环己烷系統）其 $y-x$ 图上的平衡綫在相当大的范围内基本上是直綫。那些系統通常都是用来計算多塔板塔的。在平衡綫上认为是直綫部分的区域内，可使用下列方法从而節約大量時間。

图 1 为二元系統慣用的 McCabe-Thiele 图的一部分，其中 y 和 x 分别为气相中和液相中易揮发組分的分子分数。平衡綫和操作綫的斜率分别为 m 和 L/V 。 L 为沿塔向下的液流，以磅分子/小时表示，而 V 为沿塔向上的蒸汽流，以磅分子/小时表示。

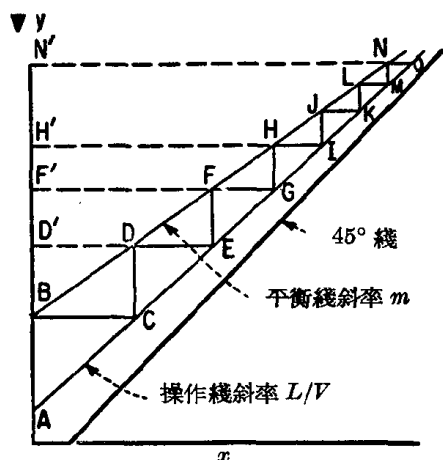


图 1 常用 McCabe-Thiele 标繪图——求理論塔板数

在图 1 中， $AB/BC = L/V$ ，即操作綫的斜率。
 $CD/BC = m$ ，即平衡綫的斜率。

$$BC = AB/(L/V) \text{ 和 } CD = mBC$$

$$CD = [m/(L/V)]AB$$

$$\text{同理, } EF = [m/(L/V)]CD = [m^2/(L/V)^2]AB$$

$$\text{同理, } GH = [m/(L/V)]EF = [m^3/(L/V)^3]AB$$

$$\text{以及 } IJ = [m^4/(L/V)^4]AB$$

$$KL = [m^5/(L/V)^5]AB$$

$$MN = [m^6/(L/V)^6]AB$$

由图 1 可見高度

$$AN' = AB + CD + EF + GH + IJ + KL + MN$$

因此，

$$AN' = AB \left[1 + \frac{m}{L/V} + \frac{m^2}{(L/V)^2} + \frac{m^3}{(L/V)^3} + \frac{m^4}{(L/V)^4} + \frac{m^5}{(L/V)^5} + \frac{m^6}{(L/V)^6} \right]$$

設平衡綫和操作綫的斜率之比为 $m/(L/V) = r$

$$\text{則 } AN'/AB = [1 + r + r^2 + r^3 + r^4 + r^5 + r^6]$$

式中 AN' 表示在 $y-x$ 图上从 A 点起内含七塊理論塔板的纵距离，对应于該式共有七項。图 1 可推广至任何理論塔板数 n 。

設 $AN'/AB = \psi_1$ ，即 $y-x$ 图上含 n 塊塔板的垂直距离和第一塊塔板的垂直距离 AB 之比。图 2 所示为比率 r 取不同值时的 ψ_1 对理論塔板数 n 的綫图。

$$\psi_1 = 1 + r + r^2 + r^3 + r^4 + r^5 + r^6 \dots \quad (1)$$

其中 $r < 1$

$$\psi_1 = \frac{1 - r^n}{1 - r} \quad (2)$$

(見参考文献[2])其中 n 为式中的項数也是理論塔板数。

使用图 2 可避免在 McCabe-Thiele 图上准确繪作梯級图的費时程序，从而节省大量時間，特別当使用 30 或 40 塊塔板时，如在以后所討論的例題中。

例如，假定要在 McCabe-Thiele 图上 r (平衡綫斜率和操作綫斜率之比) 为 0.9 的区域内逐級繪作 30 塊理論塔板。

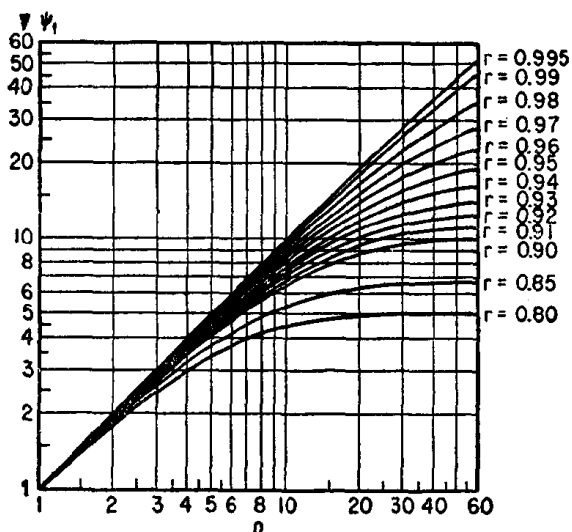


图2 仅绘制单一塔板确定理论塔板数的值

在 $n=30$ 和 $r=0.9$ 时, 由图2可讀得 ψ_1 为9.6。因此, 在 $y-x$ 图上30块塔板的垂直高度为第一块塔板的垂直高度 AB 的9.6倍。

再次参考图1, 显然可見仅需繪出第一块塔板 ABC 。量得高度 AB 后, 垂直距离 $AN' = \psi_1 AB$ 即可求出。在垂直高度 AB 小至可能产生較大的誤差时, 可以利用 $y-x$ 图上垂直高度 AN' 和內含起始两塔板的垂直高度 AD' 之比。該比值 $AN'/AD' = \psi_2$ 。

图3所示为比率 r 取不同值时的 ψ_2 对理论塔板数 n 的綫图。显然可見:

$$\frac{AN'}{AD'} = \psi_2 = \frac{1+r+r^2+r^3+\dots}{1+r} \dots\dots$$

$$= \frac{1-r^n}{1-r} \times \frac{1-r}{1-r^2} = \frac{1-r^n}{1-r^2} \quad (3)$$

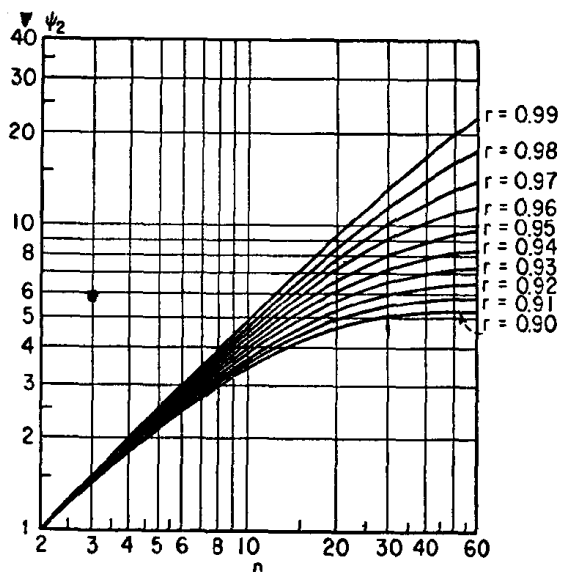


图3 經繪制二块塔板后, 确定理论塔板数而求 ψ_2 值

同样

$$\frac{AN'}{AF'} = \psi_3 = \frac{1-r^n}{1-r^3} \quad (4)$$

而

$$\frac{AN'}{AH'} = \psi_4 = \frac{1-r^n}{1-r^4} \quad (5)$$

图4和图5所示分别为比率 r 取不同值时, ψ_3 和 ψ_4 对总理论塔板数 n 的綫图。

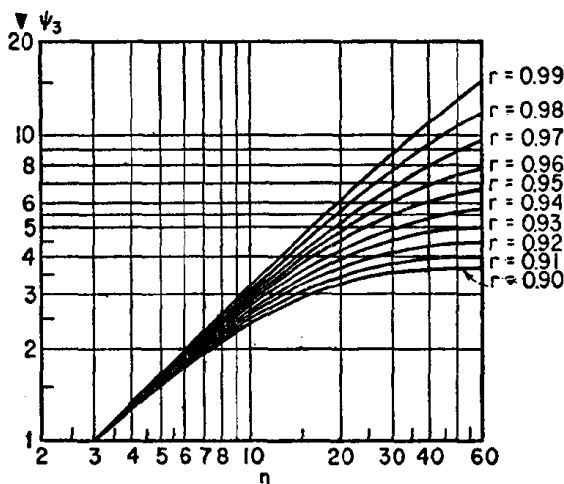


图4 确定 ψ_3 所用的图綫

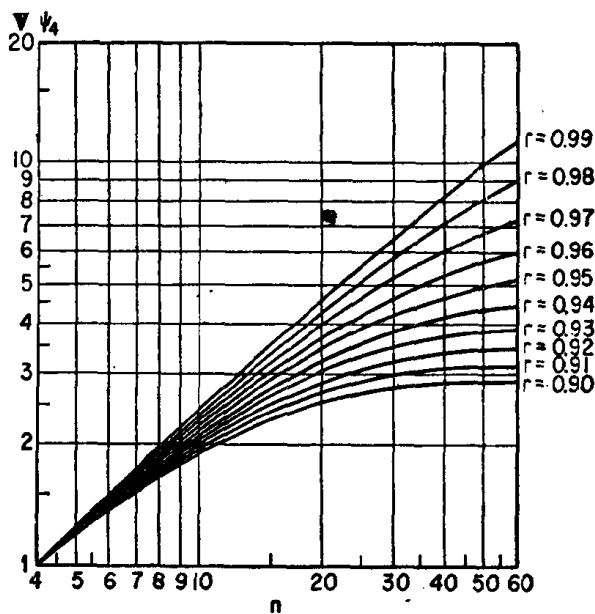


图5 从上图发现利用 ψ_4 是最精确的, 但应繪制四个梯級

图5显然能被用来求取垂直高度 AN' , 且其結果的精度較高于从图2所得的。然而, 使用图5时需繪制4个理論梯級, 而使用图4、3和2分別只需画出3、2和1个理論梯級。

图1显示操作綫的斜率比平衡綫的为大, 即 $r < 1$ 。然而, 有时候, 如在后面所示的例中, 平衡綫的斜率大于操作綫的斜率, 如图6所示。此时, 图2、

3、4和5仍能适用,但这里 $r=L/Vm$ 。在图6中:

因 $CD = \left(\frac{L}{Vm}\right) AB$ 和 $EF = \left(\frac{L}{Vm}\right)^2 AB$ 等,
 $\psi_1 = \frac{A'N}{A'C'}$ 。

$$\psi_2 = \frac{A'N}{A'E'}, \quad \psi_3 = \frac{A'N}{A'G'}, \quad \text{而} \quad \psi_4 = \frac{A'N}{A'I'}$$

应用于间歇精馏

考虑填充塔中二元混合液的间歇精馏,并假定塔顶馏出液产品组成保持不变。当塔顶馏出液产品被收集时,蒸馏釜内料液量减少。而且,因为易挥发组分的蒸出,蒸馏釜内料液组成向较难挥发的方向变化。因此必须不断增加操作线斜率 L/V ,以保持塔顶馏出液产品组成不变。如图7中所示。

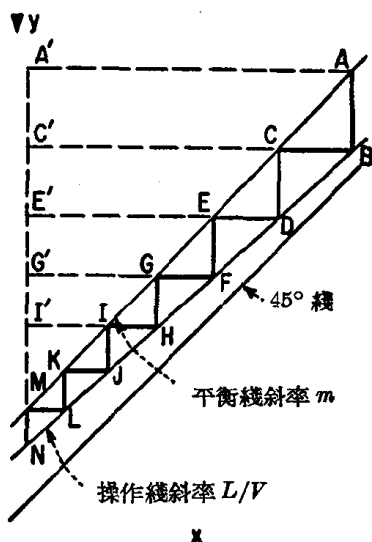


图6 当 $r < 1$ 时的 McCabe-Thiele 图

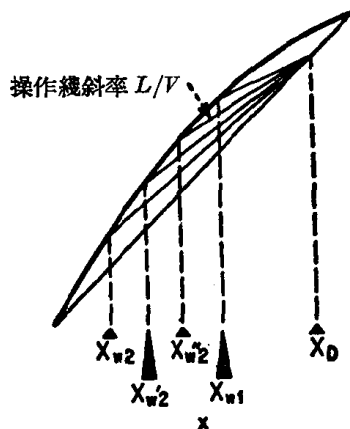


图7 取出产品组成不变的蒸馏(对于几种 t 值所得的 x_{w_i} 值)

x_D 为塔顶馏出液组成中易挥发组分的分子分数。 x_{w_1} 和 x_{w_2} 分别为蒸馏釜内初始时和 t 小时以后的易挥发组分的分子分数。 D 为给定时间塔顶

出液产品的取出速率,以磅分子/小时表示。

在间歇蒸馏塔中, D 等于 V (沿塔向上的蒸汽流) 减去 L (沿塔向下的液流)。设 W_1 为蒸馏釜中初始时的料液量,以磅分子/小时表示。 $\bar{D}$ 为 t 小时内取出的产品量,以磅分子/小时表示。因此, $(W_1 - \bar{D})$ 磅分子为 t 小时后,蒸馏釜内的残液量。

$$\text{因此} \quad W_1 x_{w_1} = (W_1 - \bar{D}) x_{w_2} + \bar{D} x_D$$

$$\bar{D} = W_1 \frac{(x_{w_1} - x_{w_2})}{(x_D - x_{w_2})}$$

$$D = \frac{d\bar{D}}{dt} = -W_1 \frac{(x_D - x_{w_1})}{(x_D - x_{w_2})^2} \frac{dx_{w_1}}{dt}$$

$$= V - L = V(1 - L/V)$$

$$V(1 - L/V) dt = -W_1 \frac{(x_D - x_{w_1})}{(x_D - x_{w_2})^2} (dx_{w_1})$$

$$t = \int_0^t dt = - \int_{x_{w_1}}^{x_{w_2}} \frac{W_1 (x_D - x_{w_1})}{V(1 - L/V) (x_D - x_{w_2})^2} dx_{w_1}$$

$$t = \frac{W_1 (x_D - x_{w_1})}{V} \int_{x_{w_1}}^{x_{w_2}} \frac{dx_{w_1}}{(1 - L/V) (x_D - x_{w_2})^2} \quad (6)$$

此积分可用图解法进行计算。

考虑式(6)以及图2、3、4和5中 $\psi-n$ 线图对于常压下间歇精馏四氯化碳和苯混合液的应用,并且我们假定精馏是在相当于具有30或40块理论塔板的填充蒸馏塔内进行的。

塔内的理论塔板数需根据实际操作条件加以确定。实际操作时塔的产品不断从塔顶取出。式(6)中的积分根据30和40块塔板将进行计算。

图8所示为四氯化碳和苯系统的 McCabe-Thiele 图的一部分。现在考虑以下条件:

(1) $x_{w_1} = 0.6$, 为蒸馏釜内初始料液中四氯化

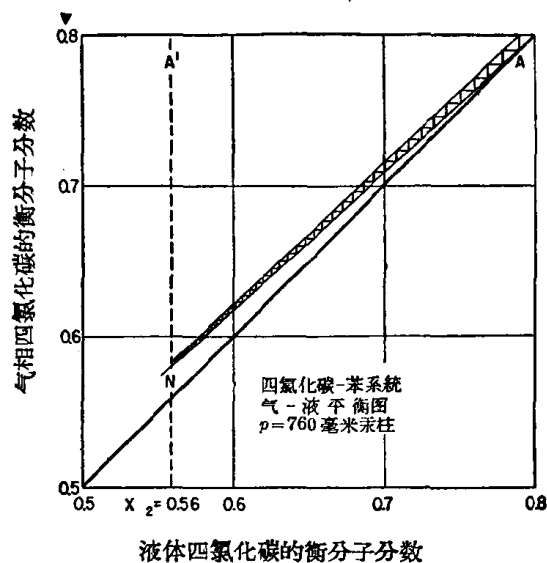


图8 四氯化碳和苯系统的图