

精馏段理论板数计算中存在的若干问题

陈 明 浚

(化工系)

提 要

本文对精馏段理论板数计算中存在的几个问题进行了分析与讨论,分别阐述了Fenske方程、Gilliland关联图以及Kirkbride方程应用于精馏段理论板数计算时所出现的问题,指出国内外书刊中存在的一些混乱概念及计算错误,并将更正前后的计算结果与逐板法的电算结果作了比较。

一、问题的提出

精馏塔理论板数的计算有逐板法和简捷法两种。简捷法计算的主要依据是Fenske方程和Gilliland关联图。Fenske方程用于全塔最小理论板数的计算,其表达式为

$$S_m = \frac{\lg[(\frac{X_A}{X_B})_D(\frac{X_B}{X_A})_W]}{\lg \alpha} \quad (1)$$

Fenske方程亦可用于多组份精馏的计算,此时,式中A、B组份分别代之以轻、重关键组份。

Gilliland图的关联参数为 $\frac{S - S_m}{S + 1}$ 和 $\frac{R - R_m}{R + 1}$, 可用以计算全塔理论板数。

Fenske方程和Gilliland关联图亦可用于精馏段的计算。常用的精馏段理论板数的计算方法有以下三种:

(1) 先用Fenske方程计算全塔和精馏段的最小理论梯级数,然后用Gilliland图计算一定回流比下的全塔理论梯级数,最后按下式计算精馏段的理论板数

$$N_1 = S \cdot \frac{n}{S_m} \quad (2)$$

(2) 将Fenske方程和Gilliland关联图直接用于精馏段。此时,只要将全塔的变量改为相应的精馏段变量即可。

(3) 先用Fenske方程和Gilliland图计算全塔理论梯级数,然后再结合Kirkbride方程计算精馏段理论板数。

对于上述三种计算方法, [文献1~11]不同程度地存在一些混乱的提法和计算错误,主要有以下三方面问题:

(1) 当Fenske方程用于精馏段最小理论板数计算时,一般认为只要将式(1)中的 $(\frac{X_B}{X_A})_W$ 用 $(\frac{X_B}{X_A})_F$ 代替即可。此时,文献[2,4,5]认为方程左端为 $(n+1)$,而文献[1,3]认为方程左端为精馏段最小理论板数 n ,但均未说明理由。

(2) Gilliland图的纵坐标为 $\frac{S - S_m}{S + 1}$ 。后面将提到,在一定条件下也可以用

$\frac{N - N_m}{N + 2}$ 表示。当用该图计算精馏段理论板数时, 文献[2.6]均取表面上看来似乎是对应

的 $\frac{N_1 - n}{N_1 + 2}$, 并认为式中 N_1 为精馏段理论板数。这种提法在概念上是不正确的。

(3) . Kirkbride 方程用于二组分或多组分精馏时, 经与原文^[12]核对, 发现目前绝大多数化工书刊和设计手册中, 所引用的表达式和符号定义均与原文有出入。

精馏段理论板数的计算结果将直接影响进料位置。考虑到国内高等院校的教材, 影响面很广, 因此对于这些延续已久的错误提法, 更有必要予以澄清。

二、分析与讨论

1. 用Fenske方程计算精馏段最小理论板数

Fenske 方程系在下列条件下推导而得:

- (1) . 理想溶液。
- (2) . 全回流。
- (3) . 塔顶为全凝器。
- (4) . 再沸器可视为一层理论梯级数。

关于Fenske方程的推导方法可参见有关精馏书刊。从推导过程可以看出以下几点:

- (1) . 每应用一次气液平衡关系, 最小理论梯级数增加一层。
- (2) . Fenske 方程左端的全塔最小理论梯级数 S_m 是在再沸器可视为一层理论梯级数的前提下得到的。当使用全凝器时, 它等于全塔最小理论板数加1, 即 $S_m = N_m + 1$ 。
- (3) . 式中 $(X_B/X_A)_w$ 是与第 S_m 层理论梯级数相对应的液相组成, 或更确切地说, X_w 是从第 S_m 层理论梯级流下的液相组成。

明确以上几点将有助于直接将Fenske方程应用于精馏段计算。不过, 为了清楚起见, 下面将通过精馏段的逐板分析, 求得精馏段最小理论板数表达式。

设精馏段最小理论板数为 n , 当塔顶为全凝器时, 各板的气、液相组成及其相互关系如表1所示,

表 1

塔板数	自第 i 板流下的液相组成	自第 $(i+1)$ 板上升的气相组成	自第 $(i+1)$ 板流下的液相组成
1 (自塔顶至第1板)	$(\frac{X_A}{X_B})_D$	$= (\frac{Y_A}{Y_B})_1$	$= \alpha_1 (\frac{X_A}{X_B})_1$
2 (第1板至第2板)	$(\frac{X_A}{X_B})_1$	$= (\frac{Y_A}{Y_B})_2$	$= \alpha_2 (\frac{X_A}{X_B})_2$
.....			
n (第 $n-1$ 板至第 n 板)	$(\frac{X_A}{X_B})_{n-1}$	$= (\frac{Y_A}{Y_B})_n$	$= \alpha_n (\frac{X_A}{X_B})_n$

将表1各式两端分别相乘并化简后得:

$$\left(\frac{X_A}{X_B}\right)_D = \alpha_1 \alpha_2 \cdots \alpha_n \left(\frac{X_A}{X_B}\right)_F \quad (3)$$

若精馏段内各板的相对挥发度变化不大,则可取塔顶和进料处相对挥发度的几何平均值,即 $\alpha_1 = \sqrt{\alpha_D \alpha_F}$ (4)

$\left(\frac{X_A}{X_B}\right)_n$ 是从第n层理论板流下的液相组成。当泡点进料时,一般总是希望在某板流下的液相组成与进料组成相近之处进料,以保证较高的传质推动力,因此

$$\left(\frac{X_A}{X_B}\right)_n = \left(\frac{X_A}{X_B}\right)_F \quad (5)$$

将式(4)·(5)代入(3),经整理后可得精馏最小理论板数为

$$n = \frac{\lg\left[\left(\frac{X_A}{X_B}\right)_D \left(\frac{X_B}{X_A}\right)_F\right]}{\lg \alpha_1} \quad (6)$$

由此可见,Fenske方程用于精馏段计算时,方程左端应当是n而不是(n+1)。

2、用Gilliland关联图直接计算精馏段理论板数

Gilliland图关联参数 $\frac{S-S_m}{S+1}$ 中的S表示分离所需要的理论梯级数,它与塔釜产品组成 X_w 相对应。对于精馏段来说,从末层板塔流下的液相组成为 X_n ,它与精馏段理论梯级数 S_1 相对应。因此应按 $\frac{S_1-S_{1m}}{S_1+1}$ 计算精馏段理论梯级数。与当塔顶为全凝器的,精馏段的理论梯级数就等于理论板数,即 $S_1 = N_1$ 。因此由 $\frac{S_1-S_{1m}}{S_1+1}$ 值计算而得的精馏段理论梯级数也就等于精馏段理论板数。

此外,当使用全凝器且再沸器可视为一层理论梯级数时,全塔理论梯级数和理论板数的关系为 $S = N + 1$ 。将此关系代入 $\frac{S-S_m}{S+1}$ 便可得到 $\frac{N-N_m}{N+2}$ 。因此,有的书刊便以

$\frac{N-N_m}{N+2}$ 表示Gilliland图的纵坐标。但是,必须注意,Gilliland图的纵坐标用 $\frac{N-N_m}{N+2}$ 表示

是有条件的,只有在 $S = N + 1$ 的前提下,方可由 $\frac{N-N_m}{N+2}$ 值求算理论板数。而当使用全凝器

时,精馏段的理论梯级数和理论板数之间的关系并不符合此条件,因此不能用 $\frac{N_1-n}{N_1+2}$ 作

为Gilliland图的纵坐标,而应当由 $\frac{S_1-S_{1m}}{S_1+1}$ 值求算精馏段的理论板数。

3、关于Kirkbride方程

当泡点进料时,常用Kirkbride方程计算精馏段理论板数。国内外化工书刊和手册在用此方程时,绝大多数^{[1][2][3][4][5]}是以如下形式出现

$$\lg \frac{N_1}{N_2} = 0.206 \lg \left[\left(\frac{W}{D} \right) \left(\frac{X_b}{X_L} \right)_F \left(\frac{X_L}{X_b} \right)_D \right]^2 \quad (8)$$

$$N_1 + N_2 = S \quad (9)$$

双组份精馏时, 式中轻、重关键组份L、h分别用A、B组份表示。

各文献对 N_1 、 N_2 的说明不完全一致, 有的认为 N_1 为精馏段理论板数, N_2 为提馏段理论板数, 有的认为 N_1 是加料板以上的塔板数, N_2 为加料板以下的塔板数。现将原文^[18]中Kirkbride方程及其符号说明列出以资比较:

$$\lg \frac{N_a}{N_s} = 0.206 \lg \left[\left(\frac{W}{D} \right) \left(\frac{X_b}{X_1} \right)_F \left(\frac{X_1}{X_{b,D}} \right)^2 \right] \quad (10)$$

$$N_a + N_s = S - 1 \quad (11)$$

式中: N_a —进料板以上塔板数+分凝器;

N_s —进料板以下塔板数+再沸器;

S *—全塔板数+分凝器+再沸器。

注: (1)、此处塔板数均指理论板数。

(2)、*原文采用符号为 N , 其含义相当本文的理论梯级数, 故改为 S 。

由式(10)、(11)两式可看出, $(N_a + N_s)$ 要比全塔理论梯级数少一层, 因此, 进料板既未包括在 N_a 内, 也未包括在 N_s 之内。原文最后的例题也证实了这一点。

不过, 当使用全凝器时, N_a 就等于精馏段理论板数, 即 $N_a = N_1$ 。当再沸器可视为一层理论梯级时, N_s 等于提馏段理论梯级数 $(N_2 + 1)$ 减去加料板, 即 $N_s = (N_2 + 1) - 1 = N_2$, 可见 N_s 在数值上等于提馏段理论板数, 因此在上述条件下

$$\frac{N_a}{N_s} = \frac{N_1}{N_2}$$

若将此关系代入式(10), 则Kirkbride方程就以式(8)的形式出现。不过此时式(9)是错误的, 应改为

$$N_1 + N_2 = S - 1 \quad (12)$$

三、计算实例及计算结果比较

下面以苯—甲苯精馏为例, 说明精馏段理论板数的三种计算方法, 并将更正前后的计算结果与逐板法的电算结果作一比较。

1、原始数据

饱和液体进料, 塔顶为全凝器。

(1) . 物料的摩尔流率 $D = 43.77$ $W = 56.23$

(2) . 物料的摩尔分率

塔顶 $X_D = 0.975$, 进料 $X_F = 0.44$, 塔釜 $X_W = 0.0235$

(3) . 最小回流比 $R_m = 1.43$

实际回流比 $R = 3.5$

(4) . 饱和蒸气压数据见表2

2、计算

(1) . 气液平衡数据和相对挥发度的计算结果见表3。全塔平均相对挥发度

$$\alpha = \sqrt{\alpha_D \alpha_W} = \sqrt{2.6 \times 2.35} = 2.47$$

精馏段平均相对挥发度 由表3数据可估计, 当 $X = 0.44$ 时, $\alpha_F = 2.475$, 故

$$\alpha_1 = \sqrt[3]{\alpha_D \alpha_F} = \sqrt[3]{2.6 \times 2.475} = 2.54$$

(2) .全塔最小理论梯级数

$$\text{由式(1)} \quad S_m = \frac{\lg \left[\frac{0.975}{0.025} \cdot \frac{0.9765}{0.0235} \right]}{\lg 2.47} = 8.17$$

(3) .全塔理论梯级数

$$\frac{R - R_m}{R + 1} = \frac{3.5 - 1.43}{3.5 + 1} = 0.46$$

$$\text{由Gilliland图查得} \quad \frac{S - S_m}{S + 1} = 0.267$$

将 $S_m = 8.17$ 代入, 解得 $S = 11.5$.

(4) .精馏段理论板数

[方法一] 由式(6) 计算精馏段最小理论板数

$$n = \frac{\lg \left[\frac{0.975}{0.025} \cdot \frac{0.56}{0.44} \right]}{\lg 2.54} = 4.19$$

由式(2) 计算精馏段理论板数

$$N_1 = S \cdot \frac{n}{S_m} = 11.5 \times \frac{4.19}{8.17} = 5.9$$

$$\text{[方法二]} \quad \text{因} \quad \frac{R - R_m}{R + 1} = 0.46$$

$$\text{由Gilliland图查得} \quad \frac{S_1 - S_{1m}}{S_1 + 1} = 0.267$$

当使用全凝器时

$$S_{1m} = n = 4.19, S_1 = N_1$$

$$\text{代入后求得} \quad N_1 = 6.08$$

[方法三] 可联解方程(8) 和(12)

$$\lg \frac{N_1}{N_2} = 0.206 \lg \left[\frac{56.23}{43.77} \cdot \frac{0.56}{0.44} \cdot \left(\frac{0.0235}{0.025} \right)^2 \right] = 0.0329$$

$$\frac{N_1}{N_2} = 1.08$$

$$\text{又} \quad N_1 + N_2 = 11.5 - 1$$

$$\text{联解得} \quad N_1 = 5.45 \quad N_2 = 5.05$$

[逐板法] F_x —502p电子计算器的计算结果 $N_1 = 5.7 \quad S = 11.47$

表 2 苯和甲苯的饱和蒸气压

t, °C	80.1	84	88	92	96	100	104	108	110.6
PA, 毫米汞柱	760	856	963	1018	1210	1350	1502	1668	1783
PB, 毫米汞柱	292	334	381	434	492	556	627	705	760

表 3 苯——甲苯的气液平衡组成及 α 值

t °C	80.1	84	88	92	96	100	104	108	110.6
X	1	0.816	0.651	0.504	0.373	0.257	0.152	0.057	0
Y	1	0.919	0.825	0.717	0.594	0.456	0.300	0.125	0
α	2.6	2.56	2.53	2.49	2.45	2.43	2.4	2.37	2.35

表4列出在三种不同回流比下, 四种方法计算精馏段理论板数的结果, 并将更正前的 计算结果列在括号内。可以看出, 本文提出的各算式, 其计算结果与逐板法的电算结果比较接近, 而更正前的各式计算误差较大。

表 4 精馏塔理论板数

R	逐 板 法	方 法 一	方 法 二	方 法 三
1.62	9.93	10.68 (8.13)	11.36 (12.74)	10.8 (10.3)
2.2	7.06	7.54 (5.74)	7.89 (8.6)	7.1 (7.63)
3.5	5.70	5.90 (4.50)	6.08 (6.44)	5.45 (6.00)

四、结 束 语

精馏段理论板数计算中出现的错误, 主要由于未能正确区分全塔和精馏段计算中的共性和特殊性。此外, 也有的是由于计算过程中的一些名词和符号的混乱所引起, 例如理论板数, 包括再沸器在内的理论板数以及包括分凝器和再沸器在内的理论板数等; 还有精馏段理论板数和包括进料板在内的理论板数等等。这些将人为地造成概念上的混乱和计算差错。为了避免和减少计算中的错误, 我们建议:

(1) 应该明确区分理论板数和理论梯级数。前者只是指塔内的理论板, 后者则包括理论板、再沸器和分凝器。理论板统一用符号 N 表示, 理论梯级数则用符号 S 表示。

(2) 精馏计算先统一按理论梯级数考虑, 然后再根据使用全凝器或分凝器等具体情况计算理论板数。

若分凝器和再沸器均可视为一层理论梯级, 则在相同的分离要求下, 可按以下两种情况分别计算理论板数。

① 使用全凝器时, 全塔理论板数等于全塔理论梯级数减去一层, 即 $N = S - 1$; 精馏段理论板数等于精馏段理论梯级数, 即 $N'_1 = S_1$ 。

② 使用分凝器时, 全塔理论板数等于全塔理论梯级数减2, 即 $N = S - 2$; 精馏段理论板数等于精馏段理论梯级数减1, 即 $N_1 = S_1 - 1$ 。

(3) 统一使用 $S - S_m / S + 1$ 为Gilliland图纵坐标, 而不要使用 $N - N_m / N + 2$ 。

此外, 还应明确精馏段和提馏段的概念, 并进而明确进料板应包括在提馏段之内。我们认为,

凡相邻塔板气、液相组成之间的关系符合精馏段操作线方程的塔段为精馏段；凡相邻塔板气、液相组成之间的关系符合提馏段操作线方程的塔段为提馏段。两段的操作线方程分别由各自的物料衡算式得到。从精馏段总物料衡算式 $V = L + D$ 可看出并未包括进料板，而提馏段总物料衡算式为 $L' = V' + W$ ，显然已经考虑了进料影响，因此，进料板应包括在提馏段之内。

根据上述统一用理论梯级数计算的建议，可以得到以下几点结论：

(1) Fenske方程用以计算全塔最小理论梯级数，其表达式为

$$S_m = \frac{\lg \left[\left(\frac{X_A}{X_B} \right)_D \left(\frac{X_B}{X_A} \right)_W \right]}{\lg \alpha}$$

当用以计算精馏段最小理论梯级数时，其表达式为

$$S_{1m} = \frac{\lg \left[\left(\frac{X_A}{X_B} \right)_D \left(\frac{X_B}{X_A} \right)_F \right]}{\lg \alpha_1}$$

然后根据前述的理论板数与理论梯级数之间的关系，确定具体情况下的理论板数。

(2) Gilliland图的纵坐标应取为 $\frac{S - S_m}{S_1 + 1}$ ，式中 S 为全塔理论梯级数。当用于精馏段时则

为 $S_1 - S_{1m} / S_1 + 1$ ，当使用全凝器时， S_1 也就是精馏段理论板数。

(3)、Kirbride方程的表达式为

$$\lg \frac{N_s}{N_s} = 0.206 \lg \left[\left(\frac{W}{D} \right) \left(\frac{X_k}{X_L} \right)_F \left(\frac{X_{L,W}}{X_{k,D}} \right)^2 \right]$$

$$N_a + N_s = S - 1$$

当使用全凝器、再沸器可视为一层理论梯级数时，上式可表示为

$$\lg \frac{N_1}{N_2} = 0.206 \lg \left[\left(\frac{W}{D} \right) \left(\frac{X_k}{X_L} \right)_F \left(\frac{X_{L,W}}{X_{k,D}} \right)^2 \right]$$

$$N_1 + N_2 = S - 1$$

符 号 表

- S ——全塔理论梯级数；
- S_m ——全塔最小理论梯级数；
- S_1 ——精馏段理论梯级数；
- S_{1m} ——精馏段最小理论梯级数；
- N ——全塔理论板数；
- N_m ——全塔最小理论板数；
- N_1 ——精馏段理论板数；
- N_2 ——提馏段理论板数；
- n ——精馏段最小理论板数；
- N_a ——进料板以上塔板数 + 分凝器；
- N_s ——进料板以下塔板数 + 再沸器；

- R——实际回流比;
 R_m ——最小回流比;
D——塔顶产品的摩尔流率;
W——塔釜产品的摩尔流率;
X——液相中组份的摩尔分率;
Y——气相中组份的摩尔分率;
 α ——全塔平均相对挥发度;
 α_1 ——精馏段平均相对挥发度;
下标: A、B——溶液中组份;
L、h——轻重关键组份;
D、F、W——塔顶、进料和塔釜;
1、2...n——塔板序号。

参 考 文 献

- [1] Philip A. SchWeifzer, Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers, 1—108(1979)
- [2] 高等学校试用教材《化学工程》第二册, (1981年)
- [3] 高等学校试用教材(基本有机化工过程及设备), (1981年)
- [4] 高等学校试用教材(基本有机化工分离工程) 1981年
- [5] 河东 準, 岡田 功, 蒸馏の理论与计算, (1975年)
- [6] 上海化工设计院编译, 蒸馏工程手册, (1973年)
- [7] 化工第五设计院, 石油气分离计算, 3(1972)
- [8] 石油化工规划设计院, 炼油设备工艺设计资料(塔的工艺计算) (1977)
- [9] 北京化工研究院, <浮阀塔> (1972)
- [10] 上海化工学院, 《基础化学工程》, (1978)
- [11] Matthew Van Winkle, Distillation, [1967]
- [12] C.G. Kirkbride, petroleum Refiner, vol.23, 321—336[1944]
- [13] E.R. Gilliland, I.E.C, vol.32, 1220—1223 (1940)