第22卷 第5期 福州大学学报(自然科学版) Vol.22 No.5
1994年 10月 Journal of Fuzhou University (Natural Science) Oct. 1994

精密精馏板式塔的简捷设计

阮 奇
(福州大学化学工程系，福州，350002)

摘 要 根据陈宁馨方程的近似解析解，导出了一个适用于精密精馏板式塔的简捷设计方程. 利用该方程求出了20种情况所需的理论板数并与陈宁馨方程的精确解比较，平均误差为2.8%. 计算结果表明本文导出的方程可用于精密精馏板式塔的简捷设计. 更为重要的是该方程可用于精密精馏最佳回流比的快速估算.

关键词 精密精馏; 板式塔; 简捷设计; 最佳回流比

精密精馏是指用精馏的方法分离沸点相近的混合物，在石油化工、精细化工、稳定同位素分离以及试剂提纯等过程中已广为应用. 早期精密精馏技术主要用于实验室制备、难分离物系的小批量生产、石油产品评价和高效填料性能测定等，所采用的塔型主要为填料塔. 近20年来，由于精密精馏技术已广泛应用于石油化工等生产部门，塔型已有多种选择，包括不同类型的规整填料塔、高效乱堆填料塔和新型板式塔等.

余国琮等人对精密精馏填料塔提出一个经验关联式[1]，可用于精密精馏填料塔的简捷设计和最佳回流比的快速估算. 对于精密精馏板式塔，可用 Eduljee[2] 对 Gilliland[3] 曲线的关联式:

$$\frac{N-N_m}{N+1}=0.75\left[1-\left(\frac{R-R_m}{R+1}\right)^{0.5668}\right] \tag{1}$$

作简捷设计. 式(1)是许多 Gilliland 曲线关联式中形式较简单、误差较小的一个，但该式不能用于最佳回流比的快速估算. 为此本文将从陈宁馨[4] 方程的近似解析解出发，导出一个适用于精密精馏板式塔的简捷设计和最佳回流比快速估算的方程，这对于精密精馏板式塔的设计和操作都是具有意义的.

1 陈宁馨方程的近似解析解

在一定回流比下，板式塔精馏所需的理论板数可以用图解法或解析法求得. 对精密精馏来说，图解法的准确性是较差的，这是由于精密精馏相对挥发度接近于1，平衡曲线与 $x \sim y$ 图的对角线很接近并且理论板数较多，不易做到准确，因此通常采用解析法来计算. 陈宁馨[4] 将平衡曲线与操作线二组方程联立，利用差分方程法求解，得出精馏塔所需的理论板数为:

1) 精馏段理论板数 N_R

本文收到日期: 1994-02-28
阮 奇，男，1956年出生，讲师

$$N_R=\ln\left[\left(\frac{x_D-x_i}{x_n-x_i}\right)\left(\frac{a+b+x_i+x_n}{a+b+x_i+x_D}\right)\right]/\ln\left(-\frac{a+x_i}{b+x_i}\right) \tag{2}$$

式中: $x_i=[-(a+b)-\sqrt{(a+b)^2-4c}]/2$ (3)

$$a=[x_D(\alpha-1)-\alpha(R+1)]/[R(\alpha-1)] \tag{4}$$

$$b=1/(\alpha-1) \tag{5}$$

$$c=x_D/[R(\alpha-1)] \tag{6}$$

$$x_n=\{x_F+(q-1)[1-R/(R+1)]x_D\}/[q-(q-1)R/(R+1)] \tag{7}$$

2) 提馏段理论板数N_S

$$N_S=\ln\left[\left(\frac{x'_{iy}-x'_i}{x_W-x'_i}\right)\left(\frac{a'+b'+x'_i+x_W}{a'+b'+x'_i+x'_{iy}}\right)\right]/\ln\left(-\frac{a'+x'_i}{b'+x'_i}\right) \tag{8}$$

式中 x'_{iy} 在近似计算时可取式(7)的 x_n 值，$x'_i=[-(a'+b')+\sqrt{(a'+b')^2-4c'}]/2$, $a'=-x_W+[x_W-\alpha/(\alpha-1)]V'/L'$, $b'=1/(\alpha-1)$, $c'=-(1-V'/L')x_W/(\alpha-1)]$, $V'/L'=[R+1+(q-1)(x_D-x_W)/(x_F-x_W)]/[R+q(x_D-x_W)/(x_F-x_W)]$.

显然陈宁馨方程比较复杂，计算费时，应用计算机，可将式(2)和(8)编成标准程序求解．但是，为了得出一个便于估算的简捷法(包括在某些计算机计算中作为初值)，特别是在本文中为了获得最佳回流比的快速估算方法、很有必要对陈宁馨方程进行简化．

先考虑工程上最常见的饱和液体进料状况，此时 $q=1$，则(7)式简化为：

$$x_n=x_F \tag{9}$$

最小回流比可用下式计算[5]:

$$R_m=\frac{1}{\alpha-1}\left[\frac{x_D}{x_F}-\frac{\alpha(1-x_D)}{1-x_F}\right] \tag{10}$$

在精密精馏中由于 $\alpha\approx1$，回流比一般很大，且对产品多为高度浓缩与回收，即 $x_D\approx1$, $x_W\approx0$，由式(10)可得[5]:

$$R_m\approx1/[(\alpha-1)x_F] \tag{11}$$

从式(4)和(6)可以得到:

$$a\approx-(\alpha R+1)/[R(\alpha-1)] \tag{12}$$

$$c\approx1/[R(\alpha-1)] \tag{13}$$

将式(5)、(12)、(13)代入式(3)并整理得到:

$$x_i\approx1/[R(\alpha-1)] \tag{14}$$

将式(5)、(9)、(12)、(14)代入式(2)并整理得到:

$$N_R=\ln\left\{\left(\frac{1-x_F}{1-x_D}\right)\left[\frac{R(\alpha-1)x_D-1}{R(\alpha-1)x_F-1)}\right]\right\}/\ln\left(\frac{\alpha R}{R+1}\right) \tag{15}$$

因为$x_D\approx1$，所以式(15)可改写为:

$$N_R=\ln\left\{\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_F}{x_F}\right)\left[\frac{R(\alpha-1)x_F-x_F}{R(\alpha-1)x_F-1}\right]\right\}/\ln\left(\frac{\alpha R}{R+1}\right) \tag{16}$$

将式(11)代入式(16)得到:

$$N_R=\ln\left[\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_F}{x_F}\right)\left(\frac{R/R_m-x_F}{R/R_m-1}\right)\right]/\ln\left(\frac{\alpha R}{R+1}\right) \tag{17}$$

因为$x_W\approx 0$, 对提馏段做类似的分析可以得到:

$$N_S=\ln\left[\left(\frac{x_F}{1-x_F}\right)\left(\frac{1-x_W}{x_W}\right)\left(\frac{R/R_m-1+\alpha x_F}{R/R_m-1}\right)\right]/\ln\left[\frac{\alpha(R+1)x_F}{Rx_F+1}\right] \tag{18}$$

式 (17) 和 (18) 即为陈宁馨方程的近似解析解．为了得到一个简单、可靠的精密精馏板式塔的简捷设计方程，将在下面对式 (17) 和 (18) 做进一步的分析处理．

2 简捷设计方程的导出

为了得到一个适用于全塔求总理论板数的简捷设计方程, 将式(17)和(18)改写成:

$$\left(\frac{\alpha R}{R+1}\right)^{N_R}=\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_F}{x_F}\right)\left(\frac{R/R_m-x_F}{R/R_m-1}\right) \tag{19}$$

$$\left[\frac{\alpha(R+1)x_F}{Rx_F+1}\right]^{N_S}=\left(\frac{x_F}{1-x_F}\right)\left(\frac{1-x_W}{x_W}\right)\left(\frac{R/R_m-1+\alpha x_F}{R/R_m-1}\right) \tag{20}$$

设 $N_R\approx N_S\approx N/2$, $x_F\approx 0.5$, $\alpha\approx 1$, 则 $R/R_m-x_F\approx R/R_m-1+\alpha x_F\approx R/R_m-1/2$ ，将式 (19) 与 (20) 相乘得到 :

$$\alpha^N\left(\frac{Rx_F}{Rx_F+1}\right)^{N/2}=\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_W}{x_W}\right)\left(\frac{R/R_m-1/2}{R/R_m-1}\right)^2$$

或可写成为:

$$N=\ln\left[\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_W}{x_W}\right)\left(\frac{R/R_m-1/2}{R/R_m-1}\right)^2\right]/\ln\left[\frac{\alpha}{(1+1/Rx_F)^{1/2}}\right] \tag{21}$$

为了检验式 (21) 的准确性，计算了饱和液体进料的 20 种情况所需的理论板数，发现式 (21) 对陈宁馨方程的精确解均出现正偏差，平均误差为 21.8%，最大误差达 42.5%(见表 1). 这样大的误差是难以接受的，因此必须对式 (21) 作进一步的分析处理．从式 (21) 可以看出，当回流比 R 为无穷大时，式 (21) 就简化为全回流时的 Fenske 公式[5]:

$$N_m=\ln\left[\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_W}{x_W}\right)\right]/\ln\alpha \tag{22}$$

要保留式 (21) 中代表全回流的这一特性．另一方面希望保留式 (21) 分子中 $1/(R/R_m-1)$ 项，以反映回流比 R 等于最小回流比 R_m 即 $R/R_m=1$ 时，理论板数 N 为无穷多的特性．于是用 $[(R_m/R)/(R/R_m-1)]^{R_m/R}$ 取代式 (21) 分子中 $[(R/R_m-1/2)/(R/R_m-1)]^2$ 项，用 x_D^2/Rx_F 取代式 (21) 分母中 $1/Rx_F$ 项，得到 :

$$N = \left\{ \ln\left[\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_W}{x_W}\right)\right] + \frac{R_m}{R}\ln\left(\frac{R_m/R}{R/R_m-1}\right)\right\} \Big/ \ln\left[\frac{\alpha}{(1+x_D^2/Rx_F)^{1/2}}\right] \tag{23}$$

式 (23) 对陈宁馨方程的精确解最大误差为 6.6%，平均误差为 2.8%(见表 1). 而 Eduljee 的关联式 (1) 最大误差为 6.9%，平均误差为 2.8%(见表 1). 所以在精密精馏板式塔的简捷设计中，本文导出的式 (23) 与 Eduljee 关联式 (1) 精度相近，更为重要的是式 (23) 可用于最佳回流比的快速估算，这将在后面祥细讨论 .

表 1 总理论板数的预测比较

序号	设计参数 (α, x_F, x_D, x_W, R/R_m)					陈宁馨 式(2)和(8)	Gilliland (Eduljee)	式(23)	式(21)
1	1.15	0.6	0.95	0.05	1.25	81.87	79.13	84.48	108.19
2	1.15	0.4	0.99	0.05	1.35	91.94	92.10	92.82	108.05
3	1.15	0.6	0.95	0.01	1.35	92.65	92.98	95.39	117.50
4	1.1	0.25	0.95	0.05	1.3	106.30	108.60	111.37	141.08
5	1.15	0.6	0.95	0.05	1.05	118.51	113.38	123.38	168.93
6	1.15	0.6	0.99	0.01	1.25	124.74	122.80	122.39	139.55
7	1.1	0.5	0.97	0.03	1.3	136.61	128.89	132.11	159.58
8	1.15	0.6	0.99	0.01	1.15	139.50	139.15	137.36	157.75
9	1.1	0.5	0.97	0.03	1.2	145.62	142.55	147.68	179.43
10	1.1	0.25	0.99	0.01	1.3	170.81	168.97	169.54	193.07
11	1.15	0.6	0.99	0.01	1.05	173.48	175.89	165.40	196.27
12	1.1	0.5	0.99	0.01	1.3	182.23	170.07	172.59	194.01
13	1.1	0.25	0.99	0.01	1.15	198.71	200.50	198.79	228.48
14	1.1	0.5	0.99	0.01	1.15	214.17	201.63	200.04	229.73
15	1.05	0.4	0.95	0.05	1.15	262.76	250.52	266.90	344.86
16	1.05	0.4	0.99	0.05	1.35	264.06	259.96	264.02	307.43
17	1.05	0.5	0.97	0.03	1.3	264.55	249.46	257.0	310.48
18	1.05	0.5	0.97	0.03	1.2	296.15	275.85	287.38	349.38
19	1.05	0.6	0.95	0.01	1.15	322.38	321.28	338.73	428.49
20	1.05	0.4	0.99	0.01	1.25	342.11	344.55	346.36	394.58

需要指出的是式 (23) 仅适用于饱和液体进料即 $q = 1$ 的情况 . 如果考虑不同进料状况 ($q \neq 1$) 的影响，用类似的分析处理方法可以得到：

$$N = \frac{\ln\left[\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_W}{x_W}\right)\right] + \frac{R_m}{R}\ln\left(\frac{R_m/R}{R/R_m-1}\right)}{\ln\left\{\alpha\left[1-\frac{(R+q)x_D^2}{(R+1)(Rx_F+qx_D^2)}\right]^{1/2}\right\}} \tag{24}$$

式 (24) 可用于精密精馏板式塔在各种进料状况时理论板数的简捷计算 . 如果为饱和液体进料即 $q = 1$，则式 (24) 就简化为式 (23).

3 最佳回流比的快速估算

精密精馏系统的相对挥发度接近 1，因而操作回流比较大，若回流比选择不当，所引起的损失远较普通精馏为严重 . 因此最佳回流比的选取，对精密精馏塔的设计和操作都是

很重要的.

确定最佳回流比的准则是使塔的每年总费用(包括每年折旧的设备费及每年的操作费)为最小. 为使问题简化, 假定每年折旧的设备费 T_1 由塔板费与辅助设备费(包括冷凝器、再沸器)所组成, 前者与实际塔板数成正比, 后者与上升蒸汽量成正比, 则有:

$$T_1 = C_1 \frac{N}{\eta} \cdot \frac{(R+1)D}{u\rho} + C_2 \frac{(R+1)D}{\rho} \tag{25}$$

式中: C_1 为每年折旧的以每平方米计的塔板费, 元 / (a · m^2); C_2 为每年折旧的以 1 m^3 · s^{-1} 上升蒸汽计的辅助设备费, 元 / (a · m^3 · s^{-1}). 每年的操作费 T_2 与上升蒸气量成正比, 则:

$$T_2 = C_3 (R+1) D / \rho \tag{26}$$

式中: C_3 为以 1 m^3 · s^{-1} 上升蒸汽计的每年操作费, 元 / (a · m^3 · s^{-1}). 故每年的总费用 T 为:

$$T = C_1 \frac{N}{\eta} \cdot \frac{(R+1)D}{u\rho} + C_2 \frac{(R+1)D}{\rho} + C_3 \frac{(R+1)D}{\rho} \tag{27}$$

或可写为:

$$T = (K_1 N + K_2 N_m)(r + 1 / R_m) \tag{28}$$

式中: $K_1 = C_1 D R_m / (u\rho\eta)$ (29)

$$K_2 = (C_2 + C_3) D R_m / (\rho N_m) \tag{30}$$

$$r = R / R_m \tag{31}$$

在 K_1、K_2 为恒定的情况下将式 (28) 对 r 求导, 并令 $\mathrm{d}T / \mathrm{d}r = 0$ 可求出最佳的 r(即 r_{opt})值, 然后由式 (31) 即可求出最佳的回流比 $R_{opt} = r_{opt} R_m$.

$$\frac{\mathrm{d}T}{\mathrm{d}r} = K_1 \frac{\mathrm{d}N}{\mathrm{d}r}(r + 1 / R_m) + (K_1 N + K_2 N_m) = 0 \tag{32}$$

为求出$\mathrm{d}N / \mathrm{d}r$值, 将式(31)代入式(23)并令:

$$S = [x_D / (1 - x_D)][(1 - x_W) / x_W] \tag{33}$$

$$\varphi = \alpha / [1 + x_D^2 / (r R_m x_F)]^{1/2} \tag{34}$$

可得:

$$N = \{\ln S + r^{-1} \ln[1 / (r^2 - r)]\} / \ln\varphi \tag{35}$$

将式(35)对r求导并整理得:

$$\frac{\mathrm{d}N}{\mathrm{d}r} = -\frac{1}{r\ln\varphi}\left\{ r^{-1}\ln\left(\frac{1}{r^2 - r}\right) + \frac{2r-1}{r^2 - r} + \frac{x_D^2\left[\ln S + r^{-1}\ln\left(\frac{1}{r^2 - r}\right)\right]}{2(r R_m x_F + x_D^2)\ln\varphi} \right\} \tag{36}$$

将式(35)代入式(36)得到:

$$\frac{\mathrm{d}N}{\mathrm{d}r} = -\frac{1}{r\ln\varphi}\left[r^{-1}\ln\left(\frac{1}{r^2 - r}\right) + \frac{2r-1}{r^2 - r} + \frac{x_D^2 N}{2(r R_m x_F + x_D^2)} \right] \tag{37}$$

将式(37)代入式(32)并整理得到:

$$r = \frac{r + 1/R_m}{(QN_m + N)\ln\varphi}\left[r^{-1}\ln\left(\frac{1}{r^2 - r}\right) + \frac{2r - 1}{r^2 - r} + \frac{x_D^2 N}{2(rR_m x_F + x_D^2)}\right] \tag{38}$$

式中：
$$Q = K_2 / K_1 = (C_2 + C_3)u\eta / (C_1 N_m) \tag{39}$$

式 (38) 即可用于精密精馏板式塔最佳回流比的快速估算．下面将举例说明式 (38) 的应用．考虑一个精密精馏系统，其设计参数为 $\alpha = 1.1$, $x_F = 0.5$, $x_D = 0.99$, $x_W = 0.01$, $q = 1$. 由式 (10) 和 (22) 可分别求得 $R_m = 19.58$, $N_m = 96.42$. 从式 (39)Q 的表达式可以看出，Q 值越大，意味着操作费和辅助设备费在总费用中的比重越大．由于精密精馏板式塔的塔板数多因而塔板费比较高，一般都占总费用相当大的比重，故 Q 值在大多数情况下很少大于 5[1]. 假定最大的 Q 值等于 5, 假设此时 $r = 1.05$, 将式 (33) 和已知条件代入式 (35) 可求得：

$$N\ln\varphi = \ln\left[\left(\frac{0.99}{1 - 0.99}\right)\left(\frac{1 - 0.01}{0.01}\right)\right] + 1.05^{-1}\ln\left(\frac{1}{1.05^2 - 1.05}\right) = 11.9968$$

将式(34)取对数并把已知条件代入可求得:

$$\ln\varphi = \ln\left\{\frac{1.1}{[1 + 0.99^2 / (1.05 \times 19.58 \times 0.5)]^{1/2}}\right\} = 0.04978$$

所以：$N = N\ln\varphi / \ln\varphi = 11.9968 / 0.04978 = 241.0$. 将 x_F, x_D, R_m, N_m, r, Q, N, $\ln\varphi$ 的值代入式 (38) 可求得：

$$r = \frac{1.05 + 1/19.58}{(5 \times 96.42 + 241) \times 0.04978}\left[1.05^{-1}\ln\left(\frac{1}{1.05^2 - 1.05}\right) + \frac{2 \times 1.05 - 1}{1.05^2 - 1.05} + \frac{0.99^2 \times 241}{2 \times (1.05 \times 19.58 \times 0.5 + 0.99^2)}\right] = 1.0476 < r_{设} = 1.05$$

所以假设的 r 值偏大．重新设 r 值重复上述步骤直至所设 r 值与由式 (38) 计算的 r 值相近为止求得 $r = 1.0498$, 此即 $Q = 5$ 时的 r_{opt} 值，然后由式 (31) 可求出最佳回流比 $R_{opt} = r_{opt}R_m$.

另一方面，若 $Q = O$, 相当于操作费及辅助设备费与塔板费相比较可略去不计．用上述方法可求出此时 $r_{opt} = 1.3754$, 即此时总费用为最低的最佳点就是塔板数为最少．因此 r 大于 1.3754 即大于 $1.3754R_m$ 的操作回流比在经济上是不合理的．根据上述计算结果表明，精密精馏板式塔最佳回流比的范围大多在 $(1.0498 \sim 1.3754)R_m$ 之间，决定于 Q 值的大小．这与余国琮[1] 得出的精密精馏填料塔最佳回流比大多在 $(1.05 \sim 1.40)R_m$ 之间的结论基本一致．

由于精密精馏理论板数与传质单元数近似相等[1]，因此本文导出的式 (23) 也可近似用于精密精馏填料塔的简捷设计．此时式 (23) 求出的 N 即为传质单元数．式 (38) 也可近似用于精密精馏填料塔最佳回流比的快速估算，但此时 Q 需改为下式：

$$Q = (C_2 + C_3)u / (C_1 HN_m) \tag{40}$$

式中：H 为传质单元高度 (m)；N_m 为最小传质单元数；C_1 为每年折旧的以每 m^3 计的填料费(元／a·m^3)；其他符号意义同前.

4 结论

1) 本文导出的式(23)可用于精密精馏板式塔理论板数的简捷计算，在本文所考虑的设计参数范围内，该式与陈宁馨方程的精确解相比平均误差为 2.8%，最大误差为 6.6%.

2) 本文导出的式(38)可用于精密精馏板式塔最佳回流比的快速估算，最佳回流比的最大值约为$1.3754R_m$，最佳回流比随 Q 值的增加而减少.

符号说明*

N: 理论板数	N_m: 最少理论板数	T_1: 每年折旧的设备费，元／a
R: 回流比	R_m: 最小回流比	T_2: 每年的操作费，元／a
R_{opt}: 最佳回流比	u: 上升蒸汽空塔速度，m／s	T: 每年的总费用，元／a
η: 全塔效率	α: 相对挥发度	ρ: 密度，mol／m^3
q: 进料状态参数	D: 塔顶产物流量，mol／s	V': 提馏段汽相流量，mol／s
L': 提馏段液相流量，mol／s	x_F: 进料组成，摩尔分率	x_D: 塔顶产物组成，摩尔分率
x_W: 塔底产物组成，摩尔分率	r: 见(31)式	S: 见(33)式
φ: 见(34)式	Q: 见(39)式	

*还有部分符号文中已有说明，此外略去不列出.

参考文献

1 余国琮，杨志才，顾芳珍. 精密精馏填料塔的稳态特性. 化工学报，1980，(2)：109～115
2 Eduljee H E. Equations replace gilliland plot. Hydroc Process, 1975, 54(9): 120～122
3 Gilliland E R. Multicomponent rectification. Ind Eng Chen. 1940, 32: 1220～1223
4 Chen N H . New equations for the McCabe−Thiele Diagram. C P E, 1963, 44(6): 302～305
5 化学工程手册编辑委员会. 化学工程手册(3). 北京：化学工业出版社，1991. 11−115～11−116

Short−Cut Design of Plate Column for Close−Boiling Fractionation

Ruan Qi
(Department of Chemical Engineering, Fuzhou University, Fuzhou, 350002)

Abstract In this paper a short−cut design equation that applies to plate column for close−boiling fractionation is developed based on the approximate analytical solutions of Ning Hsing Chen's equations. The number of theoretical trays which 20 cases need have been calculated with the equation. The average error is 2.8% as compared with the exact solutions of Chen's equations. The result shows that derivative equation in this paper can be used for the short−cut design of plate column for close−boiling fractionation. It is more important that the equation can be used for a quick estimate of the optimum reflux ratio for close−boiling fractionation.

Keywords close−boiling fractionation; plate column; short−cut design; opimum reflux ratio