

精馏塔设计中如何 正确确定气液负荷问题

——与《微生物工程》一书作者商榷

吴佩琮

(发酵系)

精馏塔计算常用的经典方法是 McCabe—Thiele 法。M.T. 法的基础是忽略相邻两板间的温度差、和在塔板上物料的混合热以及塔的热损失。对于大多数化学性类似的液体（我们所处理的物料大多属此类），其混合液的分子气化潜热近似相等与组成无关。从而得到精馏塔内气液传质基本上是按等分子气化，等分子回流进行的结论。尽管有一系列的忽略和近似，但与实际的误差是在允许范围以内。因此，等分子气化和等分子回流是设计精馏塔普遍遵循的原则。

在精馏塔设计过程中，如何正确运用等分子气化、等分子回流来确定塔内气液负荷是涉及到塔的性能和处理能力的关键问题之一。但是目前在某些书和资料中出现了一些混乱，有的明显违反了这一原则。现以 1982 年上海科技出版社出版的“微生物工程”（下册）为例。

在该书的第 230 页题解中列出了如下两张表：

(2) 塔中有关物料组成如下：

项 目	单 位	位 置			
		主进料口	次进料口 (乙醇塔来)	塔顶馏出液	釜排出液
物 料 温 度	℃	70	40	80	98
所 在 板 数	从 下 向 上	19	22	40	釜中
物 料 重 量	公 斤/小 时	3993.4	1666.4	2222	3437.8
其 中：丙 酮	公 斤/小 时	416.7	—	416.7	—
乙 醇	公 斤/小 时	138.9	283.3	422.2	微量
丁 醇	公 斤/小 时	1041.8	716.5	716.5	1041.8
水	公 斤/小 时	2396	666.6	666.6	2396

本文 1984 年 10 月 3 日收到。

(3) 根据上述条件整理得塔内负荷及参数列于下表:

项 目	单 位	精 馏 段	提 馏 段
平均操作温度	℃	85	94
平均操作压力	公斤/厘米 ² (绝)	1.05	1.15
液相平均重度	公斤/米 ³	γ_L 813	γ_L' 806
气相平均重度	公斤/米 ³	γ_V 1.26	γ_V' 1.345
液相平均表面张力	达因/厘米	σ 31	σ' 29.5
液 相 负 荷	米 ³ /小时	L_b 8.20	L_b' 14.77
	米 ³ /秒	$L, 2.2775 \times 10^{-3}$	$L, '4.10 \times 10^{-3}$
气 相 负 荷	米 ³ /小时	V_b 7054	V_b' 6608.2
	米 ³ /秒	$V, 1.9594$	$V, '1.836$

该书阐明所选用的回流比 $R = 3$, 可知表(3)中所列塔的负荷是这样得到的:

精馏段

1) 液相负荷

$$L_b = RP / \gamma_L = 3 \times 2222 / 813 = 8.20 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

2) 气相负荷

$$V_b = (R + 1)P / \gamma_V = 4 \times 2222 / 1.26 = 7054 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

提馏段

1) 液相负荷

$$L_b' = (RP + F_1 + F_2) / \gamma_L' \\ = (3 \times 2222 + 3993.4 + 1666.4) / 806 = 15.29^* [\text{米}^3/\text{小时}]$$

2) 气相负荷

$$V_b' = (R + 1)P / \gamma_V' = 4 \times 2222 / 1.345 = 6608.2 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

注意: 这里所用的气液重度都是精馏段和提馏段气液的平均重度。

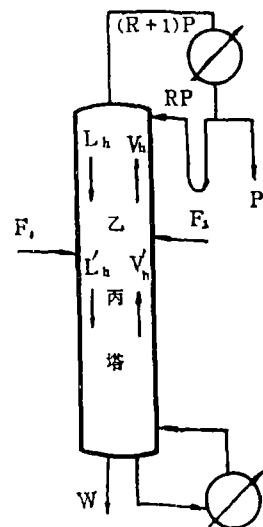


图1 乙丙塔工艺流程图

这样所得到的气液负荷是不正确的。主要错误就在于没有遵循精馏塔内的传质过程是按等分子气化等分子回流的规律, 而简单地将塔内上升蒸汽以塔顶为准, 回流液分别以塔顶和加料板为准, 均作为质量不变。

为了简单而又清楚地说明问题, 现以酒精精馏塔为例进行两种方法的计算, 以便进行对比。

图2是酒精精馏工艺流程图。其中对与本题无关的地方进行了简化。现对年产为一万吨96%(V)酒精精馏塔(相当于日产36吨), 进行物料热量衡算, 所得结果列于下表

* 原文 $L_b' = 14.77 [\text{米}^3/\text{小时}]$

项 目	产 品	加 料	塔 底 排 出 液
数 量 [公斤/小时]	$P = 1500$	$F = 3360$	$W + D = 1810 + 2690$
浓 度 [分子分率]	$x_p = 0.856$	$x_F = 0.224$	$x_W = 4 \times 10^{-5}$
相 对 挥 发 度	$\alpha_p = 1.0069$	$\alpha_F = 2.43$	$\alpha_W = 13.25$
气相重度 [公斤/米 ³]	$\gamma_{vp} = 1.53$	$\gamma_{vF} = 0.89$	$\gamma_{vW} = 0.68$
液相重度 [公斤/米 ³]	$\gamma_{LP} = 744.3$	$\gamma_{LF} = 846.6$	$\gamma_{LW} = 954.7$

1. 酒精发酵醪采用醪塔—醛塔—精塔三塔蒸馏。

2. 精馏塔回流比取 $R = 3$ 。

3. 精馏塔采用饱和液体进料直接蒸汽加热。

根据产品，加料和塔底排出废液浓度分别求得各自的平均分子量：

$$M_P = 46 \times 0.856 + 18 \times 0.144 = 41.968$$

$$M_F = 46 \times 0.224 + 18 \times 0.776 = 24.272$$

$$M_W = 46 \times 4 \times 10^{-5} + 18 \times 0.99996 = 18.001$$

在饱和液体加料情况下，由于每块塔板是按等分子气化规律进行传质，故整个塔内上升蒸汽的千摩尔数几乎是相等的，可按以下方程式计算：

$$V_{mol} = (R + 1)P / M_P = (3 + 1) \times 1500 / 41.968$$

$$= 143 \text{ [千摩尔/小时]}$$

这样可根据各部位气相平均分子量和气体重度计算出相应的气相负荷：

$$V_P = V_{mol} \cdot M_P / \gamma_{vp} = 143 \times 41.968 / 1.53 = 3922.5 \text{ [米}^3\text{/小时]}$$

$$V_F = V_{mol} \cdot M_F / \gamma_{vF} = 143 \times 24.272 / 0.89 = 3899.9 \text{ [米}^3\text{/小时]}$$

$$V_W = V_{mol} \cdot M_W / \gamma_{vW} = 143 \times 18.001 / 0.68 = 3785.5 \text{ [米}^3\text{/小时]}$$

因此，精馏段和提馏段平均气相负荷各为：

$$V_b = \frac{1}{2} (V_P + V_F) = \frac{1}{2} (3922.5 + 3899.9) = 3911.2 \text{ [米}^3\text{/小时]}$$

$$V_b' = \frac{1}{2} (V_F + V_W) = \frac{1}{2} (3899.9 + 3785.5) = 3842.7 \text{ [米}^3\text{/小时]}$$

如前所述，因为塔内按等分子气化进行传质，所以塔内上升蒸汽的千摩尔数几乎相等。由于每千摩尔物质的气体在外界条件(温度、压强)相似情况下，其体积相差不大。故可以以塔内任何位置为依据来计算塔的气相负荷，这样就简单得多。

如按塔顶和塔底为依据计算精馏段和提馏段的气相负荷时

$$V_b = (R + 1)P / \gamma_{vp} = (3 + 1) \times 1500 / 1.53 = 3922 \text{ [米}^3\text{/小时]}$$

提馏段

$$V_b' = D / \gamma_{vW} = 2690 / 0.68 = 3956 \text{ [米}^3\text{/小时]}$$

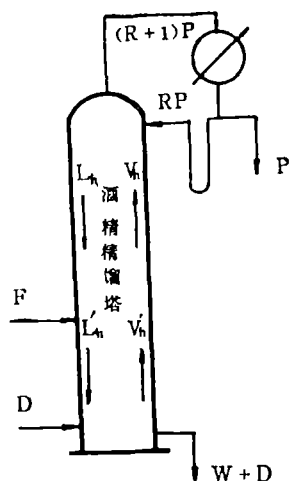


图2 酒精精馏流程图

注意：这里 γ_{VP} 和 γ_{VW} 分别是塔顶和塔底蒸汽的重度，不能用精馏段和提馏段的平均重度 γ_V 和 γ_V' 。

同样，根据等分子回流原则可以求出各部位的液相负荷。

一、精 馏 段

塔顶回流量现以千摩尔数计应为：

$$L_{MP} = RP/M_P = 3 \times 1500/41.968 = 107.22 [\text{千摩尔/小时}]$$

每千摩尔回流液的体积为：

$$\nu_{KP} = \frac{M_P}{\gamma_{LP}} = \frac{41.968}{744.3} = 0.0564 [\text{米}^3/\text{千摩尔}]$$

则塔顶回流液体积可以求得：

$$L_p = L_{MP} \cdot \nu_{KP} = 107.22 \times 0.0564 = 6.046 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

回流液逐板回流，酒精与水进行等分子交换，液相酒精浓度逐步变小，总摩尔数不变。当回流到加料板时，体积应为：

$$\nu_{KF} = \frac{M_F}{\gamma_{LF}} = \frac{24.272}{846.6} = 0.02867 [\text{米}^3/\text{千摩尔}]$$

$$L_F = L_{MP} \cdot \nu_{KF} = 107.22 \times 0.02867 = 3.074 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

由此可得精馏段平均液相负荷为：

$$L_b = \frac{1}{2} (L_p + L_F) = \frac{1}{2} (6.047 + 3.074) = 4.561 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

二、提 馏 段

在加料板上的液相负荷应为上一块板的回流液和加料液之和，可得：

$$L_{MF} = L_{MP} + \frac{F}{M_F} = 107.22 + \frac{3360}{24.272} = 245.65 [\text{千摩尔/小时}]$$

$$L_{F'} = L_{MF} \cdot \nu_{KF} = 245.65 \times 0.02867 = 7.043 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

同理，塔釜排出废液量应为：

$$\nu_{KW} = \frac{M_W}{\gamma_{LW}} = \frac{18.001}{954.7} = 0.01886 [\text{米}^3/\text{千摩尔}]$$

$$L_W = L_{MF} \cdot \nu_{KW} = 245.65 \times 0.01886 = 4.633 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

根据物料衡算塔底排出的废液量为：

$$L_w = \frac{W + D}{\gamma_{LW}} = \frac{1810 + 2690}{954.7} = 4.710 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

这样，提馏段的平均负荷为：

$$L_h' = \frac{1}{2}(L_F' + L_W) = \frac{1}{2}(7.043 + 4.663) = 5.838 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

若回流液分别以塔顶和加料板为准, 上升蒸汽以塔顶为准, 质量不变, 用精馏段和提馏段的平均重度计算塔的负荷:

精馏段:

1) 液相负荷

$$L_h = RP/\gamma_L = \frac{RP}{\frac{1}{2}(\gamma_{LP} + \gamma_{LF})} = \frac{3 \times 1500}{\frac{1}{2}(744.3 + 846.6)} = 5.657 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

2) 气相负荷

$$V_h = (R+1)P/\gamma_V = \frac{(R+1)P}{\frac{1}{2}(\gamma_{VP} + \gamma_{VF})} = \frac{(3+1) \times 1500}{\frac{1}{2}(1.53 + 0.89)} = 4958.7 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

提馏段

1) 液相负荷:

$$L_h' = (RP + F)/\gamma_L' = \frac{RP + F}{\frac{1}{2}(\gamma_{LF} + \gamma_{LW})} = \frac{3 \times 1500 + 3360}{\frac{1}{2}(846.6 + 954.7)} = 8.727 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

2) 气相负荷:

$$V_h' = (R+1)P/\gamma_V' = \frac{(R+1)P}{\frac{1}{2}(\gamma_{VF} + \gamma_{VW})} = \frac{(3+1) \times 1500}{\frac{1}{2}(0.89 + 0.68)} = 7643.3 [\text{米}^3/\text{小时}]$$

将两者计算的结果列于下表, 以便进行比较:

项 目	按 L.V. 质量不变计算 (米 ³ /小时)	按等分子气 化等分子回流 (米 ³ /小时)	误 差
液相 精馏段	$L_h = 5.657$	$L_h = 4.561$	$\frac{5.657 - 4.561}{4.561} \times 100\% = 24\%$
负荷 提馏段	$L_h' = 8.727$	$L_h' = 5.838$	$\frac{8.727 - 5.838}{5.838} \times 100\% = 49.5\%$
气相 精馏段	$V_h = 4958.7$	$V_h = 3911.2$	$\frac{4958.7 - 3911.2}{3911.2} \times 100\% = 26.8\%$
负荷 提馏段	$V_h' = 7643.3$	$V_h' = 3842.7$	$\frac{7643.3 - 3842.7}{3842.7} \times 100\% = 98.9\%$

可以看出, 这样大的误差是不允许的, 所设计的蒸馏塔不但不能保证应有的板效率, 甚至可能不能在设计点工作。误差产生的原因主要是酒精分子量 46 是水分子量 18 的 2.5 倍以上, 在塔操作过程中按等分子气化和等分子回流传质, 在全塔气相负荷按摩尔数接近相等来判断, 塔顶酒精浓度高, 质量大, 而塔底基本上都是水, 质量比塔顶要小得多。若将塔顶作为质量或重量不变均按 $G_p = (R+1)P$ [公斤/小时] 计, 又按塔内蒸汽的平均重度来换算成体积负荷, 必然与实际相差甚远, 以致出现较大的误差。还可按如下推导得到进一步证明:

根据理想气体方程式, 塔顶、加料板、塔底气相重度分别为:

$$\gamma_{VP} = \frac{P^*}{R^*T} M_P; \quad \gamma_{VF} = \frac{P^*}{R^*T} M_F; \quad \gamma_{VW} = \frac{P^*}{R^*T} M_W$$

其中: P^* —塔内平均压强, [公斤/米²];

T —塔内平均温度, [开尔文];

R^* —气体常数, $R^* = 848$ 。

因此可以用符号 K 来代表操作项 $\frac{P^*}{R^*T}$, 于是可简化为

$$\gamma_{VP} = KM_P; \quad \gamma_{VF} = KM_F; \quad \gamma_{VW} = KM_W$$

而全塔气相负荷千摩尔数接近相等, 可按塔顶为准。则塔顶, 加料板, 塔底以重量表示的负荷分别为:

$$G_{PV} = \frac{(R+1)P}{M_P} \cdot M_P \left[\frac{\text{公斤}}{\text{小时}} \right]; \quad G_{FV} = \frac{(R+1)P}{M_P} \cdot M_F \left[\frac{\text{公斤}}{\text{小时}} \right];$$

$$G_{WV} = \frac{(R+1)P}{M_P} \cdot M_W \left[\frac{\text{公斤}}{\text{小时}} \right]$$

各部位相应的体积负荷为:

$$V_P = \frac{G_{PV}}{\gamma_{VP}} = \frac{(R+1)P}{M_P} \cdot M_P / KM_P = \frac{(R+1)P}{KM_P} [\text{米}^3/\text{小时}];$$

$$V_F = \frac{G_{FV}}{\gamma_{VF}} = \frac{(R+1)P}{M_P} \cdot M_F / KM_F = \frac{(R+1)P}{KM_P} [\text{米}^3/\text{小时}];$$

$$V_W = \frac{G_{WV}}{\gamma_{VW}} = \frac{(R+1)P}{M_P} \cdot M_W / KM_W = \frac{(R+1)P}{KM_P} [\text{米}^3/\text{小时}]$$

可见与塔设计有密切关系的气相负荷, 全塔基本相同。可是, 如果按塔顶质量或重量负荷作全塔依据, 同时又用精馏段和提馏段蒸汽的平均重度计算, 可出现下列误差:

$$V_b = \frac{G_{PV}}{\frac{1}{2}(\gamma_{VP} + \gamma_{VF})} = \frac{(R+1)P}{M_P} \cdot M_P / \frac{K}{2}(M_P + M_F)$$

$$\text{误差为: } \frac{V_b - V_P}{V_P} \times 100\% = \frac{V_b - V_F}{V_F} \times 100\% = \left[\frac{M_P}{\frac{1}{2}(M_P + M_F)} - 1 \right] \times 100\%$$

$$= \left[\frac{41.968}{\frac{1}{2}(41.968 + 24.272)} - 1 \right] \times 100\% = 26.7\%$$

$$V_b' = \frac{G_{PV}}{\frac{1}{2}(\gamma_{VF} + \gamma_{VW})} = \frac{(R+1)P}{M_P} \cdot M_P / \frac{K}{2}(M_F + M_W)$$

$$\text{误差为: } \frac{V_b' - V_F}{V_F} \times 100\% = \frac{V_b' - V_W}{V_W} \times 100\% = \left[\frac{M_P}{\frac{1}{2}(M_F + M_W)} - 1 \right] \times 100\%$$

$$= \left[\frac{41.968}{\frac{1}{2}(24.272 + 18.001)} - 1 \right] \times 100\% = 97.3\%$$

以上计算结果与前面计算结果相一致。

根据上述的基本理论再来检查一下“微生物工程”(下册)中乙丙塔的情况可以发现, 由

于精馏段和提馏段平均温度分别为 85°C 和 94°C , 而主进料和次进料分别为 70°C 和 40°C , 属于冷进料。显然提馏段上升蒸汽量应比精馏段上升蒸汽量大(以体积计), 可是在表3中 $\dot{V}_b' = 6608.2[\text{米}^3/\text{小时}] < \dot{V}_b = 7054[\text{米}^3/\text{小时}]$ 。再继续深入探讨下去从第206页图12—28和表(2)计算得到的乙丙塔精馏段和提馏段气相平均重度发现表(3)也是有问题的, 根据该表(2)计算如下:

塔顶馏出物的平均分子量为:

$$P_M = \frac{A_P}{M_A} + \frac{E_P}{M_E} + \frac{B_P}{M_B} + \frac{W_P}{M_w} = \frac{416.7}{58} + \frac{422.2}{46} + \frac{716.5}{74} + \frac{666.6}{18} = 63.1[\text{千摩尔/小时}]$$

$$\bar{M}_P = \frac{P}{P_M} = \frac{2222}{63.1} = 35.23$$

两次加料平均分子量为:

$$F_M = \frac{A_{F1} + A_{F2}}{M_A} + \frac{E_{F1} + E_{F2}}{M_F} + \frac{B_{F1} + B_{F2}}{M_B} + \frac{W_{F1} + W_{F2}}{M_w} = \frac{416.7}{58} + \frac{138.9 + 283.3}{46} + \frac{1041.8 + 716.5}{74} + \frac{2396 + 666.6}{18} = 210.3[\text{千摩尔/小时}]$$

$$\bar{M}_F = \frac{F_1 + F_2}{F_M} = \frac{3993.4 + 1666.4}{210.3} = 26.9$$

塔底排出液的平均分子量为:

$$W_M = \frac{B_W}{M_B} + \frac{W_W}{M_w} = \frac{1041.8}{74} + \frac{2396}{18} = 147.2[\text{千摩尔/小时}]$$

$$\bar{M}_W = \frac{W}{W_W} = \frac{3437.8}{147.2} = 23.35$$

因此可近似地求出相应位置气体的重度*:

$$\gamma_{VP} = \frac{P_P}{R^* T_P} \bar{M}_P = \frac{1 \times 10^4}{848 \times (273 + 80)} \times 35.23 = 1.172[\text{公斤/米}^3]$$

$$\gamma_{VF} = \frac{P_F}{R^* T_F} \bar{M}_F = \frac{1.1 \times 10^4}{848 \times (273 + 90)} \times 26.9 = 0.964[\text{公斤/米}^3]$$

$$\gamma_{VW} = \frac{P_W}{R^* T_W} \bar{M}_W = \frac{1.2 \times 10^4}{848 \times (273 + 98)} \times 23.35 = 0.891[\text{公斤/米}^3]$$

其中: T_P, T_F, T_W —分别是塔中对应位置的温度, [开尔文]。可自表(2)和表(3)中读出或算出。

P_P, P_F, P_W —根据表(3)和原书第234页计算的塔底压力为0.195[表压]计算得到各位置的压强, [公斤/米²]。

* 应该再求所对应平衡气体的重度, 这样简化, 仅在加料板与塔底处略有出入, 但对问题分析不会产生影响。

这样计算得到的精馏段和提馏段气相的平均重度是:

$$\gamma_v = \frac{1}{2} (\gamma_{vP} + \gamma_{vF}) = \frac{1}{2} (1.172 + 0.964) = 1.068 [\text{公斤/米}^3]$$

$$\gamma_v' = \frac{1}{2} (\gamma_{vF} + \gamma_{vW}) = \frac{1}{2} (0.964 + 0.891) = 0.9275 [\text{公斤/米}^3]$$

而表(3)所列的数据:

$$\gamma_v = 1.26 [\text{公斤/米}^3]; \gamma_v' = 1.345 [\text{公斤/米}^3]$$

分别相差 18% 和 45%, 因此整个计算还存在其他问题, 由于与本主题无关就不再深入讨论了。

至于液相负荷的误差同样可以进行推导得到。为简化起见, 现以酒精塔精馏段为例。

塔顶回流量为:

$$G_{PL} = \frac{RP}{M_P} \cdot M_P [\text{公斤/小时}]$$

$$L_P = \frac{RP}{M_P} \cdot \frac{M_P}{\gamma_{LP}} [\text{米}^3/\text{小时}]$$

按等分子回流, 到加料板时:

$$G_{FL} = \frac{RP}{M_P} \cdot M_F [\text{公斤/小时}]$$

$$L_F = \frac{RP}{M_P} \cdot \frac{M_F}{\gamma_{LF}} [\text{米}^3/\text{小时}]$$

$$L_F/L_P = \frac{M_F \cdot \gamma_{LP}}{M_P \cdot \gamma_{LF}} = \frac{24.272 \times 744.3}{41.968 \times 846.6} = 0.508,$$

$$\frac{G_{FL}}{G_{PL}} = \frac{M_F}{M_P} = \frac{24.272}{41.968} = 0.578$$

从整个塔看越是向下平均分子量越小, 到塔底 $M_w = 18$ 接近水的分子量。而液体的重度则相反, 越向下越大, 因此塔内回流液质量变化是很大的, 体积变化更大, 如果简单采用回流液质量不变, 用一个平均重度来求出塔内的平均负荷, 必然会出现不能接受的误差。

对于分离分子量相近的物质如苯与甲苯, 按塔内气液负荷质量恒定, 即 $V = (R+1)P/\gamma_v$ 和 $L = RP/\gamma_L$ 来计算, 看来问题不是很大。如北京化工研究院 1970 年编写的“浮阀塔”一书 p205~p213 就是这样计算的。就本身计算结果而言不会出现很大误差。为了简化计算用这样的方法, 对于作为正式出版影响较大的书最好作一说明, 以免在概念上引起混乱。

符号说明

P —产品, [公斤/小时];

F —加料, [公斤/小时];

W —残液, [公斤/小时];

D —加热蒸汽或其冷凝水, [公斤/小时];

R —回流比;

- L_b —精馏段平均回流量, [米³/小时];
 L_b' —提馏段平均回流量, [米³/小时];
 V_b —精馏段平均上升蒸汽量, [米³/小时];
 V_b' —提馏段平均上升蒸汽量, [米³/小时];
 V_{mol} —饱和液体进料精馏塔内上升蒸汽量, 以千摩尔计, [千摩尔/小时];
 V_P —塔顶上升蒸汽量, [米³/小时];
 V_F —加料板上升蒸汽量, [米³/小时];
 V_W —塔底上升蒸汽量, [米³/小时];
 L_{MP} —塔顶及精馏段回流液量, 以千摩尔计, [千摩尔/小时];
 L_P —塔顶回流液量, [米³/小时];
 L_F —精馏段回流到加料板的回流液量, [米³/小时];
 L_{MF} —加料板以下提馏段回流液量, 以千摩尔计, [千摩尔/小时];
 L_F' —加料板回流液量, [米³/小时];
 L_W —直接蒸汽加热时, 塔底排出废液量, [米³/小时];
 G_{PV} —塔顶上升蒸汽量, 以重量计, [公斤/小时];
 G_{FV} —加料板上升蒸汽量, 以重量计[公斤/小时];
 G_{WV} —塔底上升蒸汽量, 以重量计, [公斤/小时];
 G_{PL} —塔顶回流液量, 以重量计, [公斤/小时];
 G_{FL} —精馏段回流到加料板的回流量, 重量计, [公斤/小时];
 γ_L —精馏段回流液的平均重度, [公斤/米³];
 γ_L' —提馏段回流液的平均重度, [公斤/米³];
 γ_V —精馏段上升蒸汽的平均重度, [公斤/米³];
 γ_V' —提馏段上升蒸汽的平均重度, [公斤/米³];
 γ_{VP} —塔顶上升蒸汽的重度, [公斤/米³];
 γ_{VF} —加料板上升蒸汽的重度, [公斤/米³];
 γ_{VW} —塔底上升蒸汽的重度, [公斤/米³];
 γ_{LP} —塔顶回流液的重度, [公斤/米³];
 γ_{LF} —加料板回流液的重度, [公斤/米³];
 γ_{LW} —塔底排出废液的重度, [公斤/米³];
 M_P —产品的平均分子量;
 M_F —加料液的平均分子量;
 M_W —废液的平均分子量;
 v_{KP} —每千摩尔成品的体积, [米³/千摩尔];
 v_{KF} —每千摩尔加料液的体积, [米³/千摩尔];
 v_{KW} —每千摩尔废液的体积, [米³/千摩尔];
 x_P —成品酒精的浓度, 分子分率表示;
 x_F —加料酒精浓度, 分子分率表示;
 x_W —塔底排废液的酒精浓度, 分子分率;
 P^* —塔内平均压强, [公斤/米²];

T —塔内平均温度, [开尔文];

R^* —气体常数, $R = 848$;

K —操作常数, $K = \frac{P^*}{R^* T}$;

A_P —乙丙塔顶馏出液中丙酮的数量, [公斤/小时];

E_P —乙丙塔顶馏出液中乙醇的数量[公斤/小时];

B_F —乙丙塔顶馏出液中丁醇的数量, [公斤/小时];

w_P —乙丙塔顶馏出液中水的数量, [公斤/小时];

A_{F1}, A_{F2} —乙丙塔加料 F_1, F_2 中丙酮的数量, [公斤/小时];

E_{F1}, E_{F2} —乙丙塔加料 F_1, F_2 中乙醇的数量, [公斤/小时];

B_{F1}, B_{F2} —乙丙塔加料 F_1, F_2 中丁醇的数量, [公斤/小时];

w_{F1}, w_{F2} —乙丙塔加料 F_1, F_2 中水数量, [公斤/小时];

B_W, w_W —乙丙塔底排出液内丁醇和水的数量, [公斤/小时];

M_A, M_E, M_B, M_W —分别为丙酮、乙醇、丁醇、水的分子量。

$\bar{M}_P, \bar{M}_F, \bar{M}_W$ —为乙丙塔塔顶、加料、塔底处物料的平均分子量。

P, P_M —乙丙塔馏出液的量, 分别以[公斤/小时]和[千摩尔/小时]表示

F_1, F_2 —乙丙塔加料量, [公斤/小时];

F_M —乙丙塔加料量, 以千摩尔计, [千摩尔/小时];

W, W_M —乙丙塔塔底排液量, 分别以[公斤/小时]和[千摩尔/小时]表示。