



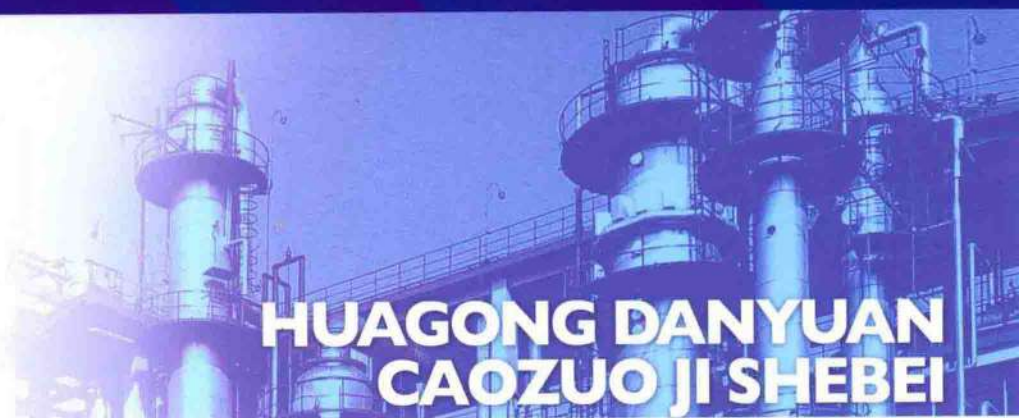
“十二五”职业教育国家规划教材
经全国职业教育教材审定委员会审定

化工单元 操作及设备

第二版

冷士良 陆 清 宋志轩 主编

王德堂 主审



HUAGONG DANYUAN
CAOZUO JI SHEBEI



化学工业出版社

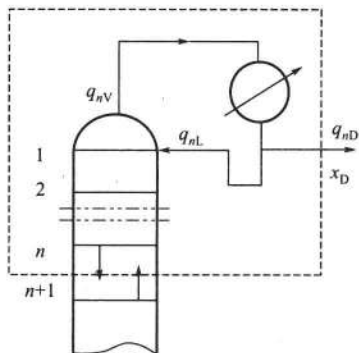


图 5-7 精馏段物料衡算示意图

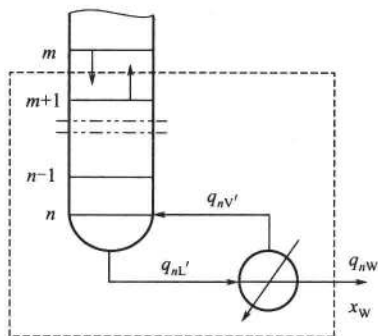


图 5-8 提馏段物料衡算示意图

5.2.3 提馏段物料衡算

为了确定提馏段内上升蒸气及下降液体的流量及组成，可以对提馏段内任意截面以下的塔段进行物料衡算，如图 5-8 所示，对图中虚框体系进行物料衡算。

根据恒摩尔流假定，设提馏段内上升蒸气的摩尔流量为 $q_{nV'}$ ，单位为 kg/kmol ，下降液体的摩尔流量为 $q_{nL'}$ ，单位为 kg/kmol ，离开第 m 块理论板的下降液体的摩尔分数为 x'_m ，离开第 $m+1$ 块理论板的上升蒸气的摩尔分数为 y'_{m+1} ，则提馏段物料衡算方程如下。

$$q_{nL'} = q_{nV'} + q_{nW} \quad (5-16)$$

$$q_{nL'} x'_m = q_{nV'} y'_{m+1} + q_{nW} x_W \quad (5-17)$$

两式联解可得

$$y'_{m+1} = \frac{q_{nL'}}{q_{nL'} - q_{nW}} x'_m - \frac{q_{nW} x_W}{q_{nL'} - q_{nW}} \quad (5-18)$$

式(5-18)反映了精馏稳定操作时，提馏段内任意截面上相遇的气液两相的组成关系，对板式塔来说，就是上一块板下降液体的组成与下一块板上升蒸气的组成之间的关系。此式称为提馏段操作线方程。在稳定操作时，提馏段的操作关系也是直线关系，即在 x - y 图上是一条直线，直线在 y 轴上的截距是 $-\frac{q_{nW} x_W}{q_{nL'} - q_{nW}}$ ，斜率是 $\frac{q_{nL'}}{q_{nL'} - q_{nW}}$ ，并经过 (x_W, x_W) 这一点。

5.2.4 加料板物料衡算

由于原料的加入，使加料板上下物料的流量及组成呈现一定的特殊性，从而导致精馏段和提馏段内的气液相流量发生变化。实际生产中，进料有五种不同的热状况：①过冷液体（温度低于泡点温度以下）；②饱和液体（温度等于泡点温度）；③气液混合物（温度在泡点温度和露点温度之间）；④饱和蒸气（温度等于露点温度）；⑤过热蒸气（温度高于露点温度）。显然，原料加入后，因为温度的不同，其对两段内的流量变化或影响也是不同的，两段内的流量关系可以通过对加料板进行物料衡算获得，但必须与热量衡算联合。

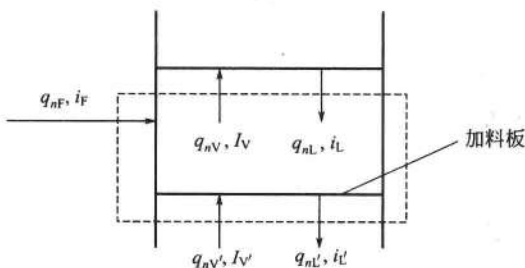


图 5-9 加料板的物料与热量衡算

如图 5-9 所示，对加料板（图中虚框系统）进行物料衡算，得

$$q_{nF} + q_{nV'} + q_{nL} = q_{nV} + q_{nL'}$$
$$q_{nV} - q_{nV'} = q_{nF} - (q_{nL'} - q_{nL})$$

则

(5-19)

对加料板热量衡算，得

$$q_{nF} i_F + q_{nV'} I_{V'} + q_{nL} i_L = q_{nV} I_V + q_{nL'} i_{L'}$$

式中 i_F ——原料液的摩尔焓，J/mol；
 $I_V, I_{V'}$ ——离开及进入加料板的蒸气的摩尔焓，J/mol；
 $i_L, i_{L'}$ ——进入及离开加料板的液体的摩尔焓，J/mol。

精馏过程中，气液两相均呈饱和状态，在加料板上下，气、液相组成及温度各自近似相等，故可取

$$I_V \approx I_{V'} = I \qquad i_L \approx i_{L'} = i$$

于是，热量衡算式变为

(5-20)

联立两式得

$$\frac{q_{nL'} - q_{nL}}{q_{nF}} = \frac{I - i_F}{I - i}$$

(5-21)

定义进料热状况参数 $q = \frac{I - i_F}{I - i}$ ，可以看出，其值近似等于 1kmol 原料变为饱和蒸气所需的热量与原料的摩尔汽化潜热之比。

因此

$$q_{nL'} = q_{nL} + qq_{nF}$$

代入式(5-19)，得

(5-22)

$$q_{nV} = q_{nV'} + (1 - q)q_{nF}$$

(5-23)

式(5-22)和式(5-23)反映了精馏段和提馏段之间的两相流量关系。按照 q 的定义，不难分析，其值等于进料中的液相分数。可简单地把进料划分为两部分：一部分是 qq_{nF} ，表示由于进料而使提馏段饱和液体流量的增加值；另一部分是 $(1 - q)q_{nF}$ ，表示由于进料而使精馏段饱和蒸气流量的增加值。进料对两段流量的贡献如图 5-10 所示。

图 5-10 精馏段与提馏段两相流量关系图

各种加料状态下的 q 值范围见表 5-1。

表 5-1 q 值范围

过冷液体进料	饱和液体进料	气液混合进料	饱和蒸气进料	过热蒸气进料
$q > 1$	$q = 1$	$0 < q < 1$	$q = 0$	$q < 0$

加料板是两段的交汇处，两段的操作线方程在此应该存在交点，联立两方程可得其交点轨迹方程为

$$y = \frac{q}{q - 1} x - \frac{x_F}{q - 1}$$

(5-24)

式(5-24)称为进料操作线方程或 q 线方程。此式表明，两操作线的交点，即加料板的位置取决于进料的热状况 q 和料液组成 x_F 。

当进料状况一定时，此式在 x - y 图上的图形为一条直线，该直线称为 q 线（或进料线），

此线过点 (x_F, x_F) , 斜率为 $\frac{q}{q-1}$ 。

由于 q 线是两操作线交点的轨迹, 因此, q 线和精馏段操作线的交点也必然在提馏段操作线上。所以, 提馏段操作线也可用两点法作出, 即作出 q 线和精馏段操作线 (或联解方程), 找出其交点 (x_q, y_q) , 与点 (x_W, x_W) 相连。

5.3 塔板数的确定

精馏任务必须在精馏塔 (气液传质设备) 内完成, 而精馏塔内需安装一定数量的塔板或一定高度的填料才能满足分离要求。因此, 塔板数或填料层高度的计算是精馏计算的重要内容。考虑到第6章吸收也使用同类设备, 因此, 本章只介绍塔板数的计算方法, 填料层高度的确定则在第6章介绍。

5.3.1 实际板数与板效率

完成一定精馏任务所需要的实际塔板数 N_P 受很多因素影响, 比如物系本身的性质、操作条件、塔板结构等。因此, 确定实际塔板数常分两步, 第一步求取理论塔板数 N_T , 第二步通过总板效率 E_T 转换成实际塔板数 N_P 。像这种先将复杂的问题理想化再实际化的处理问题的方法, 在工程计算中经常使用, 值得读者在工作中借鉴。

前面假定的理论板在实际精馏塔中是不存在的, 因为塔板上气液两相间接触面积和接触时间是有限的, 在任何形式的塔板上, 气液两相都难以达到平衡状态。但如果塔内安装的全部是理论板, 则很容易确定理论板数。因此, 可以把理论板作为衡量实际塔板分离能力的一个标准, 只要找到两者的定量差距, 就可以根据理论板数确定实际板数。

理论塔板数 N_T 与实际塔板数 N_P 之比称为总板效率 E_T , 也称全塔效率, 即

$$E_T = \frac{N_T}{N_P} \quad (5-25)$$

于是, 在求得全塔理论塔板数后, 只需知道总板效率, 便可通过式(5-25)计算出实际塔板数。总板效率不仅与气液体系、物性、塔板类型、结构尺寸有关, 而且与操作状况有关, 难以从理论导出, 通常由实验测定或由经验公式计算, 其数值范围在 0.2~0.8 之间。总板效率综合了各种影响因素的影响, 反映了把所有塔板作为整体时的效率, 使用较为方便, 故被广泛采用。但总板效率并不区分同一个塔中不同塔板的传质效率差别, 也不是各板效率的平均值, 所以在塔器研究与改进操作中还采用单板效率和点效率等其他表示板效率的方法, 此处不再详述, 有兴趣的读者可以参阅有关书籍。

5.3.2 理论板数的确定方法

5.3.2.1 确定依据

根据理论板的定义, 离开同一理论板的气相组成与液相组成满足相平衡关系。而相邻两块板间的气液相组成关系符合操作关系。理论板数的计算就是通过利用这两个关系实现的。通常有逐板计算法、图解法和捷算法等, 这里主要介绍图解法与逐板计算法, 有兴趣的读者可以参阅有关书籍学习其他方法。

图 5-11 展示了塔中同一块板及相邻板的气液相组成关系, (a) 图表示塔内既无加料, 又无出料的一块普通塔板, (b) 图表示加料板。按照理论板假定, (a) 图中的 y_n 与 x_n 满足相平衡关系, (b) 图中的 y_m 与 x_m 满足平衡关系。图中以细实线相连, 表示两者互为相平