

化工工艺算图

吉林化学工业公司设计院 主编
化工部中国寰球化学工程公司

第三册

化工单元操作

吉林化学工业公司设计院 编

化学工业出版社

5116
205
3-1

化工工艺算图

吉林化学工业公司设计院 主编
化工部中国寰球化学工程公司

第三册

化工单元操作

吉林化学工业公司设计院 编

5116/116



(京)新登字039号

内 容 提 要

《化工工艺算图》分六册出版。第三册主要收集了化工单元操作方面的算图。全书共十四章,包括:蒸馏;传质设备计算——板式塔;传质设备计算——填料塔;吸收;萃取;结晶;调湿;干燥;吸附;机械分离(沉降、过滤、除尘);固体物料处理;搅拌;化学平衡和反应器设计以及流态化等方面的算图。在书末附有常用单位换算表,以备查考。

本册主要取材于近年来国内外有关化工书刊、手册。内容比较广泛实用,可供化工专业的设计人员使用,也可供化工生产、科研人员以及大专院校的师生参考。

参加本册编写的有:吉林化学工业公司设计院傅均鸿(现在化学工业部天津化学工程公司工作)及黄伯平(现在青岛市化工研究所工作)。参加本册校阅的有:化学工业部化工工艺设计中心站唐士选和吉林化学工业公司设计院忻逸斐(现在化学工业部科学技术研究总院工作)。

化工工艺算图

吉林化学工业公司设计院 主编
化工部中国寰球化学工程公司

第 三 册

化工单元操作

吉林化学工业公司设计院 编

责任编辑:李志清

封面设计:任 辉

•

化学工业出版社 出版发行

(北京市朝内大街137号)

煤炭工业出版社印刷厂印刷

新华书店北京发行所经销

•

开本787×1092¹/₁₆ 印张23¹/₁₆ 字数588千字

1993年3月第1版 1993年3月北京第1次印刷

印 数 1—4,000

ISBN 7-5025-1100-8/TQ·637

定 价 18.65元

前 言

根据公式和实验数据绘制的算图是开展科学研究、设计开发、生产管理以及教学工作等方面进行工程计算所必需的工具；具有查阅快捷、使用方便等优点；可以简化某些繁琐的计算工作；为电子计算机计算提供初值；并可为不便于采用电子计算机计算的问题提供迅速准确的解答。因此，在目前电子计算飞跃发展的时代，使用算图的简便计算方法仍然起着重要作用。近年来，国外各种期刊仍在陆续发表大量算图，深受从事设计、科研、生产和教学的广大科技人员的重视。此外还出版了若干算图专辑，如：J. F. 邝编的《应用列线图》、鹤尾定雄编的《化学工学列线图》以及D. S. 戴维斯编的《化学工艺列线图》等均为广大读者所采用。在国内，五十年代由苏元复、璩定一合编的《化工算图集》对促进我国化工生产、科研、设计和教学起过一定的作用。为使算图更好地为我国“四个现代化”服务，考虑到化工设计、科研、生产和教学等方面的需要，我们组织了有关大专院校和设计院的同志，并由吉林化学工业公司设计院总其成，收集、整理、汇编了化工算图达一千余种定名为《化工工艺算图》，选取的文献截至1984年。

本书分六册出版。第一册，常用物料物性数据（多数以实验测定的数据而绘制的）；第二册，物性数据计算（系依据公式绘制的）；第三册，化工单元操作；第四册，化工传热及燃烧；第五册，化工管道及仪表；第六册，化工设备及安全。

本书各册的算图均有说明，叙述方法因图而异，主要包括：基本依据、应用范围、使用方法，例题及资料来源。

近年来在技术文献中推广使用国际单位制（SI），但书中算图大多数不是国际单位制，为此，在各册算图后均附有“常用单位换算表”以备查考。

本书资料来源的书写，除全称外，缩写方法基本参照Chemical Abstracts Service Source Index（CASSI）。

本书所收集的算图都尽可能地查阅了原始文献所依据的来源。凡经发现个别错误均予以更正。

全书的审校由化工部化工工艺设计技术中心站和吉林化学工业公司设计院进行。

由于编写人员的水平有限，选取算图的深度和广度均不够，取材也未尽完善，难免有遗漏及谬误之处，恳切希望读者指出，以便再版时予以订正。

化学工业部化工工艺设计技术中心站

1991年12月

目 录

3.1 蒸馏	1
3.1.1 多组分精馏中非关键组分的分配	1
3.1.2 闪急蒸馏计算	3
3.1.3 二元混合物的最小回流比	7
3.1.4 最少理论板数	11
3.1.5 由沸点计算最少理论板数	14
3.1.6 多组分系统的最少理论板数	16
3.1.7 超精馏的最少理论板数	18
3.1.8 理论板数计算——吉利兰关系	20
3.1.9 理论板数计算——埃杜尔杰方程	21
3.1.10 理论板数计算——斯莫克尔方程	23
3.1.11 进料位置	28
3.1.12 微分蒸馏	30
3.1.13 间歇蒸馏塔的理论板数、回流比及滞液量	33
3.1.14 间歇蒸汽蒸馏	37
3.1.15 填料精馏塔的等板高度	39
3.1.16 填料塔的理论板数	40
3.1.17 蒸馏塔冷凝器和再沸器的热负荷	42
3.2 传质设备计算——板式塔	45
3.2.1 流量参数计算	45
3.2.2 板式塔允许的空塔气体速度	45
3.2.3 由气速计算塔径	49
3.2.4 动能因子计算	51
3.2.5 溢流堰长度和降液管面积计算	52
3.2.6 堰顶液体高度	53
3.2.7 液体流经降液管时的压头损失	53
3.2.8 泡罩塔塔径	55
3.2.9 泡罩塔气速	57
3.2.10 流经泡罩齿缝的气体流量	59
3.2.11 泡罩塔板泡罩齿缝开度	60
3.2.12 泡罩塔板中汽体的渗入度	63
3.2.13 泡罩塔板静压头	64
3.2.14 泡罩塔板泡沫高度	65
3.2.15 泡罩塔板滞液量	66
3.2.16 泡罩塔板的压力降	67

3.2.17	泡罩塔板雾沫夹带	69
3.2.18	泡罩塔板排液时间	70
3.2.19	筛板压力降	71
3.2.20	筛板静压头	73
3.2.21	筛板的干板压降	74
3.2.22	筛板塔的漏液速度	75
3.2.23	筛板精馏塔雾沫夹带	76
3.2.24	泡沫高度	78
3.2.25	栅板塔最佳气体速度	79
3.2.26	总板效率计算	81
3.2.27	莫弗里板效率	81
3.2.28	涡流扩散系数	84
3.2.29	筛板的液体混合	86
3.2.30	液体混合对板效率的影响	86
3.2.31	雾沫夹带对板效率的影响	90
3.2.32	栅板精馏塔总板效率	92
3.3	传质设备计算——填料塔	94
3.3.1	填料塔的泛点气速(一)	94
3.3.2	填料塔的泛点气速(二)	96
3.3.3	填料塔最佳气体质量速度	96
3.3.4	气体流经填料的实际速度	99
3.3.5	填料塔设计综合计算(利瓦关系)	100
3.3.6	填料塔塔径(埃克特关系)	103
3.3.7	填料塔的最佳直径(陈氏方程)	106
3.3.8	填料塔的最佳直径(克旺坦方程)	112
3.3.9	填料塔压力降	112
3.3.10	湿填料的压力降	115
3.3.11	填料的个数和比表面积	117
3.3.12	填料比表面积和空隙率	119
3.3.13	填料塔滞液量	121
3.3.14	填料塔的动滞液量	123
3.3.15	填料塔润湿率	123
3.4	吸收	127
3.4.1	用吸收因子求理论板数	127
3.4.2	再沸解吸塔理论板数	129
3.4.3	有效吸收因子	132
3.4.4	传质单元数	132
3.4.5	传质单元数通用关系	134
3.4.6	气相传质单元高度	141
3.4.7	液相传质单元高度	143

3.4.8	填料吸收塔的填料高度	145
3.4.9	吸收塔和解吸塔板效率	146
3.4.10	八田数 (Parameter Hatta) 算图	150
3.5	萃取	153
3.5.1	萃取塔分散相的滞液量	153
3.5.2	液液萃取填料塔泛点速度通用关系计算	154
3.5.3	液液萃取填料塔填料的临界尺寸	157
3.5.4	转盘萃取塔的液滴直径与转速关系	159
3.5.5	转盘萃取塔中液滴特征速度	160
3.5.6	脉动筛板萃取塔泛点速度	160
3.5.7	脉动筛板萃取塔传质单元高度	163
3.5.8	萃取效率	164
3.5.9	在润滑油萃取过程中萃余物的产率	166
3.6	结晶	168
3.6.1	真空结晶蒸发器中液面上部的分离空间尺寸	168
3.6.2	真空结晶蒸发器的蒸发强度	168
3.6.3	结晶过程理论产率	170
3.6.4	结晶颗粒粒径分布	172
3.7	调湿	175
3.7.1	空气-蒸气系统中蒸气含量	175
3.7.2	压缩空气的饱和湿度	177
3.7.3	高压空气的饱和湿度	178
3.7.4	空气-水蒸汽系统湿度	180
3.7.5	相对湿度与湿度百分数关系	182
3.7.6	压力对露点温度的影响	182
3.7.7	由干湿球温度确定相对湿度	185
3.7.8	由干湿球温度确定露点和湿度	185
3.8	干燥	188
3.8.1	旋转圆盘喷嘴喷雾液滴直径	188
3.8.2	旋转圆盘喷嘴喷雾液滴的飞行距离	191
3.8.3	旋转圆盘喷雾机所需功率	193
3.8.4	旋流室型压力喷嘴的流量系数和喷雾角	194
3.8.5	旋流室型压力喷嘴的流量	196
3.8.6	旋流室型压力喷嘴的空气旋流半径	196
3.8.7	旋流室型压力喷嘴的速度、轴向速度和径向速度	199
3.8.8	旋流室型压力喷嘴的液滴直径	199
3.8.9	离心压力喷嘴液滴直径	202
3.8.10	气流式喷雾器喷嘴的液滴直径	202
3.8.11	转筒中的物料停留时间 (一)	206
3.8.12	转筒中的物料停留时间 (二)	207

3.8.13	转筒干燥器传质单元长度	208
3.8.14	降速干燥期的干燥时间	210
3.8.15	无孔固体的干燥时间	211
3.9	吸附	214
3.9.1	吸附平衡压力与吸附自由能	214
3.9.2	吸附平衡压力	215
3.9.3	气体吸附量计算	219
3.9.4	用氮气吸附法求BET表面积	219
3.9.5	固定吸附层的最大允许空速	224
3.10	机械分离(沉降、过滤、除尘)	226
3.10.1	在液体中固体颗粒的沉降速度	226
3.10.2	在流体中球形颗粒的沉降速度	229
3.10.3	悬浮空隙率与沉降速度	233
3.10.4	絮凝物沉降速度	237
3.10.5	在流体中颗粒的沉降速度	239
3.10.6	气体中颗粒的沉降速度	242
3.10.7	滤饼重量计算(一)	247
3.10.8	滤饼重量计算(二)	248
3.10.9	滤饼密度计算	250
3.10.10	旋风分离器的结构设计	252
3.10.11	旋风分离器分离的颗粒尺寸	256
3.10.12	旋风分离器的料腿尺寸	257
3.10.13	静电除尘器的尺寸(公制)	258
3.10.14	水力旋流分离器 d_{50} 颗粒直径	260
3.10.15	水力旋流器筒体直径	260
3.10.16	水力旋流器的离心加速度	263
3.11	固体物料处理	265
3.11.1	球磨机的最佳速度和临界速度	265
3.11.2	研磨机的临界速度	266
3.11.3	研磨机的球和棒尺寸	267
3.11.4	棒磨机的棒直径计算	269
3.11.5	旋转破碎机中研磨介质的平衡尺寸分布	270
3.11.6	破碎和研磨功率	272
3.11.7	气流输送的空气用量和管径	274
3.11.8	固体颗粒通过锐孔的流量	275
3.11.9	通过锐孔的颗粒流量	275
3.11.10	筛网的开孔尺寸	278
3.11.11	颗粒粒度分布曲线的绘制	279
3.11.12	颗粒粒度分布	280
3.11.13	筛分产品的最大颗粒尺寸	282

3.12 搅拌	283
3.12.1 液体搅拌过程的雷诺数.....	283
3.12.2 液体搅拌过程的动力数.....	285
3.12.3 搅拌功率计算.....	285
3.12.4 最佳搅拌器转速.....	292
3.13 化学平衡和反应器设计	295
3.13.1 化学平衡常数计算.....	295
3.13.2 化学反应平衡常数计算.....	299
3.13.3 若干典型反应的平衡常数计算.....	303
3.13.4 平衡组成的计算.....	304
3.13.5 反应级数计算.....	310
3.13.6 单台连续搅拌反应器出口浓度和转化率.....	312
3.13.7 多台连续搅拌反应器方程.....	314
3.13.8 烃类裂解时间计算.....	319
3.14 流态化	322
3.14.1 最小流态化速度和终端速度.....	322
3.14.2 最小流态化速度——弗朗茨方程.....	325
3.14.3 最小流态化速度——滞流流动.....	327
3.14.4 最小流态化速度——利瓦(Leva)方程.....	328
3.14.5 最小流态化速度——科兹奈伊-卡曼方程.....	331
3.14.6 最小流态化速度、最小流态化空隙率和操作空隙率.....	332
3.14.7 混合固体颗粒的最小流态化速度.....	335
3.14.8 流化床床层上部空间的分离高度.....	336
3.14.9 气固流化床中固体的循环速度.....	338
3.14.10 喷射床最小喷射速度.....	339
3.14.11 喷射床平均喷射直径.....	341
3.14.12 喷射床最大高度.....	341
3.14.13 固定床层压力降——厄冈方程.....	344
3.14.14 气体流经填充床的压力降(湍流).....	348
3.14.15 气体流经填充床的压力降(滞流和过渡流).....	350
3.14.16 修正雷诺数.....	353
3.14.17 弗劳德数.....	353
附录	356

3.1 蒸 餾

3.1.1 多组分精馏中非关键组分的分配

基本依据

在多组分精馏计算中,被分离的组分常称为轻关键组分和重关键组分,根据工艺要求确定塔顶产物和塔底产物中轻重关键组分的浓度,而塔顶产物和塔底产物中非关键组分的分配可以根据亨斯特贝克-吉迪斯(Hengstebeck-Geddes)方程计算:

$$\log \frac{d_i}{W_i} = a + b \log \alpha_i \quad (1)$$

式中 d_i ——塔顶产物中组分 i 的分子数;

W_i ——塔底产物中组分 i 的分子数;

α_i ——组分 i 的相对挥发度;

a 、 b ——常数。

式(1)表明, $\log \frac{d_i}{W_i}$ 与 $\log \alpha_i$ 呈线性关系。

如果用回收率来表示组分的分配,则:

$$\frac{d_i}{W_i} = \frac{\frac{d_i}{f_i}}{\frac{W_i}{f_i}} = \frac{Y_{iD}}{Y_{iW}} = \frac{Y_{iD}}{100 - Y_{iD}} \quad (2)$$

式中 Y_{iD} ——塔顶产物中组分 i 的回收率, %;

Y_{iW} ——塔底产物中组分 i 的回收率, %;

f_i ——进料中组分 i 的分子数(塔顶产物和塔底产物中组分 i 的总分子数)。

根据式(2),给定 Y_{iD} ,可以计算出 $\frac{d_i}{W_i}$;由式(1)表明, $\log(d_i/W_i)$ 对 $\log \alpha_i$ 作图

是一条直线,在双对数坐标纸上,以 (d_i/W_i) 对 α_i 作图,而后根据 Y_{iD} 和 $\frac{d_i}{W_i}$ 的关系式(2)

将 Y_{iD} 值标绘在该图的 $\frac{d_i}{W_i}$ 标尺上,得回收率和相对挥发度的关系,如图 3.1.1 所示。该图可用于估计塔顶产物和塔底产物中各组分的回收率。

应用范围

用本法计算的结果与计算机逐板计算的结果较相符。

使用方法

1. 将轻、重关键组分的相对挥发度和所要求的回收率,在图 3.1.1 中标出两点,并连成直线。

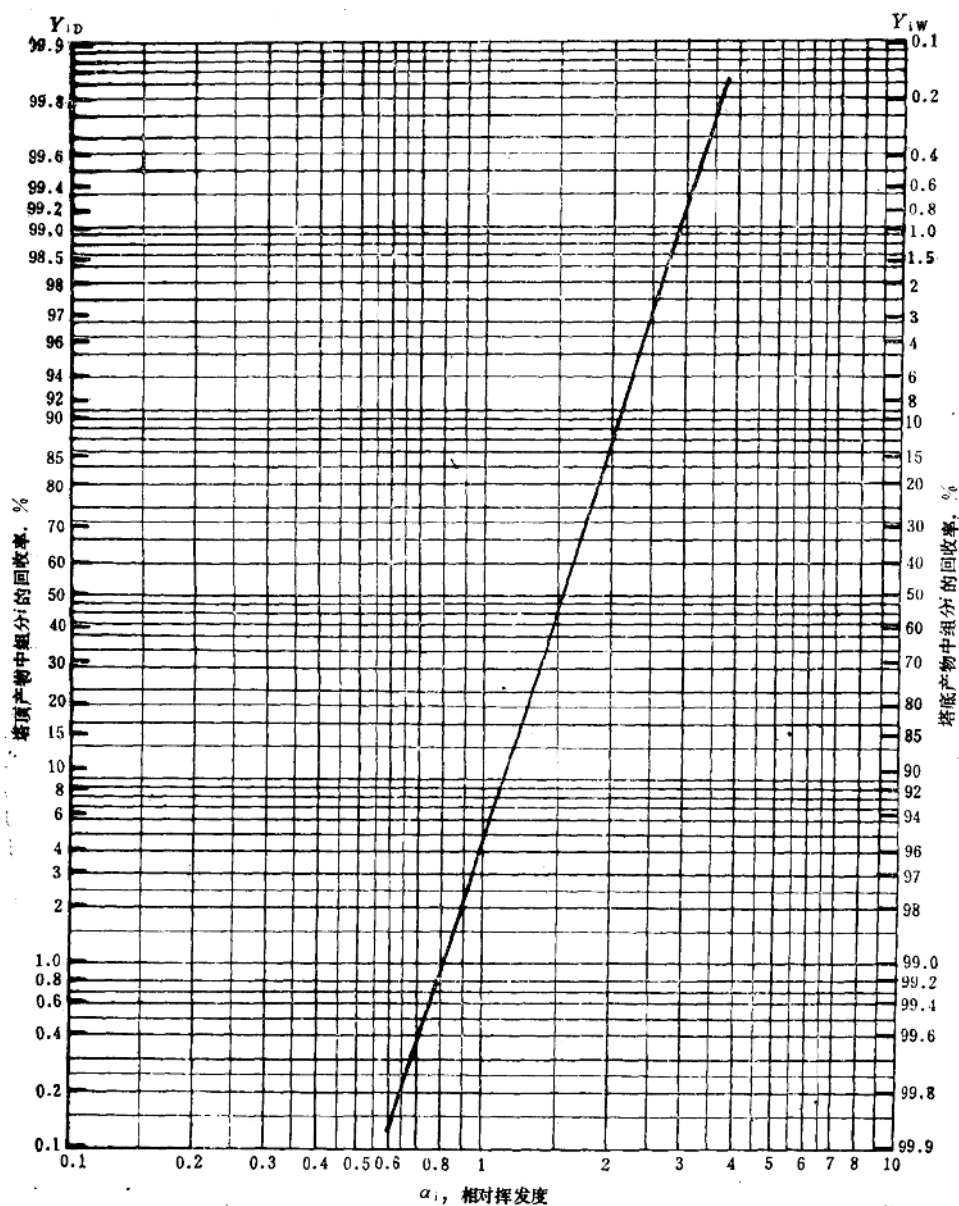


图 3.1.1 多组分精馏中非关键组分的分配算图

2. 将非关键组分的相对挥发度与该直线相交，则在交点水平两侧可分别读出塔顶及塔底非关键组分的回收率。

例题

已知六组分系统的组成和相对挥发度如下表，轻关键组分为C，重关键组分为D，两关键组分回收率为95%，饱和液体进料，求非关键组分的回收率。

组 分	组成	α_i	塔 顶 产 物		塔 底 产 物		备 注
			回收率, %	分子%	回收率, %	分子%	
A	0.05	3.5	99.72	0.091	0.28	0.000	图解值
B	0.20	3.0	99.20	0.362	0.8	0.004	图解值
C	0.30	2.3	95	0.520	5	0.033	规 定
D	0.25	1.0	5	0.023	95	0.524	规 定
E	0.15	0.83	1.3	0.004	98.7	0.328	图解值
F	0.05	0.65	0.22	1.000	99.78	1.000	图解值

注：表中塔顶产物组成由塔顶产物回收率按式 $\frac{f_i Y_{iD}}{\sum f_i Y_{iD}}$ 计算；同样用塔底回收率可以计算塔底产物组成。

〔解〕1. 将轻、重关键组分的相对挥发度 α_i 和所要求的回收率 Y_i 在图3.1.1中标出两点。坐标为： $\alpha_C = 2.3$ ，在塔顶产物中C的回收率 $Y_{CD} = 95\%$ ； $\alpha_D = 1$ ，在塔底产物中D的回收率 $Y_{DW} = 95\%$ 。通过两点作直线。

2. 将 $\alpha_A = 3.5$ ， $\alpha_B = 3.0$ ， $\alpha_E = 0.83$ ， $\alpha_F = 0.65$ 在上述直线上的交点两侧则可分别得非关键组分的塔顶及塔底回收率，结果如上表。

资料来源

Yaws, C.L., Fang, C.S., Patel, P.M., Chemical Engineering, 96, Jan. 29, 101 (1979) .

3.1.2 闪急蒸馏计算

基本依据

在化学工程计算中，经常需要确定汽液两相组成或汽相量及液相量，这就要进行闪急蒸馏计算（常称为闪蒸，即flash distillation）。对于多组分混合物，根据压力、温度和组成不同，可能呈单相或两相。温度在泡点温度以下，混合物是液相；在露点温度以上，混合物是汽相；当温度介于泡点温度和露点温度之间时，混合物处于汽液两相共存状态。

闪蒸后的汽相组成按下式计算：

$$y_i = \frac{z_i}{\frac{V}{F} + \frac{1}{K_i} \left(1 - \frac{V}{F}\right)} \quad (1)$$

$$\sum y_i = 1 \quad (2)$$

闪蒸后的液相量按下式计算：

$$L_i = \frac{z_i}{K_i \frac{V}{L} + 1} \quad (3)$$

$$\sum L_i = L \quad (4)$$

式中 y_i ——闪蒸后汽相中组分 i 的分子分数；

z_i ——进料中组分 i 的分子分数；

V ——闪蒸后汽相量，分子；

F ——进料量，分子；

L ——闪蒸后液相量, 分子;

L_i ——闪蒸后组分 i 的量, 分子;

K_i ——组分 i 的汽液平衡常数。

为了确定闪蒸后的汽化率或汽液组成, 必须采用试差计算。使用图3.1.2(1)或3.1.2(2)可以加速计算。

使用方法

首先计算汽液平衡常数, 然后分别用图3.1.2(1)及图3.1.2(2)计算闪蒸后的汽相组成及液相量。

1. 用图3.1.2(1)求解闪蒸后的汽相组成。

(1) 假定 $\frac{V}{F}$ 值;

(2) 由标尺 K_i 作垂线与 $\frac{V}{F}$ 线相交, 由此交点作水平线与参考线 R 相交;

(3) 将 R 上之交点与标尺 z_i 相连并延长与标尺 y_i 相交;

(4) 计算 $\sum y_i$, 如果 $\sum y_i = 1$, 则此 y_i 值即为闪蒸后的汽相组成, 否则重复(1)至(4), 直到 $\sum y_i = 1$ 为止。

2. 用图3.1.2(2)求解闪蒸后的液相量。

(1) 假定 $\frac{V}{F}$ 值;

(2) 由 K_i 和 标尺 $\frac{V}{F}$ 作直线, 与参考线 R' 相交, 特此交点沿相邻两结线过渡至参考线 R ;

(3) 将参考线 R 上的交点与标尺 z_i 相连并延长, 与标尺 L_i 相交;

(4) 计算 $\sum L_i$, 如果 $\sum L_i = L$, 则此 L_i 值即为闪蒸后的液相量, 否则重复(1)至(4), 直到 $\sum L_i = L$ 为止。

例 题

已知混合物组成和饱和蒸汽压如下表:

组 分		组成, 分子%	7.2℃时饱和蒸汽压, 毫米汞柱
A	C_3H_8	10.8	4 400
B	nC_4H_{10}	67.4	1 010
C	nC_5H_{12}	21.8	250

于总压760毫米汞柱和7.2℃下闪蒸, 求闪蒸后的汽液组成及两相量。

〔解〕在760毫米汞柱和7.2℃的条件下, 各组分的平衡常数为: $K_A = \frac{4\,400}{760} = 5.80$,

$$K_B = \frac{1010}{760} = 1.33, \quad K_C = \frac{250}{760} = 0.329。$$

1. 用图3.1.2(1)求解汽相组成。

(1) 假定 $\frac{V}{F} = 0.75$,

(2) 由 $K_A = 5.8$ 作垂线, 与 $\frac{V}{F} = 0.75$ 线相交, 由此交点作水平线, 与参考线 R 相交,

(3) 而后将此交点和 $z_A = 0.108$ 相连, 与汽相组成标尺 y_i 相交, 得 $y_A = 0.14$;

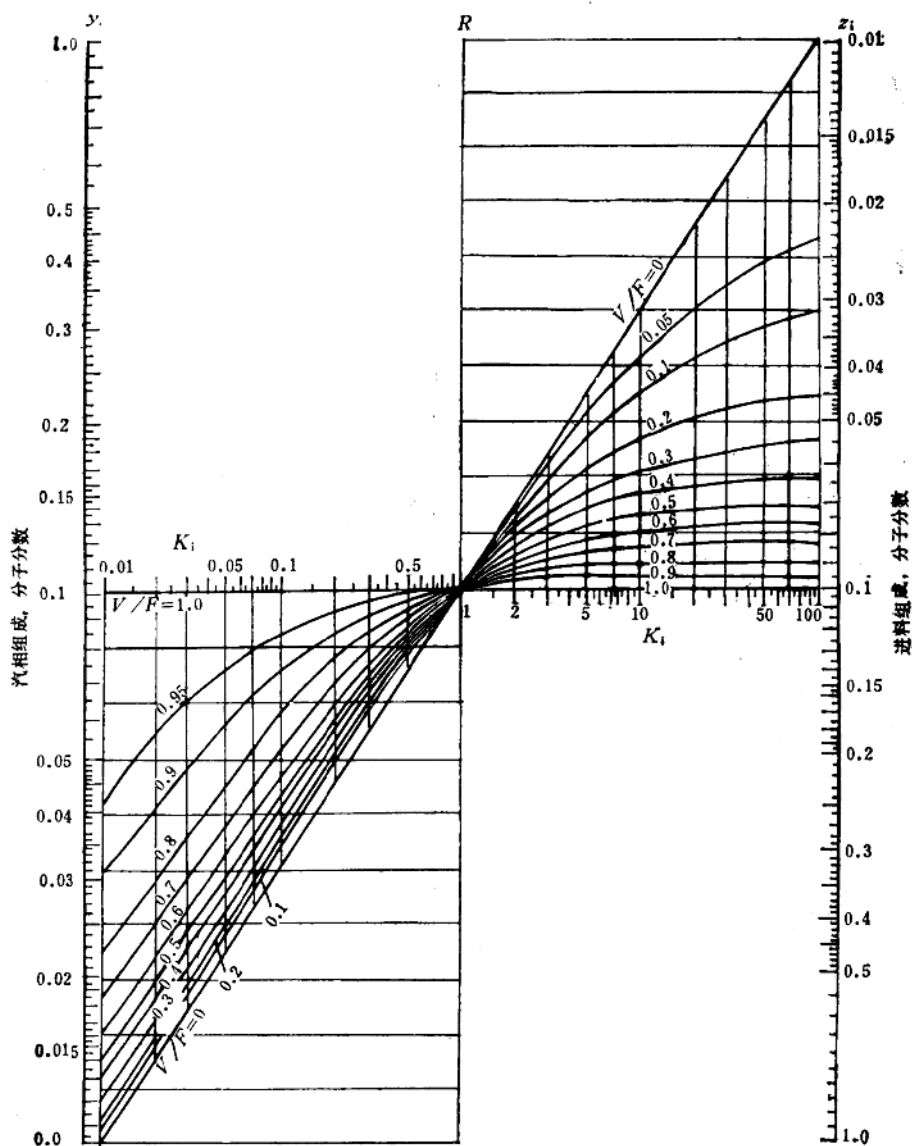


图 3.1.2(1) 闪蒸汽相组成算图

用相同方法可以求得 $y_B = 0.72$; $y_C = 0.14$ 。

(4) 计算 Σy_i , 因 $\Sigma y_i = 0.14 + 0.72 + 0.14 = 1.00$, 故 $\frac{V}{F} = 0.75$ 的假定是正确的。汽相组成为: $y_A = 0.14$, $y_B = 0.72$, $y_C = 0.14$ 。

2. 用图3.1.2 (2) 求解汽液两相量 (以100分子进料为基准)。

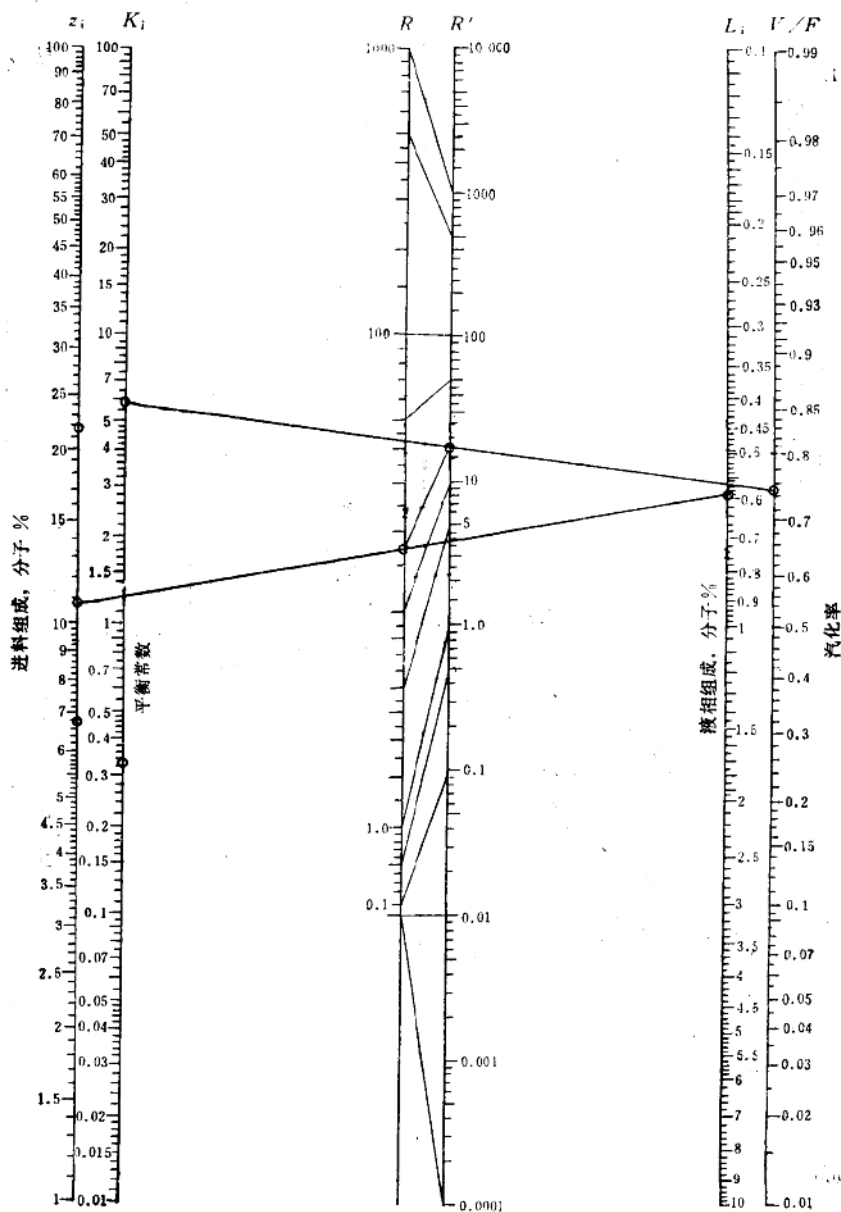


图 3.1.2(2) 闪蒸液相量算图

(1) 假定 $L = 25$, 即 $\frac{V}{F} = 0.75$;

(2) 将 $K_A = 5.8$ 和 $\frac{V}{F} = 0.75$ 相连, 与参考线 R' 相交, 由此交点沿相邻两结线过渡至参考线 R ;

(3) 而后将 R 线上的交点和 $z_i = 0.108$ 相连, 与组分 i 的液量标尺相交, 得 $L_A = 0.59$, 用相同的方法可以求得 $L_B = 13.5$, $L_C = 11.0$

(4) 计算 ΣL_i , 因 $\Sigma L_i = 0.59 + 13.5 + 11.0 = 25.09$, 故假定 $\frac{V}{F} = 0.75$ 是正确的。所以 $L = 25$, $V = 100 - 25 = 75$ 。

资料来源

[1] Nord, N., Analytical Chemistry, 19, 6, 431 (1947)

[2] 鹤尾定雄, 化学工学ノモグラフ, 118 (1967)。

3.1.3 二元混合物的最小回流比

基本依据

在理论板数为无穷大时的最小回流比是精馏塔设计时一个重要参数。二元混合物的最小回流比为:

$$R_M = \frac{x_D - y_o}{y_o - x_o} \quad (1)$$

式中 x_D ——塔顶产物中轻组分浓度, 分子分数;

x_o ——汽液平衡曲线与 q 线交点之横坐标值, 轻组分的分子分数;

y_o ——汽液平衡曲线与 q 线交点之纵坐标值, 轻组分的分子分数。

对理想二元混合物, 平衡曲线方程为:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (2)$$

式中 y ——汽相组成, 轻组分的分子分数;

x ——液相组成, 轻组分的分子分数;

α ——相对挥发度。

q 线方程为:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{1}{q-1} x_F \quad (3)$$

式中 q ——进料状态参数, 其物理意义是将一公斤分子进料变成饱和蒸汽所需要的热量与一公斤分子进料的汽化热之比;

x_F ——进料中轻组分的浓度, 分子分数。

联立求解式 (2) 和 (3) 得 x_o 和 y_o , 代入 (1) 式后得最小回流比。

图 3.1.3 (1) 是快速求解 y_o 和 x_o 的算图。

当进料为饱和液体时 $q=1$, 由式 (3) 得 $x_o = x_F$, 将 (2) 代入 (1) 得:

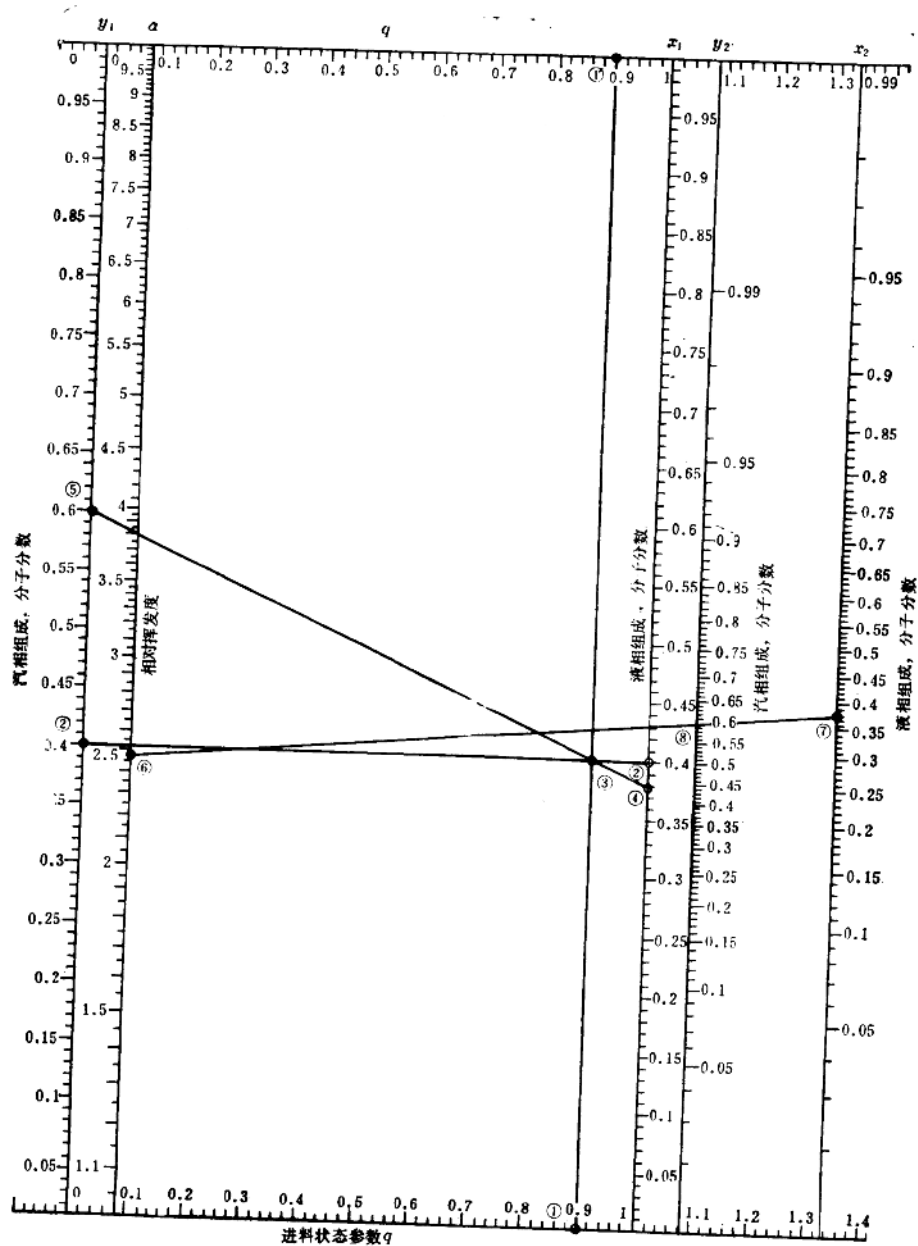


图 3.1.3(1) 二元混合物的最小回流比算图