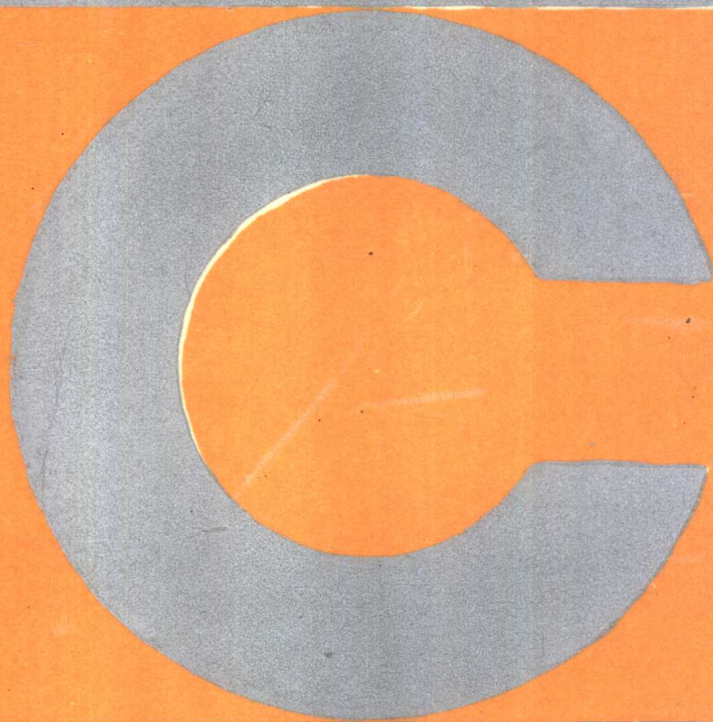


化工单元操作设计手册

上册



化学工业部化学工程设计技术中心站

内部资料
注意保存

化工单元操作设计手册

上册

化学工业部化学工程设计技术中心编

内 容 提 要

本手册从工程设计出发,系统地编写了近年来化工单元操作过程中较实用、可靠、准确的设计计算方法。全书分三册,上册介绍蒸馏过程、吸收、解吸过程、塔设备、换热器设计;中册介绍加热炉、基本热力学过程、管道流体力学、化工容器工艺设计、气、液、固分离过程设计;下册介绍流化床、液体搅拌、反应器设计、泵系统和压缩机系统的计算及性能操作。各章附有必要的计算步骤及例题。

本手册可供化工、石油、轻工、冶金、核能方面的设计人员使用,并可供与此相关的研究、生产、大专院校的科技人员应用。

化工单元操作设计手册

上 册

化学工业部化学工程设计技术中心站主编

化学工业部第六设计院出版

(西安,太乙路北段3号)

邮政编码 710054

内部发行

定价:4.00元

前 言

化学工程技术是化工工艺的重要基础工作之一。国外一些著名的化工工程公司，都十分重视化学工程工作，并都根据各自的工程经验积累，编有成套的设计技术资料。当前，随着设计改革的不断深化及对外开放的要求，十分需要有一套我国自己的化学工程设计资料。为此，化工部化学工程设计技术中心站自80年代初开始，陆续组织编制了《化工工艺设计基础数据手册》（全套六个分册，已经出齐）及《化工单元操作设计手册》两部大型手册。今后还要在上述基础上，编制一套较完整的化学工程设计的计算机应用软件。这样，就使化工工艺设计工作逐步做到基础数据的统一及设计计算方法的规范化，以保证设计质量，加快设计进度，促进工艺设计现代化。因此，这是一项有深远意义的设计基础工作。

《化工单元操作设计手册》全书共15章，共约250万字，分为三个分册（其中第九、十章待增补）。其内容包括了化工工艺中通用的一些重要单元操作的设计方法、计算公式及具体的运算步骤，取材以设计工作的实际需要为主，所介绍的方法亦经遴选，力求做到实用、可靠、准确、简明。内容中有的是来自国内的科研、设计及生产实践，有的是引用及消化吸收国外的有用资料，加以整编鉴审而写成。我们希望有了这套手册，设计人员进行化工单元计算时，可以不必去各自寻找分散不同的资料，而直接从《手册》中采用已经整选加工过的最新方法，这样就可以节省大量时间，提高工作效率、统一方法、保证质量、便于审核。

本手册出版后，今后还要逐年地修订和增补新的材料及新的章节，以保证与时代同步，并使它成为反映化工设计系统的经验总结和积累的一部手册，以便更好地为化工设计人员服务，共同为提高设计水平而努力，希望这项工作能得到各设计院同志们及广大读者的关心、支持和帮助。

萧成基

1987年11月

说 明

本手册在编写中引用了部分内部资料，因此规定手册为内部发行。其内容不得在公开发行的出版物中引用，不得在与国外搞合作设计、对外谈判或技术座谈中直接使用，不得提供给外国专家及外国留学生使用。各使用单位及个人必须严格执行，否则需承担由此引起的责任。

KWT-1241

《化工单元操作设计手册》编写人及校审人

		编写人	校审人
第一章		陆恩锡 雷行之	方华星 谢立人 陈余芳 萧成基
第二章		吴万兴 沈玲弟 张开坚 黄文雄	黄文雄 王自新 钟道迪
第三章		于鸿寿	萧成基
第四章	4.1~4.4	周 清 杨守诚	盛若瑜 李国杰 王抚华
	4.6~4.9		
	4.5		
	4.10		
	4.11		
第五章		何凤歧 林承方	姚国俊 萧成基
第六章		盛青萍	盛德美 费 濂
第七章	7.1	王彩绒	李树琴 刘静方 姜 华 王学涛
	7.2	罗国筠	付朝清 姜 华 王学涛
	7.3,7.7	黄让泉	付朝清 姜 华 王学涛
	7.4,7.5	曾富梅	刘静方 姜 华 王学涛
	7.6	程玉芳	姜 华 王学涛
第八章		王学涛	胡道立 郑祖炼
第十一章		施立才 孙恪慎	李康诩 郑 炽 王尊孝
第十二章		马继舜	俞雍增 郑 炽 陈志希
第十三章	13.1~13.2	陶增智	孙恪慎
	13.3~13.4	施立才	李康诩 郑 炽 孙恪慎
第十四章		钟桂文	魏宗胜 李明科 陈克东
第十五章	15.1	钟桂文	范德明 刘季芳 裴德余
	15.2	钟桂文	范德明 刘季芳 郁永章 裴德余
	15.3	范德明	钟桂文 刘季芳 朱报植 裴德余
	15.4	钟桂文	范德明 刘季芳 李超俊 裴德余
	15.5~15.7	钟桂文	范德明 刘季芳 裴德余
	15.8	范德明	钟桂文 刘季芳 周汉臣
	15.9	钟桂文	范德明 刘季芳 孙文良
	15.10~15.12	刘宏俊	季光社 郑祖炼

单 位 换 算 表

表 1 长 度 单 位 换 算

米 (m)	厘 米 (cm)	英 尺 (ft)	英 寸 (in)
1	100	3.2808	39.37
0.01	1	0.0328	0.3937
0.3048	30.48	1	12
0.0254	2.54	0.0833	1

表 2 面 积 单 位 换 算

米 ² (m ²)	厘米 ² (cm ²)	英尺 ² (ft ²)	英寸 ² (in ²)
1	10 ⁴	10.764	1550
10 ⁻⁴	1	1.0764×10 ⁻³	0.155
0.0929	929	1	144
6.4516×10 ⁻⁴	6.4516	6.944×10 ⁻³	1

表 3 体 积 和 容 积 单 位 换 算

米 ³ (m ³)	升(L)或 分米 ³ (dm ³)	英 加 仑 (Imp. gal)	美 加 仑 (U. S. gal)	英 尺 ³ (ft ³)	英 寸 ³ (in ³)
1	10 ³	220	264.2	35.315	61024
10 ⁻³	1	0.22	0.2642	0.0353	61.02
0.0045	4.546	1	1.201	0.1605	277.4
3.785×10 ⁻³	3.785	0.8328	1	0.1337	231.0
0.0283	28.317	6.2288	7.4805	1	1728
1.64×10 ⁻⁵	0.0164	3.605×10 ⁻³	4.329×10 ⁻³	5.787×10 ⁻⁴	1

表 4 质 量 和 质 量 单 位 换 算

吨 (t)	千克 (kg)	克 (g)	英吨 (tn)	美吨 (shn)	磅 (lb)
1	10 ³	10 ⁶	0.9842	1.1023	2204.6
10 ⁻³	1	10 ³	9.842×10 ⁻⁴	1.1023×10 ⁻³	2.2046
10 ⁻⁶	10 ⁻³	1	9.842×10 ⁻⁷	1.1023×10 ⁻⁶	2.2046×10 ⁻³
1.0161	1016.1	1.0161×10 ⁶	1	1.12	2240
0.9072	907.2	9.072×10 ⁵	0.8929	1	2000
0.4536×10 ⁻³	0.4536	453.6	4.464×10 ⁻⁴	5×10 ⁻⁴	1

表 5 力 单 位 换 算

牛顿 (N)	公斤 (kg)	达因 (dyn)	磅 (lb)	磅达 (pdl)
1	0.102	10^5	0.2248	7.233
9.807	1	9.807×10^5	2.2046	70.93
10^{-5}	1.02×10^{-6}	1	2.248×10^{-6}	7.233×10^{-5}
4.448	0.4536	4.448×10^5	1	32.174
0.1383	1.41×10^{-2}	1.383×10^4	3.108×10^{-2}	1

表 6 密 度 和 重 度 单 位 换 算

克/厘米 ³ (g/cm ³)或 吨/米 ³ (t/m ³)	公斤/米 ³ (kg/m ³)或 克/升(g/L)	磅/英寸 ³ (lb/in ³)	磅/英尺 ³ (lb/ft ³)	磅/英加仑 (lb/Brit. gal)	磅/美加仑 (lb/U. S. gal)
1	10^3	3.613×10^{-2}	62.43	10.02	8.345
10^{-3}	1	3.613×10^{-5}	6.243×10^{-2}	1.002×10^{-2}	8.345×10^{-2}
27.68	2.768×10^4	1	1728	277.42	231
1.602×10^{-2}	16.02	5.787×10^{-4}	1	0.1605	0.1337
9.98×10^{-2}	99.8	3.6×10^{-3}	6.229	1	0.8327
0.1198	119.8	4.329×10^{-3}	7.48	1.201	1

表 7 压 力 单 位 换 算

序 号	牛顿/米 ² (N/m ²) 或帕斯卡(Pa)	巴 (bar)	公斤/厘米 ² (kg/cm ²) 或工程大气压(at)	磅/英寸 ² (lb/in ²)
1	1	10^{-5}	1.02×10^{-5}	1.45×10^{-4}
2	10^5	1	1.020	14.5
3	9.807×10^4	0.9807	1	14.22
4	6.895×10^3	6.895×10^{-2}	7.031×10^{-2}	1
5	1.013×10^5	1.013	1.033	14.7
6	1.333×10^2	1.333×10^{-3}	1.36×10^{-3}	1.934×10^{-2}
7	3.386×10^3	3.386×10^{-2}	3.453×10^{-2}	0.4912
8	9.798	9.798×10^{-5}	9.991×10^{-5}	1.421×10^{-3}
9	2.489×10^2	2.489×10^{-3}	2.538×10^{-3}	3.609×10^{-2}

续表 7

序号	大气压(atm) (标准大气压) ^①	毫米汞柱(0℃) (mmHg)	英寸汞柱(0℃) (in Hg)	毫米水柱(15℃) (mmH ₂ O)	英寸水柱(15℃) (in H ₂ O)
1	9.869×10^{-6}	7.501×10^{-1}	2.953×10^{-1}	0.1020	4.018×10^{-2}
2	0.9869	750.1	29.53	1.021×10^4	401.8
3	0.9678	735.6	28.96	1.001×10^4	394.1
4	6.805×10^{-2}	51.71	2.036	7.037×10^2	27.7
5	1	760.0	29.92	1.034×10^4	407.2
6	1.316×10^{-1}	1	3.937×10^{-2}	13.61	0.5357
7	3.342×10^{-2}	25.4	1	3.456×10^2	13.61
8	9.67×10^{-5}	7.349×10^{-2}	2.893×10^{-3}	1	3.937×10^{-2}
9	2.456×10^{-3}	1.867	7.349×10^{-2}	25.4	1

① 标准大气压即物理大气压。

表 8 体 积 流 率 单 位 换 算

米 ³ /时 (m ³ /h)	米 ³ /分 (m ³ /min)	米 ³ /秒 (m ³ /s)	英尺 ³ /时 (ft ³ /h)	英尺 ³ /秒 (ft ³ /s)	英加仑/分 (Imp. gal/min)	美加仑/分 (U. S. gal/min)
1	1.667×10^{-2}	2.778×10^{-4}	35.31	9.81×10^{-3}	3.666	4.403
60	1	1.667×10^{-3}	2.119×10^3	0.5886	2.1998×10^2	2.642×10^2
3.6×10^3	60	1	1.271×10^5	35.31	1.32×10^4	1.585×10^4
2.832×10^{-2}	4.72×10^{-4}	7.866×10^{-6}	1	2.778×10^{-4}	0.1038	0.1247
1.019×10^2	1.699	2.832×10^{-2}	3.6×10^3	1	3.737×10^2	4.488×10^2
0.2728	4.546×10^{-3}	7.577×10^{-5}	9.632	2.676×10^{-3}	1	1.201
0.2271	3.785×10^{-3}	6.309×10^{-5}	8.021	2.228×10^{-3}	0.8327	1

表 9 重 量 和 质 量 流 率 单 位 换 算

公斤/秒 (kg/s)	公斤/时 (kg/h)	磅/秒 (lb/s)	磅/时 (lb/h)	吨/日 (t/day)	吨/年(8000小时) (t/y)
1	3.6×10^3	2.205	7.937×10^3	86.4	2.88×10^4
2.778×10^{-4}	1	6.124×10^{-4}	2.205	2.4×10^{-2}	8
0.4536	1.633×10^3	1	3.6×10^3	39.19	1.306×10^4
1.26×10^{-4}	0.4536	2.778×10^{-4}	1	1.089×10^{-2}	3.629
1.157×10^{-2}	41.67	0.02552	91.86	1	3.333×10^2
3.472×10^{-5}	0.125	7.656×10^{-5}	0.2756	3.000×10^{-3}	1

表 10 动力粘度(粘度)单位换算

公斤·秒/米 ² (kg·s/m ²)	牛顿·秒/米 ² (N·s/m ²) 或帕·秒(Pa·s)	泊(P)或克/(厘米·秒) [g/(cm·s)]	厘泊 (cP)	磅·秒/英尺 ² (lb·s/ft ²)
1	9.81	98.1	9.81×10^3	0.205
0.102	1	10	10^3	20.9×10^{-3}
1.02×10^{-2}	0.1	1	10^2	20.9×10^{-4}
1.02×10^{-4}	10^{-3}	10^{-2}	1	2.09×10^{-5}
4.88	47.88	478.8	4.788	1

表 11 运动粘度单位换算

厘米 ² /秒 (cm ² /s)或沱(st)	米 ² /秒 (m ² /s)	米 ² /时 (m ² /h)	英尺 ² /秒 (ft ² /s)	英尺 ² /时 (ft ² /h)
1	10^{-4}	0.36	1.076×10^{-3}	3.875
10^4	1	3.6×10^3	10.76	3.875×10^4
2.778	2.778×10^{-4}	1	2.99×10^{-3}	10.76
929	9.29×10^{-2}	3.346×10^2	1	3.6×10^3
0.258	2.58×10^{-5}	9.29×10^{-2}	2.78×10^{-4}	1

表 12 功、能和热量单位换算

序号	焦耳 (J)	公斤·米 (kg·m)	公制马力·时 (PS·h)	英制马力·时 (HP·h)
1	1	0.102	3.777×10^{-7}	3.725×10^{-7}
2	9.807	1	3.704×10^{-6}	3.653×10^{-6}
3	2.648×10^6	2.7×10^5	1	0.9863
4	2.685×10^6	2.738×10^5	1.014	1
5	3.6×10^6	3.671×10^5	1.36	1.341
6	4187	426.9	1.581×10^{-2}	1.559×10^{-3}
7	1055	107.6	3.985×10^{-4}	3.93×10^{-4}
8	1.356	0.1383	5.121×10^{-7}	5.05×10^{-7}

序号	千瓦·时 (kW·h)	千卡 (kcal)	英热单位 (Btu)	英尺·磅 (ft·lb)
1	2.778×10^{-7}	2.389×10^{-4}	9.478×10^{-4}	0.7376
2	2.724×10^{-6}	2.342×10^{-3}	9.295×10^{-3}	7.233
3	0.7355	632.6	2510	1.953×10^6
4	0.7457	641.2	2544.4	1.98×10^6

序号	千瓦·时 (kW·h)	千 卡 (kcal)	英热单位 (Btu)	英尺·磅 (ft·lb)
5	1	859.8	3412	2.655×10^4
6	1.163×10^{-3}	1	3.968	3.087×10^3
7	2.93×10^{-4}	0.252	1	778.2
8	3.768×10^{-7}	3.24×10^{-4}	1.285×10^{-3}	1

表 13 功率单位换算

序号	瓦 (W)	千 瓦 (kW)	公制马力 (PS)	英制马力 (HP)
1	1	10^{-3}	1.36×10^{-3}	1.341×10^{-3}
2	10^3	1	1.36	1.341
3	735.5	0.7355	1	0.9863
4	745.7	0.7457	1.014	1
5	9.807	9.807×10^{-3}	1.333×10^{-2}	1.315×10^{-2}
6	4187	4.187	5.692	5.614
7	1055	1.055	1.434	1.415
8	1.356	1.356×10^{-3}	1.843×10^{-3}	1.82×10^{-3}
序号	公斤·米/秒 (kg·m/s)	千卡/秒 (kcal/s)	英热单位/秒 (Btu/s)	英尺·磅/秒 (ft·lb/s)
1	0.102	2.39×10^{-4}	9.478×10^{-4}	0.7376
2	102	0.239	0.9478	737.6
3	75	0.1757	0.6972	542.5
4	76.04	0.1781	0.7068	550.0
5	1	2.342×10^{-3}	9.295×10^{-3}	7.233
6	426.9	1	3.968	3087
7	107.6	0.252	1	778.2
8	0.1383	3.24×10^{-4}	1.285×10^{-3}	1

表 14 热容(比热)单位换算

焦耳/ 公斤·K J/(kg·K)	焦耳/ 克·℃ J/(g·℃)	千卡/公斤·℃ kcal/(kg·℃)	英热单位/ 磅·F Btu/(lb·F)	摄氏热单位/ 磅·℃ Chu/(lb·℃)	公斤·米/ 公斤·℃ kg·m/(kg·℃)
1	10^{-3}	2.389×10^{-4}	2.389×10^{-4}	2.389×10^{-4}	1.02×10^{-1}
10^3	1	0.2389	0.2389	0.2389	1.02×10^2
4.187×10^3	4.187	1	1	1	4.269×10^2
9.807	9.807×10^{-3}	2.342×10^{-3}	2.342×10^{-3}	2.342×10^{-3}	1

表 15 导热系数单位换算

千卡/米·时·℃ kcal/(m·h·℃)	卡/厘米·秒·℃ cal/(cm·s·℃)	瓦/米·K W/(m·K)	焦耳/厘米·秒·℃ J/(cm·s·℃)	英热单位/英尺·时·F Btu/(ft·h·F)
1	2.78×10^{-3}	1.16	1.16×10^{-3}	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	2.39×10^{-3}	1	10^{-3}	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	4.13×10^{-3}	1.73	1.73×10^{-3}	1

表 16 传热系数单位换算

焦耳/米 ² ·秒·K J/(m ² ·s·K)或 瓦/米 ² ·K W/(m ² ·K)	千卡/米 ² ·时·℃ kcal/(m ² ·h·℃)	卡/厘米 ² ·秒·℃ cal/(cm ² ·s·℃)	英热单位/ 英尺 ² ·时·F Btu/(ft ² ·h·F)
1	0.8598	2.388×10^{-5}	0.1761
1.162	1	2.778×10^{-5}	0.2048
4.187×10^4	3.6×10^4	1	7373
5.678	4.882	1.356×10^{-4}	1

表 17 扩散系数单位换算

厘米 ² /秒 (cm ² /s)	米 ² /时 (m ² /h)	英尺 ² /时 (ft ² /h)	英寸 ² /秒 (in ² /s)
1	0.36	3.875	0.155
2.778	1	10.76	0.4306
0.2581	0.0929	1	0.04
6.452	2.323	25	1

表 18 表面张力单位换算

达因/厘米 (dyn/cm)	克/厘米 (g/cm)	公斤/米 (kg/m)	磅/英尺 (lb/ft)
1	1.02×10^{-3}	1.02×10^{-4}	6.854×10^{-5}
980.7	1	0.1	6.72×10^{-2}
9807	10	1	0.672
14592	14.88	1.488	1

表 19 温度换算公式

摄氏度, $^{\circ}\text{C}$	华氏度, $^{\circ}\text{F}$	兰金度, $^{\circ}\text{R}$	开尔文, K
$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$	$^{\circ}\text{C} + 273.15$
$\frac{5}{9}(\text{F} - 32)$	F	$\text{F} + 459.67$	$\frac{5}{9}(\text{F} + 459.67)$
$\frac{5}{9}(^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$
$\text{K} - 273.15$	$\frac{9}{5}(\text{K} - 459.67)$	$\frac{9}{5}\text{K}$	K

《化工单元操作设计手册》总章目

- | | |
|------|-------------------|
| 第一章 | 蒸馏过程计算 |
| 第二章 | 吸收、解吸过程计算 |
| 第三章 | 塔设备设计 |
| 第四章 | 换热器设计 |
| 第五章 | 加热炉 |
| 第六章 | 基本热力学过程计算 |
| 第七章 | 管道流体力学计算 |
| 第八章 | 化工容器的工艺设计 |
| 第九章 | 分离过程——气、液态非均相分离 |
| 第十章 | 分离过程——干燥、过滤、结晶、萃取 |
| 第十一章 | 流化床设计 |
| 第十二章 | 液体搅拌 |
| 第十三章 | 反应器设计 |
| 第十四章 | 泵系统计算及性能操作 |
| 第十五章 | 压缩机系统计算及性能操作 |

化工单元操作设计手册

上 册

第一章 蒸馏过程计算	(1)
第二章 吸收、解吸过程计算	(59)
第三章 塔设备设计	(161)
第四章 换热器设计	(260)

第一章

蒸馏过程计算

1.1 简化法计算	(2)
1.1.1 最少理论板数——Fenske公式	(2)
1.1.2 塔顶、塔釜物料的分配	(2)
1.1.3 最小回流比	(3)
1.1.4 操作回流比与理论板数关系	(6)
1.1.5 进料板位置	(7)
1.1.6 简化法的应用范围	(8)
1.1.7 简化法计算步骤	(8)
1.1.8 例题	(8)
1.2 逐板法计算	(12)
1.2.1 Akers-Wade 法	(13)
1.2.2 Wang-Henke 法	(21)
1.3 塔板效率	(32)
1.3.1 塔板效率的定义	(32)
1.3.2 经验关联式	(34)
1.3.3 A.I.Ch.E法	(36)
1.4 萃取蒸馏	(39)
1.4.1 萃取蒸馏系统	(40)
1.4.2 萃取蒸馏塔计算	(42)
1.4.3 例题	(45)
1.5 共沸蒸馏	(51)
1.5.1 概述	(51)
1.5.2 共沸蒸馏过程计算	(53)
1.5.3 例题	(56)

1.1 简化法计算^[1-3]

本节介绍按分离要求，在给定合适的回流比下，求取蒸馏塔理论塔板数的简捷法。此法是经验的，不同于严格的逐板法。

1.1.1 最少理论板数——Fenske公式

简化法根据 Fenske^[4] 方程求取最少理论板数，即在全回流下所需要的理论板数。此法在恒定的相对挥发度时是严格的。

$$S_n = \log \left(\frac{K_{1,D}}{x_{1,D}} \frac{x_{1,B}}{K_{1,B}} \right) / \log \alpha_{1,2} \quad (1-1)$$

式中 $x_{1,D}$, $x_{1,B}$ ——轻、重关键组分在塔顶馏出物（可以是液相或气相）中的浓度，摩尔分率，

$x_{1,L}$, $x_{1,B}$ ——轻、重关键组分在塔釜液相中的浓度，摩尔分率，

$\alpha_{1,2}$ ——轻、重关键组分在塔内的平均相对挥发度，

S_n ——全部平衡级数，包括塔釜再沸器与塔顶分凝器。

塔的最少理论板数 N_n 应较 S_n 为小，对于有塔顶全凝器（无分离作用）与再沸器的塔：

$$N_n = S_n - 1 \quad (1-2)$$

对于有部分冷凝器与再沸器的塔：

$$N_n = S_n - 2 \quad (1-3)$$

如果塔顶与塔釜相对挥发度 (α_1 , α_2) 相差很小 ($\alpha_1/\alpha_2 \leq 2$)， $\alpha_{1,2}$ 可采取算术平均值：

$$\alpha_{1,2} = (\alpha_1 + \alpha_2) / 2 \quad (1-4)$$

如差别较大，Robinson^[5] 等推荐采用几何平均值：

$$\alpha_{1,2} = \sqrt{\alpha_1 \cdot \alpha_2} \quad (1-5)$$

式 (1-1) 也可以分成精馏、提馏两段计算。在计算精馏段最少理论板数时，以进料板组成与相对挥发度 α 代替塔釜组成与 α_1 ，计算提馏段时，则以进料板组成与 α 代替塔顶之组成与 α_2 。

1.1.2 塔顶、塔釜物料的分配

在设计多组分精馏塔时，只能根据要求指定轻、重关键组分各在顶、釜的量。其余各组分，若与关键组分的相对挥发度差别甚大，则其量可设为全部从塔顶或塔釜排出。如不能作此假设，而又无更可靠的方法获得时，可利用式 (1-1) 近似地解决。

当理论板数一定，在全回流下某一组分在塔顶、底量的比例决定于它的相对挥发度，Hengstebeck^[6] 据此提出下式：

$$\frac{\log(d/b)_i - \log(d/b)_1}{\log \alpha_1 - \log \alpha_2} = \frac{\log(d/b)_i - \log(d/b)_2}{\log \alpha_1 - \log \alpha_2} \quad (1-6)$$

式中 d, b ——某一组分在塔顶、塔釜馏分中的浓度，kmol，

α ——相对于重关键组分的相对挥发度，($\alpha_2 = 1$)。

下标

l, h, i ——分别为轻、重关键组分及 i 组分。

根据上式可求出 $(d/b)_i$ ，再由 i 组分的物料平衡求出 d_i, b_i 值。

必须指出，应用此法求得的非相邻轻、重关键组分之间的组分分布，对求最小回流比影响较大，此时应按 Underwood 法 1.1.3 (1) c 节处理。

1.1.3 最小回流比

简化法同样需要知道最小回流比，即在给定条件下，用无穷多的塔板以满足分离要求所需要最小回流比 R_m 。

轻关键组分及较其更轻的组分，在精馏段某些塔板间会存在恒浓区（即在此区域内浓度变化为无穷小），重关键组分及较其更重的组分在提馏段中也会存在恒浓区。据此，提出下面两种常用方法。

(1) Underwood 法^[7]

此法先由下式求出 θ ：

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i z_{F,i}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (1-7)$$

以 θ 代入下式即得最小回流比：

$$R_m = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i x_{D,i}}{\alpha_i - \theta} - 1 \quad (1-8)$$

式中 $z_{F,i}$ ——进料（包括气、液两相）中 i 组分的浓度，摩尔分率；

c ——组分个数；

α ——相对挥发度；

θ ——Underwood 参数；

i —— i 组分；

$x_{D,i}$ ——塔顶馏出物中 i 组分的浓度，摩尔分率。

$$q = \frac{\text{使每千摩尔进料变为露点下的蒸汽所需热量}}{\text{每千摩尔进料由泡点变为露点所需热量}}$$

过冷液体 $q > 1$

泡点液体 $q = 1$

混合相 $0 < q < 1$

露点气体 $q = 0$

过热气体 $q < 0$

（以上均在塔压下）

式 (1-7) 中， θ 根的数目应与组分数 c 相同，其各个值在相邻组分的 α 值之间，另有一值在零与最重组分的 α 值之间。所需要的根则在轻、重关键组分的 α 值之间。解式 (1-7) 时，可采用牛顿逼近法。

求出 θ 后，可按式 (1-8) 直接算出 $R_m, x_{D,i}$ 。视塔顶馏出物状态不同，可分别代表气相或液相组成。

a. 相对挥发度的确定

本法假定相对挥发度在全塔温度范围内是恒定的。若不恒定将带来误差，但选择合适的相对挥发度也能获得较好的结果。应用式 (1-7)、式 (1-8) 时应采取塔的进料板（不是进料）温度下的相对挥发度，但一般此处温度并不知道。Shiras^[8] 建议采取下列方法之一：