

实用精馏设计

〔英〕 L·M·罗斯 著



化学工业出版社

DES/50

实用精馏设计

[英] L.M.罗斯 著

经文魁 许正宇 译

化学工业出版社

(京)新登字039号

内 容 提 要

本书是根据英国著名化工教授L. M. Rose所著“Distillation Design in Practice”翻译的。

本书从实用设计角度出发,全面系统地介绍了连续和间歇精馏理论、精馏装置和设备、设计方法及其应用、精馏过程的安全和控制、中间试验、放大及工业精馏去除瓶颈优化等问题。本书将精馏理论同工业实践结合起来,并把最新的计算机应用技术作为贯穿全书的主线,是工业设计、化学工程、计算机应用技术和自动控制等多种学科的结合。

本书序、第一、五~九章及附录1、2、3由化工部经济信息中心高工经文魁翻译,第二~四章及附录4由化工部经济信息中心高工许正宇翻译。北京化工学院麻德贤教授对部分译文作了审校,经文魁对全文作了校核。

本书可供石油、化工、冶金、轻工、医药和能源等行业的设计、生产和科研人员阅读,也可供大学及大、中专学校有关专业的师生参考。

L. M. Rose

Distillation Design in Practice

Elsevier Science Publishers B. V., 1985

实用精馏设计

经文魁 许正宇 译

责任编辑:郭乃铎

封面设计:季玉芳

化学工业出版社出版发行
(北京市朝阳区惠新里3号)
化学工业出版社印刷厂印刷
东升装订厂装订
新华书店北京发行所经销

开本850×1168^{1/32}印张10³/₄字数292千字
1993年10月第1版 1993年10月北京第1次印刷

印 数 1—2,200

ISBN 7-5025-1115-6/TQ·652

定 价9.50元

序

在过去二十年中，计算机在设计尤其在精馏设计方面的重要性日渐增加，现已到达凡重要工业精馏设计皆采用计算机方法的阶段。

这对教学产生了一些影响：基本原理依然相同，必须讲授；但还应向学生介绍计算机方法，阐明这些方法所依据的原理，并指明如何更有效和更灵活地运用这些方法。

本书是作为本科生或研究生最后一年所用的高等精馏教程而编写的，它把在标准教程中阐述的精馏理论同工业实践结合起来。它既是精馏教程，又是实用的高等设计教程，因为它把热力学、设计和控制等各种科目结合了起来。

本书是作为芬兰Lappeenranta技术大学工业界学员的高等精馏教程编成的，后来在苏黎世瑞士联邦技术大学(ETH)讲授数遍。本教程的作业是计算机练习，占50%课时。只要学员具有精馏基础知识，就对本教程热烈欢迎。上机练习更得到工业界学员的赞许。这些练习列于附录中。

如果我们要在那些使学生熟悉使用计算机进行工程设计的新课中教授好设计，则最要紧的是让学生在课程学习中使用设计程序。这需要有合适的教学软件可供使用。本教程使用EURECHA(欧洲计算机化学工程教育委员会)软件。DISTILSET是双组分和多组分的精馏程序组。EURECHA数据库CHEMCO为闪蒸计算和精馏程序提供VLE数据。间歇精馏使用EURECHA的BATCH程序，塔的尺寸计算和塔的内件选择可使用EURECHA的INTERN程序进行研究。

这些程序的使用说明及从何处可得到它们的信息都列在附录中。

我要感谢Nystrom和Palosaari教授，他们安排我在Lappeenranta技术大学授课，这样使我得以把材料有次序地汇集起来。

我还要感谢Elsevier，他同意出版便于学生购买的平装本，我唯希望销售量将证明这一决定是正确的。

对于本书的产生，我要感谢Ingrid Rasmuson和Kurt Eigenheer，他们分别为本书打字和绘图。

最后，我要感谢我的家属，他们允许我长期外出和对他们不能关照表示谅解。

L. M. 罗斯 1985年于苏黎世

符 号 表

A	Antoine公式中的常数	F	进料速率(kmol/h)
a	液相活度	F_p	填料因子(m ⁻¹)
a	Redlich-Kwong状态方程中的常数	F	塔的 F 负荷因子 (kg ^{1/2} m ^{-1/2} s ⁻¹)
a	BWR状态方程中的常数	f_i	投资成本估算用的通货膨胀率
A_0	BWR状态方程中的常数	f_M	投资成本估算用的材料因子
a	单位体积的表面积(m ⁻¹)	f_P	投资成本估算用的压力因子
B	Antoine公式中的常数	f_i	投资成本估算用的类型因子
B	第二维里系数	G_F	Gibbs自由能
b	Redlich-Kwong状态方程中的常数	G	总Gibbs自由能
b	BWR状态方程中的常数	G	气相质量流率(kgh ⁻¹)
B	BWR状态方程中的常数	h	高度(m)
B	塔顶产品流率(kmol h ⁻¹)	h	每块板上的热损失(kW)
B	再沸器中物料量(kmol)	H	摩尔焓(kJ kmol ⁻¹)
C	Antoine公式中的常数	ΔH	蒸发热(kJ kmol ⁻¹)
C	第三维里系数	H	滞液量(kmol)
C_0	BWR状态方程中的常数	K	蒸发的 K 值
C_B	设备项的基本投资成本 [1000 \$ (1968)]	k	膜传质系数(kmol h ⁻¹ m ⁻²)
D	塔顶产品流率(kmol/h)	K	总传质系数(kmol h ⁻¹ m ⁻²)
D	分子扩散率(m ² s ⁻¹)	L	液相流率(kmol h ⁻¹)
D	直径(m)	L	长度(m)
E_{OG}	Murphree汽相点效率	L'	液相质量流率(kgh ⁻¹)
E_{MV}	Murphree汽相板效率	m	平衡线斜率
E_{ML}	Murphree液相板效率	N	板数
f	逸度	n	摩尔流率(kmol h ⁻¹)
		n	组分数

P 分压(bar)
 P 纯组分的饱和蒸汽压(bar)
 Q UNIFAC用的分子表面积数据
 Q 热流率或焓变化(kW或
 kJmol^{-1})
 q 进料的热条件
 R 气体常数 $=8.314$
 $(\text{kJmol}^{-1}\text{K}^{-1})$
 R UNIFAC用的分子体积数据
 R 回流比
 T 温度(K)
 t 时间(h)
 t 厚度(m)
 V 1kmol气体的容积(m^3)
 V 汽相摩尔分率
 V 汽相流率(kmol h^{-1})
 WC Wilson系数(能量)
 (kJ kmol^{-1})
 x 液相摩尔分率
 y 汽相摩尔分率
 z 压缩因子

希腊字母

α BWR状态方程中的常数
 α 相对挥发度
 γ 液相活度系数
 Δ 差
 ε 空隙率
 ρ 密度
 λ 分子交互作用能(kJ kmol^{-1})

μ 粘度
 μ 逸度系数
 π 系统总压(bar)
 σ 标准偏差
 ω 偏心因子

上标和下标

bu 泡
 B 塔底
 c 临界
 C UNIFAC公式中分子尺寸的
 组合贡献
 D 馏出物
 f 最终
 F 进料
 g 气相
 HK 重关键组分
 i 组分
 L 液相
 LK 轻关键组分
 n 板数
 o 初始或入口
 or 板孔
 ow 堰上
 r 对比
 R UNIFAC公式中交互作用的
 额外贡献
 V 汽相
 w 堰

只表示一个工作变量

板数、组分数均由下标表示

目 录

符号表

第一章 设计	1
1.1 设计目标	1
1.2 设计方法	2
1.3 设计方案的提出	3
1.4 设计方案的选择	5
1.4 a 一个实际解	5
1.4 b 某些数学解	6
1.5 计算机辅助设计(CAD)	9
1.6 使用CAD的某些规则	11
1.7 对CAD软件的要求	12
1.7 a 输入	12
1.7 b 输出	13
1.7 c 数据	13
1.8 参考文献	14
1.9 问题	14
第二章 汽液平衡数据	15
引言	15
2.1 饱和蒸汽压	15
2.2 液体混合物	16
2.3 非理想性的来源	19
2.4 液相非理想性的修正	20
2.5 用UNIFAC法预测汽液平衡参数	23
2.6 汽相非理想性的计算	24
2.7 数据来源	26
2.8 数据库	30
2.8 a 数据库结构	31

2.8 b	数据库的闪蒸计算	32
2.8 c	暂时补充缺少的数据	35
2.8 d	访问数据库	36
2.9	虚拟组分	37
2.9 a	选择组分数目	38
2.9 b	虚拟组分物性的定义	38
2.10	参考文献	40
2.11	问题	40
第三章	二元精馏	42
3.1	塔板数的计算	42
3.1 a	图解法	42
3.1 b	数值法	44
3.2	液相体系的非理想性	48
3.2 a	两液相体系	49
3.3	设计模式和模拟模式	51
3.4	分布曲线的理解	52
3.5	进料	55
3.6	压降	56
3.6 a	二元精馏设计中的压降计算	57
3.7	可控性问题	58
3.8	过程扰动的稳定性问题	60
3.9	适应未来变化的灵活性	61
3.10	安全因子	61
3.11	实例	63
3.12	结论	70
3.13	参考文献	70
3.14	问题	70
第四章	多组分精馏	71
4.1	引言	71
4.2	精馏的简捷算法	71
4.2 a	方程式	72
4.3	多组分模拟——恒摩尔流	74
4.3 a	收敛方法	75

4.3 b	收敛的困难性	79
4.3 c	计算机时	80
4.4	包括焓平衡的多组分模拟	82
4.4 a	恒摩尔溢流和焓平衡结果的比较	83
4.4 b	为预测汽相负荷对恒摩尔溢流法的校正	83
4.5	了解分布曲线	84
4.6	进料和侧线	88
4.7	强健和灵活的设计方案	89
4.8	实例	89
4.9	参考文献	92
4.10	问题	92
第5章	间歇精馏	94
5.1	间歇精馏的应用	94
5.2	全间歇系统	95
5.3	间歇方程	97
5.4	滞留液	100
5.4 a	滞留液的影响	101
5.4 b	滞液量的计算	102
5.4 c	滞液量的数学模型	103
5.5	间歇工厂操作	106
5.5 a	设备	106
5.5 b	回流策略	106
5.5 c	塔的进料策略	108
5.5 d	各种分布曲线	108
5.6	间歇工厂的设计	109
5.6 a	设计目的	109
5.6 b	初步设计	110
5.6 c	详细的手算设计	110
5.6 d	计算机的详细设计	111
5.7	间歇程序BATCH	112
5.8	实例	114
5.9	参考文献	118
5.10	问题	118

第六章 精馏系统	119
6.1 辅助设备	119
6.1 a 再沸器	119
6.1 b 冷凝器	122
6.1 c 进料预热器和产品冷却器	125
6.1 d 回流系统和产品采出	125
6.1 e 贮槽	128
6.1 f 工厂布局	129
6.2 单塔	132
6.2 a 侧线	132
6.2 b 多重进料	135
6.2 c 真空精馏	136
6.3 多塔	138
6.3 a 塔排序的严格方法	138
6.3 b 塔排序的试探法	141
6.3 c 设计方法	142
6.4 热集成	143
6.4 a 单塔	143
6.4 b 多塔	147
6.5 共沸系统	148
6.6 特殊系统	151
6.6 a 管式精馏釜	152
6.6 b 生物醇——发酵乙醇	153
6.6 c 液体空气	154
6.7 参考文献	154
6.8 问题	155
第七章 塔的内件	156
7.1 传质理论	156
7.1 a 塔板上的传质	158
7.1 b 填料中的传质	163
7.1 c 分离性能计算总结	165
7.2 塔内件的选择	167
7.3 板式塔的内件	168

7.3 a	塔板类型	168
7.3 b	塔板操作	171
7.3 c	设计关系式	172
7.3 d	设计原则	174
7.4	填料塔的内件	176
7.4 a	填料类型	176
7.4 b	设计原则	178
7.5	湿壁塔	183
7.5 a	设计原则	184
7.6	投资成本	185
7.6 a	限界成本和成本优化	189
7.7	参考文献	190
7.8	问题	191
第八章	安全和控制	192
8.1	控制	192
8.1 a	基本控制系统	192
8.1 b	其它控制系统	197
8.1 c	控制系统必须回避的问题	200
8.1 d	稳定性的改进	201
8.1 e	前馈控制系统	203
8.2	报警系统	204
8.3	安全	205
8.3 a	火险	205
8.3 b	超压	205
8.3 c	减压装置设计	206
8.3 d	设计温度和设计压力	206
8.4	参考文献	207
8.5	问题	208
第九章	中间试验和瓶颈的去除	209
9.1	新工艺的中间试验	209
9.1 a	汽液平衡的实验测定	210
9.1 b	中间精馏	212
9.1 c	塔的操作分析	215

9.1 d 放大和板效率	221
9.2 过程的去瓶颈研究	226
9.3 塔的改造	228
9.3 a 塔内件的改变	229
9.3 b 压力的修正	230
9.3 c 加塔	231
9.4 节能改造	231
9.5 参考文献	234
9.6 问题	234
附录	235
附录1 常用单位的换算	235
附录2 某些物性数据	237
附录3 CAD练习	238
附录4 计算机程序用户手册	248
“CHEMCO” 物性数据库手册	249
“精馏手册”	287
“BATCH” 间歇精馏设计手册	304
“INTERN” ——塔内构件程序手册	326

第一章 设计

1.1 设计目标

化学工程“设计”的基本目标是决定设备（在我们这种情况下为精馏设备）的大小和形状，使该设备同工厂其它部分一起良好地运行，按质按量地生产出合格产品。

运行良好是指总成本必须低得可以接受，工厂操作安全，环境污染小，操作具有弹性和强固性，即当上游设备有扰动或原料质量不同而引起工厂进料速率变化时设备仍能正常运行。

低成本要求是由经济上的现实性决定的。假如你不以最节省的方式来运行工厂，竞争者将有机会改进你的工艺过程，并通过提供较低价格的产品挤垮你的企业。因此，在设计时应尽力寻求成本最低的方案，即像有时所说的进行“优化”设计。实际上这并不意味着准确地搜索数学意义上的总成本最小点（这种周密的搜索既无详尽数据又无充分时间来进行），而是尽力使设计方案得到充分研究，不致忽略一些成本较低的方案。

作为第二个设计目标，我们要求工厂操作具有足够的弹性和强固性，即当设计的进料条件因上游过程变化而改变时，工厂仍能正常操作运行。此目标与第一个目标（低成本）矛盾，因为操作弹性必须以增加设备尺寸和增多管线布置为代价。因此，在设计中对操作弹性的考虑应限于上游过程引起的实际可能的进料变化，而不考虑那些永远不可能产生的扰动。

“安全性”和“对环境影响小”等因素是非常严格的要求，带有法律强制性，因此这些因素通常由作为设计目标转成作为设计约束，即除非规则得到遵守，否则工厂不能兴建。

一个优秀设计的更进一步目标是按设计制出的设备易于操作和

控制。这一目标也与低成本目标相矛盾。操作人员要求增加过程中的贮槽可能不会得到设计工程师的支持，但对一个将运行二十年的工厂，提出不应因为原料不符设计规格或因与“紧设计”相关的其它因素而每周都产生故障，这种要求是合理的。

因此，一个优秀设计远非简单地要求设备成本低到某种程度。低成本、操作弹性和便于操作等不同目标经常是相互矛盾的，不易简化为一个统一准则，因此，我们面对的是一个多目标优化问题。

1.2 设计方法

从广义上讲，设计总是涉及选择一项建议，此建议包含在通常标准下不能统一起来的几个不同属性中。当所设计的系统非常复杂时，目标是多重的——精馏设备的设计即是如此。

关于“设计”的最早想法可能是建筑界人士提出的，因为他们的的问题是功能性、成本、耐用性和美学等多重标准兼容并包的典型实例。将建筑物（例如工厂和医院）的设计同化工厂的设计进行对比可以看到，建筑工程问题与化学工程问题极为相似，一般工厂建筑物的某些布局问题同化工厂的布局相同，医院的交通流与化工厂的物流相当，总体设计受这些因素影响。遗憾的是，对建筑物极为重要的美学要求在化学工程设计中几乎总被忽视。

建筑师们开发出一种经受了时间考验的通用设计方法，可用图1.1所示的流程图来表示。

第一步是对单目标或多重目标（包括主要目标和次要目标）作出规定。第二步是提出不管用什么方法所得到的设计方案。工程师通常拥有大量设计规程帮助产生一个方案，建筑师必须采用抽象得多的方式来产生方案。工程师在应用设计规程之前也常常不得不用抽象方式提出方案，例如在使用设计规程之前他自己必须确定工艺流程或精馏顺序。

下一步是检查设计方案。如果我们设计一个茶杯，实际上可按设计方案精确地制造一个杯子并通过使用进行检查。一个建筑物或化工厂不能这样容易地被检查，所以，这一设计阶段是指更细致地

构思、绘图并仔细分析可能产生的结果。

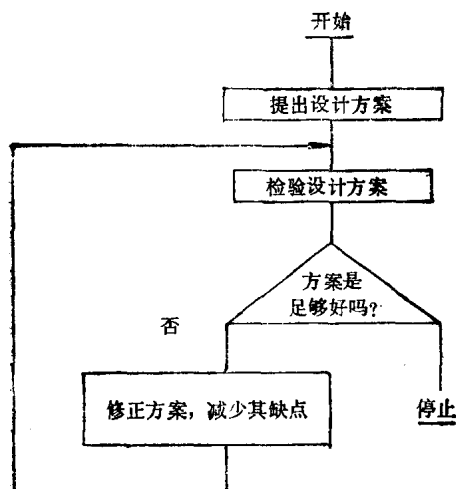


图 1.1 设计方法

通过这种详细审察,将找出设计方案的缺点,并作出该方案是否被采纳的决定。当不可采纳时,要提出修正的设计方案,目的是消除被审察设计方案的缺点。

值得注意的是上述方法是一种调优法。因为系统是复杂的,所以最好的方法是改进一个设计方案直至出现一个可被采纳的设计方案为止,而不用枚举法来产生一个优化的设计方案。

1.3 设计方案的提出

为执行上述设计方法,第一个设计方案是怎样提出的?不管是建筑师还是工程师,这很可能是他们直觉思想的闪光,即根据对问题的“体验”和“感觉”提出初步方案。然而,掌握更为系统性的方法是有益的,这些方法既可为经验较少的人所用,也可为有经验的人所用。有经验的人要检查这些系统性方法是否忽略了任何重要的可行方案。

存在两种本质上不同的设计方法：统筹分析法和形态分析法。统筹分析法深入地分析现有的设计方案：首先确定所提出方案的全部根据和要求；然后使用尽量包括各种可能性的系统性提问方式，指出满足要求的全部可能替代方案；第三步是主观选取最有前途的各种方案，并把它们整理成一个或多个可能方案。统筹分析步骤如下：

第一步：确定为什么使用现有的设计方案。对整个设计方案中的每一单个操作要问：

为什么要进行这种操作？

为什么以这种方式操作？

为什么要在这个时间或按这种顺序操作？

第二步：提出不同方案进行考虑。上面研究过的每一单个操作要经受下列问题的检验，并且任何替代方案（不论如何不切实际）都应加以注意。

必须进行这种操作吗？

——不需进行！

——要仔细认真地进行！

能以不同方式进行这种操作吗？

能提前或推后这种操作吗？

第三步：在这一步将单个操作的各种替代方案（各单个操作产生许多互不相关的方案）统一进行考虑，并提出对整个系统最有前途的某些可能方案。这一步要求直观判断，但在直观判断前至少已有多种方案可供选择。

形态分析是个不同的方法，它不是从已有方案出发，而是以一种综合方式提出设计方案。这个方式是首先确定整个设计中各组成部分的全部目标，然后对每个子系统提出满足这些目标要求的所有可能方案。这样主系统的设计方案就是子系统设计方案的联合。在主系统的设计方案中，每个子系统的各个方案都与其它各子系统的每个方案结合起来。当然这样得到的可能方案数量巨大，仅从中直觉地选出一种或数种作为最终设计方案。