

(荷)

O. 雷德梅格
J.E. 黎京斯道普
A. 马莱浮德
著

连续蒸馏单元的动态学与控制



石油工业出版社

8414

连续蒸馏单元的动态学与控制

〔荷〕 O.雷德梅格J.E.黎京斯道普A.马莱浮德 著

钟霖田 潘衍春 译 王 晖 赵觉声 校

石 油 工 业 出 版 社

DYNAMICS AND CONTROL OF CONTINUOUS
DISTILLATION UNITS

O. RADEMAKER, J. E. RIJNSDORP and A. MAARLEVELD

Koninklijke/Shell-Laboratorium, Amsterdam(Shell Research B.V.), The Netherlands

ELSEVIER SCIENTIFIC PUBLISHING COMPANY 1975

Library of Congress Card Number, 74-83315 ISBN 0-444-41234-4

*

连续蒸馏单元的动态学与控制

O. 雷 德 梅 格

[荷] J. E. 黎 京 斯 道 普 著

A. 马 莱 浮 德

钟霖田 潘衍春 译 王 晖 赵觉声 校

*

石油工业出版社出版

(北京安定门外外馆东后街甲36号)

水电印刷厂排版

北京顺义燕华营印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

*

787×1092毫米 16开本 31印张 703千字 印1—2,300

1982年10月北京第1版 1982年10月北京第1次印刷

书号: 15037·2332 定价: 3.15元

前言

一、读者对象

撰写本书时所考虑的是以下三类读者：

- (1) 想要更多地了解这一学科而又不拟费力了解过多背景细节的读者。
- (2) 希望以更严格的方法对已提出的理论加以核对的读者。
- (3) 可能对蒸馏单元本身不很注意，但正在寻求其它类型逆流过程处理方法的读者，或对把研究过程动态学同研究控制系统行为联系起来的方法感兴趣的读者。

本书在总的编排上已考虑到这些在兴趣和方法方面的差异，尤其是作出了专门的努力以有助于第一类读者；这类读者往往能跳过一些章节——也就是，假如他们偶尔想要接受这些论点的话，他们也许不能完全读懂它。开头几章论及蒸馏动态学的基础，读起来可能感到最吃力。但是，这几章所提出的基础理论却是阅读本书其余各章所必不可少的。

二、以前的工作

大约在1953年，荷兰皇家壳牌石油公司就开始有计划地广泛研究蒸馏单元的控制，运用某些当时称之为‘现代控制理论’的方法（主要是应用频率响应法），在一些比较简单的过程中取得了部分经验；而现在，到了转入更为复杂系统的阶段。选择蒸馏单元作为研究对象，不仅因为它在整个石油工业中广为应用，而且还因为已知蒸馏单元的控制包括很多问题。

这些年来，有很多人从事研究的这一课题涉及了一个广阔的领域。尝试了各种理论方法，进行了广泛的实验室试验，并且接着很快在炼油厂和其它工厂作了试验。然后，经过一段时间的巩固，提出了一些实用的法则。这些工作大约在1959年完成，并且形成了本书的主题。

此外，我们希望本书所提供的问题讨论会特别有益于那些在与蒸馏过程类别相同的其它过程中从事相似工作的人们。像本书这样论述一个指定过程类型的动态学与控制的，目前似乎未见出版。而唯一一本关于蒸馏单元的书是一本俄文书^①，其中处理问题的方式与本书完全不同，而且相当粗略。依据动态特性的充分分析来研究复杂过程的实际控制系统的著作也似乎确实不多。因此，目前的研究工作无可仿效；而且的确，假如事前已经认识到这项任务将是多么复杂的话，或许根本就不会写出这本书来的。然而，不管怎样，本书现在总算见诸文字，但是，这毕竟意味着：读者阅读本书大概比阅读比较一般的书困难

① И. В. Адисимов, “Автоматическое Регулирование Процесса Ректификации”, Второе Издание, Дополненное, Гостехиздат 1961——译者。

一些，而且本书在论证上不可避免地会出现偶然的脱节或含混之处。因此，非常欢迎大家评论。

三、全书的安排

本书讨论的基本内容几乎均以连续蒸馏单元为限，并只涉及最优化和计算机控制。本书分为两部分，第一章到第七章处理过程动态学，控制方面的论述在第八章至第十四章中进行。对每个论题的文献也单独进行讨论，而且前后两部分处理的方法有所不同。这是因为过程动态学的处理方法与到目前为止的文献中的处理方法大不一样，因此，在转入第七章文献讨论之前，本书决定在前六章提出一般性论证。而另一方面，在论述控制的章节中，文献的讨论自然会符合一般性评证，所以在第十四章中给出的述评基本上是对前面的评论的一种补充。

本书尽力深入解释处理每个论题时所依据的前提，以及基本方程式的物理意义，特别是：

第一章 详细讨论处理蒸馏动态学所依据的前提；

第二章 给出蒸馏塔的基本方程式，并解释这些方程式所表征的物理现象；

第四章 描述了再沸器、冷凝器等设备中多半要遇到的各种现象；

第八章 介绍了讨论控制问题所依据的前提。

可按下面三种途径之一对这些前提与方程作进一步的研究

演绎法；

数学推导；

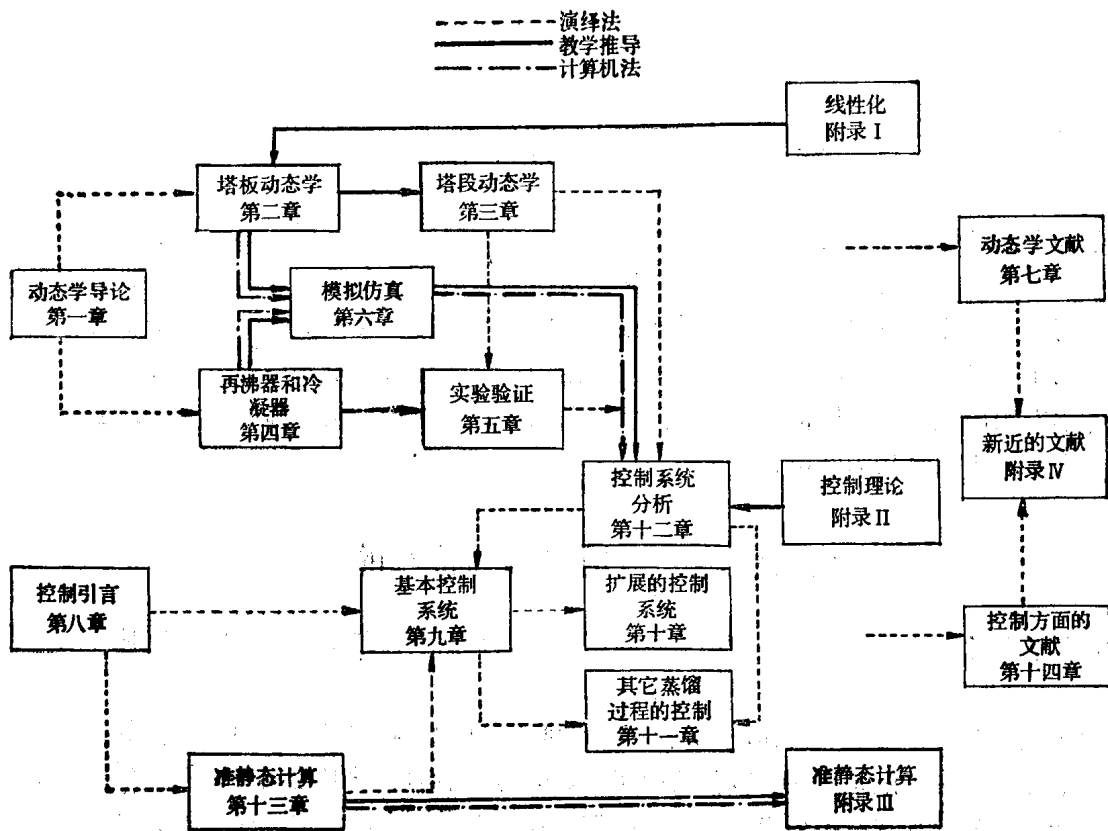
计算机法。

附图绘出了这些途径：演绎法用虚线表示，数学推导用实线表示，计算机法用点划线表示。在某些情况下，计算机法和数学推导是不能分开的，因之一起进行。下面将更详细地描述每种方法。

也有某种通过实验而发展的一些想法，但很有限，这一方面是因为用实验作为验证理论的手段在其功能一旦实现之后就失去了作用，另一方面也因为要详细讨论实验工作，本身就需要一本书，而且这本书的篇幅比本书还要大！然而，作为对实验方法的一种说明，我们将用第五章整个一章对一个典型例子专门加以研究。

四、演绎研究方法

在力图查明行为的规律性时，演绎法研究的特点是用论证和观点的逻辑推理而不采用太多的公式。然而，这并非是闭门造车的方法。的确，在演绎和推断的过程中，雄辩与诡辩之间往往只是一步之差；而且几乎没有什么课题能比蒸馏动态学与控制会有更大的闭门造车的危险。不过，应着重指出，本书十分之九的演绎事例是基于对结果的仔细分析，而不管这些结果是由实验、数学推导还是计算机得到的。



附图 全书章节安排流程图

除了第一章的演绎研究及该章引出的其它方法外，在第二章中，推导各基本方程式的前提也属于演绎的范畴，而第三章则是推断全书各种课题材料的重要来源，其中包括液体级联、 λ_1 效应和过程的简化模型。但是，在本书前半部分中演绎法的最好例子大概是第五章中的讨论。

在有关控制的各章中，首先研究第八章的前提，以便在第九章给出一些基本控制方案。然后，将议论的问题分为：‘正态’蒸馏单元的扩展方案（第十章），其它类型蒸馏过程的控制方法（第十一章），而第十二章象第三章一样，是又一个为一系列推论提供材料的篇章。

五、数学推导的研究方法

从单一塔板演变到具有若干（可能数目很大）类似塔板的塔段，在数学上是最困难的步骤之一。因此，第三章就专门讲这个问题。为第二章和第十二章所需要的但不是专门用于蒸馏动态学与控制的数学方法，都在附录 I 和附录 II 中分别予以概述。

六、采用计算机的研究方法

借助于数字计算机或模拟计算机，也能使用一些相同的基本方程式来确定整个单元的动态特性。当然，在这种情况下所求得解只对所讨论的蒸馏单元有效，而不像数学分析方法求得解那样可以推广。对未控单元的动态特性和受控单元的准静态特性（分别见第五章和第十三章）的计算，数字方法是特别有用的；就研究受控单元动态特性而言，则模拟机是强有力的工具。用模拟仿真的可能性在第六章详细讨论。全书都广泛应用这种方法，而尤以第十二章最为突出。

七、缩格段落、引用文献和符号的说明

用前后各缩二格的段落表示提出派生问题、背景知识或详细论证，初次阅读时可以全部跳过。

引用文献既可用数字（例如7-1）表示，也可用字母（例如M5、L53）来表示。全部用数字表示的参考文献是个别章节需要引用的、但与蒸馏动态学或控制并无特殊关系的文献；因此，它们都列在有关各章的末尾，而第一数字表示章次。用字母开头的文献按文章的内容分别列在下面两个文献目录中：一个是关于动态学的，在第七章的末尾（编号1-49），一个是关于控制的，在第十四章的末尾（编号50-99）；每篇文献的字母是该文章第一作者的姓的开头字母。同一篇文章可能在两个文献目录中都列入了，这就有两个不同的号码，此时，在文献目录的括号中将列入另一个号码。

在本书的末尾列出完整的符号表，并且附以简略的解释。

八、致 谢

我们对荷兰皇家壳牌石油公司阿姆斯特丹研究所管理部门深表谢忱，感谢他们允许在本书中公开它的资料以及在实现本书写作方面所给予的合作。我们应该再一次强调，除我们之外，尚有许多别的人从事过这项工作，正是这些工作奠定了本书的基础，而我们只不过是这一集体成果的报导者。

我们还对阿·姆·格雷菲斯（A.M.Griffiths）表示谢意，他阅读了本书的草稿，并在表述方式、语言和总的连贯性等方面提出了许多有待改进的建议。最后，我们也应感谢我们所有的朋友和在一些会议和类似场合中遇到的同行，他们与我们交换了想法，不管这些想法我们是否业已同意。从与他们的交谈中我们学习了很多东西，而且，特别是他们提出了一些与我们看法不一致的问题，如果没有这种激发，本书也许不可能问世。事实上，往往有这样的情况，仅在我们写出我们的观点时，我们才认识到我们只是刚刚领悟我们和他们所谈论过的那些问题。

目 录

前 言

第一章 蒸馏动态学导论 1	
1.1 研究蒸馏动态学的理由..... 1	
1.2 问题的阐述..... 2	
1.3 假设在理论工作中的作用..... 4	
1.4 最好的近似方法——线性化..... 5	
1.5 蒸馏装置的剖析..... 7	
1.6 结束语..... 9	
第二章 塔板动态学11	
2.1 引言.....11	
2.2 平衡关系.....12	
2.3 物料总衡算.....15	
2.4 滞留量及压降方程式.....15	
2.5 物料部分衡算.....18	
2.6 能量衡算: 简略的讨论.....19	
2.7 能量衡算: 比较正规的处理.....23	
2.8 特殊塔层.....31	
2.9 摘要.....42	
第三章 塔段的动态响应50	
3.1 引言.....50	
3.2 一些可供使用的方法的摘要.....50	
3.3 气相流量和压力的响应.....56	
3.4 液相流量的响应.....66	
3.5 成分响应——一般介绍.....78	
3.6 成分对流量变化的响应.....83	
3.7 成分对压力变化的响应.....93	
3.8 成分对成分变化的响应.....95	
3.9 成分变化对流量的影响102	
3.10 结束语105	
第四章 自衡、辅助设备的动态特性107	
4.1 自衡107	
4.2 辅助设备108	
4.3 结束语115	
4.4 有关热交换器动态学的文献115	

第五章 整体单元的反应: 实验验证117	
5.1 引言与单元的描述117	
5.2 外部变量119	
5.3 实验概要120	
5.4 计算完整单元响应的步骤122	
5.5 计算的响应与实测响应的比较125	
5.6 对回流扰动的响应126	
5.7 对塔顶挥发线上阀门开度扰动的 响应132	
5.8 加热介质扰动时的自衡作用138	
5.9 结束语139	
第六章 蒸馏过程动态特性与控制的电 气模拟140	
6.1 引言140	
6.2 所选的蒸馏单元141	
6.3 以无源电路为主构成的电模型142	
6.4 理论塔板、集总、阻抗变换和时 间比例166	
6.5 进一步的简化168	
6.6 辅助电路169	
6.7 在通用模拟计算机上进行模拟173	
6.8 电模拟的实验验证175	
第七章 有关蒸馏动态学的参考文献186	
7.1 引言186	
7.2 间歇蒸馏动态学186	
7.3 开车状态: 对成分扰动的响应187	
7.4 非线性、塔板效率低和多组分蒸馏.....188	
7.5 对热量和物料流量扰动的响应194	
7.6 求解方法202	
7.7 实验工作204	
7.8 有关的研究领域207	
7.9 关于文献目录的说明208	
第八章 调节手段和被控变量212	
8.1 引言212	

8.2 自由度分析	213	12.1 引言	316
8.3 根据气相和液相滞留量选择调节 手段和某些被控变量	216	12.2 简化压力网络	316
8.4 产品分布和回流(再沸)比	219	12.3 压力控制和压差控制	327
8.5 为产品分布选择被控变量	222	12.4 回流罐液位的控制	335
8.6 同时根据产品分布与回流(再沸) 比选择被控变量	227	12.5 塔底液位的控制	340
8.7 一些调节手段对压力和液位控制的 适用性	232	12.6 温度控制	349
8.8 有相同调节手段和被控变量之各 控制系统的稳态行为	236	12.7 质量控制	353
8.9 在相互关联的基础上选择控制 系统的简单准则	238	12.8 气相压差的控制	356
8.10 结束语	240	12.9 双质量控制	357
第九章 基本控制系统	242	12.10 结束语	358
9.1 引言	242	第十三章 蒸馏控制系统准静态分析	359
9.2 物料均衡控制系统	242	13.1 引言	359
9.3 温度-压力控制系统	246	13.2 一般评论	360
9.4 单一质量控制系统	251	13.3 标准的线性处理	362
9.5 安装检测元件的准则	256	13.4 非线性的处理	370
第十章 复杂的控制系统	264	13.5 结束语	371
10.1 引言	264	第十四章 有关连续蒸馏单元控制的文献	372
10.2 辅助的反馈控制系统	265	14.1 引言	372
10.3 比值控制	273	14.2 讨论	372
10.4 前馈控制	279	附录I 关于动态方程的推导	380
10.5 双质量控制	283	I.1 总物料衡算	380
10.6 控制塔板负荷	288	I.2 部分物料衡算	381
10.7 最优控制	291	I.3 热量衡算	382
第十一章 其它蒸馏装置	295	附录II 单回路与多回路控制	383
11.1 引言	295	II.1 引言	383
11.2 调节冷凝速率的方法	295	II.2 单回路控制	383
11.3 具有塔顶气相产品的塔器	301	II.3 串级控制	387
11.4 压降大的塔器	305	II.4 双变量控制	388
11.5 移去不要的组分	305	附录III 准静态计算(续)	393
11.6 将塔分段	308	III.1 控制方案的考虑	396
11.7 低温蒸馏	309	III.2 塔器的基本计算	394
11.8 有循环回流的塔器	309	III.3 控制系统的公式: 第一阶段	397
11.9 有侧线汽提塔的蒸馏塔	312	III.4 控制系统的公式: 第二阶段 ——完善的温度控制	401
11.10 蒸馏装置的计算机控制	313	III.5 细节	402
第十二章 蒸馏控制系统的动态分析	316	附录IV 蒸馏动态学文献补遗	405
		附录V 用于数字例子的脱异丁烷塔的数据	418
		符号表示法	419
		符号一览表	423
		索引	440

第一章 蒸馏动态学导论

1.1 研究蒸馏动态学的理由

本书前七章论述蒸馏单元的动态学。概括地说,研究过程动态学有如下四方面的理由。

首先,动态行为可因过程的作用而有其重要性。有关自衡^①、开停车过程、从一个运行状态转移到另一运行状态,以及抑制波动等问题均属这一范畴。

第二,动态学知识是自动控制所必不可少的,其重要性如此明显,以致此处已无详述之必要。

第三,有些过程在持续的动态条件下比在相对稳态条件下更为有效。典型例子如脉动萃取和可控循环蒸馏等。此时,即使上述二点理由或已次要,但仍须十分透彻地研究动态学,以增进我们对这些过程的了解。

第四,即最后一点,过程动态学的研究可用来得到一些用其它方法难以得到的数据。在这个前提下,我们就能运用示踪法测量混合容器内停留时间的分布,用频率响应法确定填充床的扩散系数等。蒸馏研究中运用这类技术的参考资料将列于7.8节文献述评中。

从我们的观点看来,上述四个理由并非同等重要,因为我们的兴趣主要是连续蒸馏单元的控制,这就导致我们去研究蒸馏动态学的相当通用的理论,而这些理论将在这几章中叙述。为更好地理解这种努力,或许更详细地讨论其动机是有益的。

一种异议可能是连续蒸馏单元的自动控制并未构成一种很有实际价值的研究任务。的确,正在运转的绝大多数单元毕竟似乎并未出现严重的控制问题;而在许多其它单元中所出现的麻烦只不过是仪表或工艺设备失灵所引起的。而在其余的情况下,则确实存在基本控制问题,尽管它们所占的百分比很小,但显然仍是大批的。对这些情况可能出现的争议是:这主要是一些在恶劣条件下工作的塔器或包括裂解塔、有侧线的塔及分离或萃取共沸混合物的塔等并非常见的系统,可能难于为一般的理论所概括。

然而,我们主要的目的是对能应用于最‘正常’的塔器的动态学作全面的描述^②。这样,就能对各种可能的控制系统的性能引出有用的结论。那么,如何对待上面的异议呢?

首先,即使绝大多数的蒸馏单元似乎根本不出现控制问题,但也未必能担保就没有值得改进之处。纵令不是绝大部分,大概也有很多的单元可以通过修改其控制系统使之运行于成本较低或较高的效率、较高的处理量或三者兼而有之的条件下。不可否认的是,所谓没有控制问题可能是早已由过宽的设计裕度、保险装置或无知而付出过代价的。

① 根据我国的习惯用语, Inherent Stability 以及其后出现的 Inherent-regulation 均译为自衡——译者。

② 显然,这个定义是一个赘笔,因为‘正常’和‘非正常’之间的区别部分地受到如下因素的支配,即能否用导出的理论方便地加以处理。

如果用这些观点来衡量各种可能的控制系统，我们认为一般的蒸馏控制的标准是可以提高的。每个单元的收益可能不大，但涉及的单元数却很可观，从而净收益——虽然难于计算——却一定十分显著。

第二，更为困难和更为清晰的分离要求增加了蒸馏控制的意义。

第三，一般的蒸馏动态学和控制的知識为处理异常工况提供了最好的依据。由于有正常响应的模式作为参考体系，人们就能立即判断是否合乎要求，是否正常，从而迅速确定异常的部位，这就大大简化了问题。广而言之，积累这方面的一般经验和窍门，对处理一些专门问题有明显的好处。固然，在这些情况下，有关单元常常不超过一个，但每个单元的收益可能很大，以致总收益可能更加可观。

也许还应附加一句：尽管所有这些理由所强调的多少都是一些常规控制系统装备的装置，但最优化的或计算机的控制决不会被排除在外。只有最粗糙的最优化与计算机控制才不需要某种过程的动态学知识。只要设想愈是缺少可以利用的经验，就愈要对系统的性能作更准确的监视。所以，一个好的蒸馏单元的最优化与计算机控制将比常规类型的控制要求更多的动态特性的知识。

1.2 问题的阐述

目前的讨论将限于有一个提馏段，一个精馏段的连续蒸馏塔，而且所加工的是通常的混合物，除非特别指明，否则所假定的等克分子溢流的概念就是适用的。这就意味着间歇（蒸馏）塔、精馏吸收塔以及共沸或萃取蒸馏都不在讨论之列。

就理论观点看来，这些讨论对于如下这些塔器并无原则上的差异，这些塔器是有侧线的塔、有中间加热器的塔以及带有有效换热面积是变化着的再沸器式冷凝器（例如浸淹式再沸器和冷凝器或存在惰性气体时发生冷凝作用的热交换器）的塔。此外，塔可以有任一型式的塔板或填料，回流可以是过冷的，进料既可以是过冷的也可以是部分汽化或过热的。然而，这并不意味着所有这些可能性都已作过专门研究或实验验证。

蒸馏单元的基本目的是把进料分成二个或二个以上的不同成分的流体；这样作的出发点基本上是考虑经济性，照理，这就是对控制功能所应提出的基本要求。然而，实际上最能做的却是考虑各种产品的质量^①和产量、那些可能限制单元性能的变量：诸如塔的气相负荷^②、冷凝系统的容量，向再沸器供液的塔底液位；以及保证整个装置平稳、经济地运行，而对影响其它单元的冷却介质、加热介质和中间产品的流量的扰动应尽可能地小。这些要求为控制工作者提供了一个起点。至于这个讨论的目的，可以说，就是对这些要求作精确的阐述，而这又取决于人们能否更好地明确过程目标和阐述对控制系统的要求。这不是一件轻而易举的任务。但是，控制工作者常能使之简化，因为他们指出可供选择的各种可

① 这里所指的产品“质量”是包括组成以及一些物理特性在内的一般术语，这些物理特性是诸如粘度、闪点和辛烷值等。

② 按照石油工业出版社出版的“英汉炼油辞典”术语的译名，本书通篇把 Vapo(u)r 译成气相或蒸汽(的)，而将 Steam 译成水蒸气——译者。

能的控制系统（或控制系统系列）的特性其差异如此之大，以致没有必要十分精细地阐述对控制系统的要求；或许控制工作者还可以进一步说：根据对扰动（通常很小）和过程特性（经常极不恒定）的了解，没有必要对这些判据作比较精确地阐述。

现在，就让我们简要地考察一下控制工作者的工作，以便查明究竟哪些问题与过程动态学有关。典型的情况是：大概他会要求知道扰动来自何处（尽管作为时间的函数，它们的形式是难以知道的），至少要求粗略指明控制系统应做的事情。然后，他必须确定哪些过程变量是被控变量，哪些变量（流体）可以作为调节手段。接着，必须确定扰动变量和调节手段对单元操作状态的动态影响，这就是我们在本书前七章所关注的主题。但是，正像在其它各章中所解释的那样，在选择合适的被控变量和调节手段、找到了最好的方法把这些变量通过控制代表相互连接起来^①以及根据现在的安装位置、能量与投资限制、现场实验和其它事宜进行检查之后，控制工作者的工作才算完成。

应加控制的变量就是前已提及的产品的质量和流量以及一些限制条件。但是，重要的质量指标往往不可能全都按控制要求那样相当便宜、迅速和可靠地进行检测。于是，需要寻找间接指标进行控制。通常选取压力（差）和不同部位的温度，而其它被控变量则由设备的要求来决定，因此，可能要选用塔底液位和塔顶回流罐液位来作为被控变量。图1-1概括了几种可能的被控变量（参看书末的符号表示法）。

通常是利用调节阀（若是电加热则通过变阻器、开关等）使以某种方式影响能量流或物料流来作为调节手段。常用的调节手段表示在图1-2中。然而，根据不同条件也可采用其它变量作为调节手段，例如供热量、更动进料塔板、改变塔顶挥发线或气相产品流出线上的阀门开度。

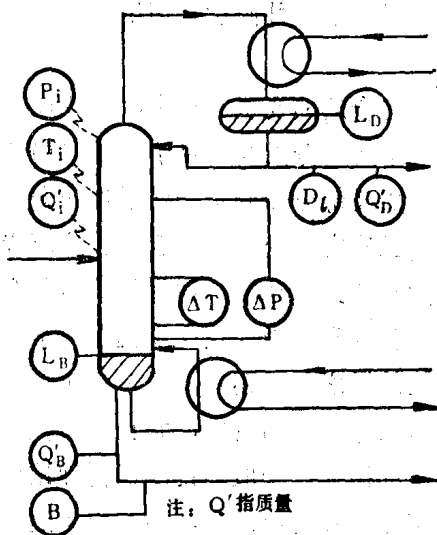


图 1-1 可能的被控变量

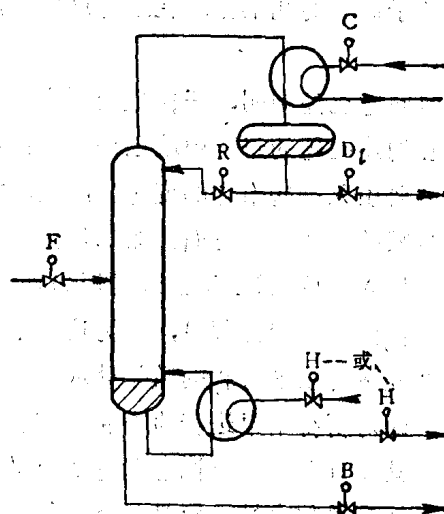


图 1-2 常用的调节手段

显然，可能的控制方案是很多的。随着必须考虑的扰动源数目的增加，就更增加了问题的复杂程度。图1-3列出了一些扰动源。

① 意即确定控制系统的结构——译者。

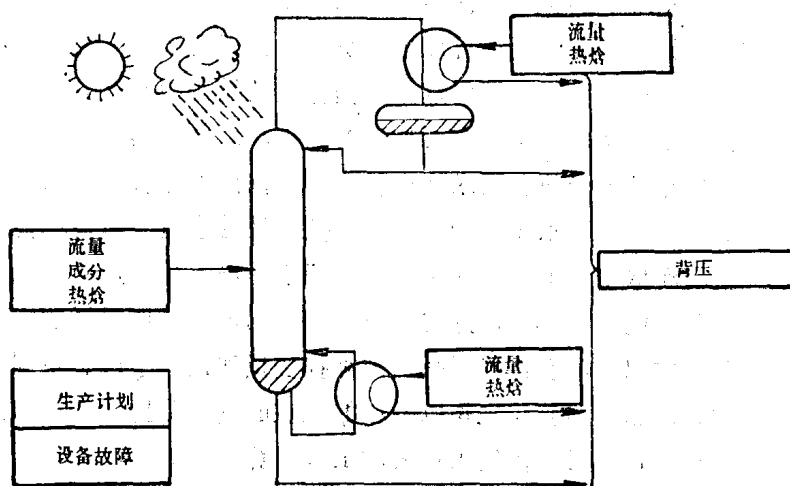


图 1-3 某些扰动源的示意

我们的理论的基本任务是：描述诸如图1-3所示的各扰动，图1-2所示各种调节手段对图1-1所示各种被控变量的动态影响。

1.3 假设在理论工作中的作用

我们所提出的蒸馏动态学理论有两个突出的特点：采用线性化方程和把一个蒸馏单元分解成便于研究的几部分。在进行这些讨论之前，先考虑一下各种假设在理论研究中的重要作用。

一旦问题已经阐明，任何理论研究的第一步都是确定合适的变量。通常，一些最重要的变量在阐述问题的过程中就已确定了；但是，当把一个问题分成几个易于求解的局部问题时，就要引入一些附加的变量。因此，把蒸馏单元分成几部分和确定一些附加的变量只是同一步骤的两个不同方面。第二步是用方程式把所有已确定的变量联系起来。这两步可能都必须导入一些假设。第三步是用另外一些方程组置换原有的方程组，通常得到用各个自变量来表征因变量的方程组，因为这种形式便于检查、验证和应用。这一步就是通常包括消去某些变量并求解方程的数学处理。在应用这一步的结果之前，还——或至少应——有第四步，即对所得结果进行检查和（实验的）验证，从而导致新的见解，并且常需重新确定问题的某些部分，于是标志理论研究又开始了一个新的循环。一般地说，任何理论研究都不是一件简单的事情，而是一个反复曲折的过程。但是，在有限的步骤中，由于这种反复并不能导出绝对完美的结果，所以实际的考虑（诸如其它迫切的任务）就总意味着这些研究不得不中止于所有理论上的可能性已被彻底研究之前。这里所提出的理论就是这种研究过程的典型结果。

重新确定问题不仅可能改变课题的目标或方法，而且也包括修正所作的假设。当然，作一些假设是为了便于（数学）处理，但同时也限制了结果的有效性。从引入假设开始，

就应在这两方面同时保持警惕^①。虽然这可能是显而易见的事情，但却常被研究人员及其评论者所忽视。不过，人们经常过于追求研究的方便而把应研究的问题用不大相关的变量来置换^②。相反，这种情况也常有：一些作者因为引用了一些假设而受到指责，说是这些假设在某些方面使作者的文章不够中肯；然而这些方面却是作者无论如何未曾打算研究的。

关于连续蒸馏塔的动态学与控制可能遇到两种情况：一方面，举例来说，至少在涉及反馈控制时，任何假设压力和物料流量是常数的研究会被证明是对一些不妥问题的遁辞。另一方面，虽然只是在很低频率范围内和在涉及间歇蒸馏塔的响应时，本质非线性效应才是重要的。可是，关于线性化（如果适当运用的话）能导出很有用的结果的假设也还会遭到无端的异议，这些看法我们将在第七章予以详细地研究。

蒸馏过程是一个复杂的物理过程，这是研究蒸馏动态学的主要障碍。蒸馏过程由数量巨大的基本的非线性机构所组成，相当大量的非线性（微分）方程也只不过能描述其中的一部分。事实上，有如此之多的不同机构在起作用，以致于只根据一些朴素的推理来预测塔的特性是非常冒险的。例如，对再沸器供热增加最终导致塔压下降这一效应，找一种似是而非的解释，就象证明必然会发生相反情况的论证一样，都是非常容易的。因此，根据‘定量验证必须先简化’这个简单的理由去减少机构和方程的数目是极端危险的，而大量的非线性方程组却只能用大型计算机定量地去处理。因此，在一些重要的情况下，例如，塔板稍多一些的塔，其求解即便是可能的，但从计算机时间这个意义上说代价是过高的，而且很可能是不适用的。而同样棘手的问题是：除非大量简化所考虑的机构数目，否则实际上不可能把这种结果推广和应用用于非线性效应确实占支配地位的场合。

甚至在现代的技术条件下，仍旧必须在线性化与过度简化之间作出抉择。当要面临这一抉择时，我们就选用前者。

1.4 最好的近似方法——线性化

本书通篇都使用‘线性化’这一术语的惯常定义。这意味着，我们从非线性方程出发，对每个变量确定‘正常操作值’。然后，把所有非线性关系都按泰勒级数展开，以描述对正常操作条件的微小偏差的效应。忽略所有二次项和高阶项，仅保留线性项，就可得到线性化了的方程，其含意是所有的偏差和二阶及高阶导数都必须很小（即信号‘微小’和非线性‘平滑’）。

线性化处理有一个引人注目的特点就是：扰动足够小时，其结果对非线性情况也是真实的，而这种陈述是‘过度简化’所不可比拟的。此外，只要机理允许和对特殊条件有所了解，则线性模型可以搞得足够复杂与完善，而且在其后的处理和结果的推广方面不会有太多的危险。

当然，另一方面，线性化近似常不适用于开车问题或间歇过程。在连续蒸馏塔中，非

① 参看7.5.8节。

② 参看7.1节。

线性影响在低频段（其极端情况就是稳态）最为明显^①。但是，这方面完全可依据准静态计算的全分离法予以概括（见第十三章）。就有关的动态特性而言，人们主要关心的是‘中间’频段（亦即各控制回路谐振频率附近几频程处），在该频段，非线性作用很不明显。

因此，这就是促使我们首先选择线性化方法的某些理由。假如确实发现实际装置的非线性影响十分明显，那么，我们说，总是还有一个较好的近似方法（例如采用描述函数）可供使用。然而，尽管我们在炼油厂和化工厂做过很多试验，引入幅度为其平均值10~20%的正弦扰动，却从未感到有这样作的必要。毋庸置疑，显著的非线性效应有时是会遇到的，但它们的出现总是表示设备已严重失灵。在这种情况下，由于有更重要的问题需要处理，搞过程动态学已退居次要地位。

可是，所有这些并不意味着线性化是一个完全可靠，甚至‘万无一失’的方法。具有实际意义的每种方法都会以种种不同的方式被错用（许多教育工作者对学生们错用那些表面上是简单而直接的方法所显示出来的杜撰本领大为吃惊）。

一种流行的辩解是：既然归根到底是要维持有效的控制，那么就未必会出现大的偏差，所以线性化也就不大可能导致大的误差。此外，线性化的结果预计对最有效的控制系统是最可靠的。然而，这种推论不仅忽视了有大扰动的可能性，而且也忽视了一个或多个谐振区的存在。所谓谐振区，就是一个频率范围，在这个频率范围内，由于反馈回路，扰动的影响不是减弱而是增加了。此外，这种推论也忽视了这样一个事实——在许多情况下，控制作用不是使受到扰动的变量（诸如进料的成分或流量）返回到原来的数值，而是调节另外的变量（如回流量或塔顶产品流量）以补偿扰动的作用。这时，上述两种变量均可显著改变。最后，在塔的某一点上，一个变量（例如塔顶产品的成分）的有效控制并不能保证另一点的同类变量（例如塔底产品的成分）的偏离也小。

当像3·8·4节那样，用描述函数方法算出某一单块塔板上的非线性效应时，就可能处于一种困窘之中。因为，即使汽-液平衡线呈现明显的弯曲，而且成分的偏离又非常大，也还是能够证明对线性的偏离的确很小。据此显然可以认为，作为一个整体，塔的非线性也同样是不显著的^②。遗憾的是，后一结论可能是十分错误的，这是因为随着成分的缓慢变化，由各单块塔板所产生的误差可能积累得十分显著^③。

于是，这就概括了运用线性化方法研究蒸馏动态学理论的主要优点和一些最重要的限制。这种方法可以认为是趋向更严谨的非线性分析的第一步。的确，如果低频响应和过渡过程的尾部被认为非常重要时，这种更严谨的分析是很有用的。然而，更应关心的可能是另外一些问题。例如，像我们这样，如果最初是集中研究二元系统的动态特性，那么，把这种工作扩展到多组分蒸馏就可能更为重要。幸运的是，以后我们将会看到，主要确定能否进行控制的流体动态学的现象不受组分数目的影响；这样一来，这个理论的主要部分对二元系统和多元系统就是一样的了。另一方面，就是在低频范围内，出现两个以上的组分可能会有意想不到的结果，特别是在两个关键组分之间有一个或几个成分时就更是如此。

① 参见7·4·1节。

② 这就暗示，对于很低的频率和准静扰动，其响应也是线性的。

③ 参见7·4·1节。

因此，我们将以两种方式来处理双组分或多组分混合物。一方面，在第十三章通过对已控或未控单元的准静态响应作专门的研究来处理二元及多元系统，据此引出关于极低频率的动态特性的一些结论。另一方面，我们特别对二元系统线性化的动态响应作详细的研究，由此可以导出很多对多元系统非常有用的结论，这一工作将在第一章到第七章中叙述。例如在第二章，我们对单块塔板提出完整的方程式，它能直接应用于多元系统。在第五章，我们讨论在工厂塔器上的实验验证，这种塔的进料是乙烷、乙烯和百分之几的甲烷与丙烷混合物，这虽然是一个四元系统，但我们把它看作二元情况而成功地进行了处理。在第六章讨论简化的无源模拟时，也接触了多元系统的响应。最后，在7.4节的文献述评中，我们将更详尽地讨论非线性及多元蒸馏动态学。

1.5 蒸馏装置的剖析

1.5.1 分成几个主要段

本书采用常规的理论研究方法，为便于研究，可把蒸馏塔分成几段。我们这里是分成五段（见图1-4）：再沸段，它由塔底、再沸器及相联的设备组成；冷凝段，它由冷凝器、回流罐及关联的部件组成^①；进料段；精馏段及提馏段。对每一段，与相邻段相联接的变量均予定义，然后，用能量衡算、总体物料衡算及若干部分物料衡算（与不同的组分有关），并结合必需的平衡公式和推动力公式把各因变量和自变量联系起来。

显然，可把各段分为两类：有物料和能量出入的单元的段，没有来自单元外部的直接影响的段。属于第一类的有进料板——或更概括地说，是带有进料、产品或侧线成品流的特殊塔层，或者是热交换设备——另外，就是再沸段和冷凝段。这些部位既是扰动的入口，也可用以构成调节作用。第四章将不拘泥于设备具体型式地讨论蒸馏单元的这一部分。另一类是精馏段和提馏段，它由普通的塔板组成，实际的分离过程是在这里进行的。我们将在第二章按最一般的情况（通用塔层）推导各块塔板

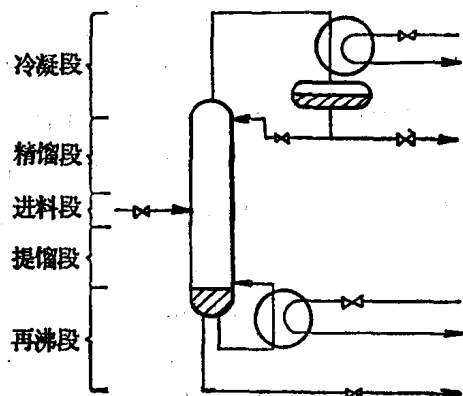


图 1-4 蒸馏塔的主要几段

的基本方程式，然后删去其中某些项就得普通层或特殊塔层的方程式。于是，第三章将把普通塔层的方程式合并，以得到完整的精馏段或提馏段的方程式。

有些作者把冷凝器考虑成精馏段的集结部分，把再沸器考虑成提馏段的一部分，运用极简单的冷凝器和再沸器模型就避免了以后数学处理上的困难。我们不推荐这种处理方法，因为这只有在模型极其简单时才是可行的，而过于简单的模型是不能概括目前在用的各种不同的再沸器和冷凝器的。为研究塔器的那些总是一样的部分，把它们同冷凝器和再

① 若回流是过冷的，宜于把塔顶塔板看作为冷凝段的部分。

沸器分开处理是更为有效的。

1.5.2 进一步的细分

除了刚才所讲的差异外,大多数的理论方法基本上仍旧是一样的,即,把精馏段和提馏段再细分成一些有较大差异的基本部分。重要的是,一个基本部分的内在状态应是十分均一的,否则就不能列出有用的物料衡算和能量衡算方程式。“最保险”的方法应该是:把一个基本部分定义为一个容积 dx 、 dy 、 dz ,并对 x 、 y 和 z 积分,其条件是每一方位所遇到的变化情况确实已知。而由于会出现波动,浪涌和湍流等等,也许还得采用某种时间平均值。一种更有效的方法是:假定在水平面上是均一的,而把微高度 Δz 的横截面作为具有内在均一状态的基本部分。这种方法宜适用来处理填料塔。此种方程,如第二章所述,是可以推导出来的。若 Δz 趋于无穷小,就得到偏微分方程组,其中各变量是高度和时间的连续函数。这些偏微分方程有限的应用将在第三章和第七章中讨论。

板式塔也可以用这样的偏微分方程来描述^①。然而在这方面一种较直接的方法是把这些塔视为分级过程,然后用差分-微分方程来描述。这一方法的解析计算列于第三章,而第六章提出模拟表示法。填料塔也可按分级过程处理,其条件是:把高度等效于一块理论塔板的每一塔段看成一层。

1.5.3 实际塔板与理论塔板

目前只考虑分层的蒸馏过程,故所谓一层就相应于板式塔的一块塔板或填料塔内的一个传递单元,因而“塔板”这个词从此就被认为是“层”的同义词。然而,由于塔板操作不完善,所以有必要区别理论塔层和实际塔层。化学工程上已知有几种看待这种差异的方法。

一种方法是确定:在其它所有参数都一样时,理论塔需要多少塔板(n)才能得到塔板数为 N 的实际塔所得到的同样的塔顶和塔底产品。于是,商 n/N 就称为总塔板效率 η 。只要把某些塔板参数(诸如滞留量和压降)除以 η 以进行修正,就能根据具有 n 块理论塔板的塔来计算动态响应。这就是我们已经采用的方法。但我们有时发现,更方便的是根据实际塔板算出流体的动态响应,而只按理论塔板计算成分响应;但这些都是次要的细节。主要一点是,总效率的概念是很有用的。

另一种根本不同的方法是确定局部塔板效率,诸如默弗里(Murphree)气相效率或相应的液相效率^②。然而,这种方法的一个困难是,我们不知道,例如,气相或液相效率究竟是否完全描述了真实的物理过程。或许可以争辩说,既然对不完备的塔板效率的校正无论怎样总是很小,因此,这种差别是次要的。不过仍可看出,液相和气相效率的定义在瞬态条件下有相反的结果(进一步可见3.8.2节)。尽管如此,可是在文献述评中还是指出,各种效率的定义只影响系数的值,而不影响支配成分响应的方程式的实际形式,参见7.4.2节,该节也注意介绍填料塔效率的概念和伪平衡线的应用。

1.5.4 耦合变量

每一层都由两个液体流量和两个气相流量同它的邻层相耦合(见图1-5)。

① 博乌曼(Bowman)和布雷恩特(Briant)(参见7.9节B8)证明,不能把同一方法应用于填料塔,因为在原则上它是完全不同的;但最后的结论是,实际上不可能辨别这种差异。

② 参看3.8.2节,其中对用这种定义的一些结果进行了讨论。