

化学工程师使用的过程模型化、模拟和控制

[美] W. L. 卢伊本 著

原子能出版社

化学工程师使用的过程 模型化、模拟和控制

W. L. 卢伊本 著
张竹波 王开正 译
庄震万 沈宝欣 校

原子能出版社

内 容 简 介

本书内容分为六个部分。其中包括：化工过程的模型化；模拟计算机和数字计算机模拟方法；开环非控制过程在时间域、拉普拉斯域和频率域中的动态，过程的识别；反馈控制；前馈控制；采样数据控制。除第一章导论外，每章均列入了相应的例题，以阐明其理论的应用。每章之后又附有一定数量的习题，让读者通过求解习题来掌握问题的处理方法。

本书可供高等院校有关专业的教师、研究生和高年级学生参考，也可供自控系统和化工过程的设计研究人员以及现场技术人员参考。

化学工程师使用的过程
模型化、模拟和控制

W.I. 卢伊本 著

张竹波 王开正 译

庄震万 沈宝欣 校

原子能出版社出版

(北京2108信箱)

北京市通县电子外文印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行·新华书店经售

☆

开本787×1092 1/16·印张25.625·字数630千字

1987年8月北京第一版·1987年8月北京第一次印刷

印数1—2450·统一书号：15175·607

定价：5.90元

序 言

化工过程的动态和控制,在最近的十年内,已经发展成为培养化学工程师的一门基本课程。其迅速发展的原因,是由于人们认识到过程动态分析和基本的过程控制理论是非常有用的,是工程师们解决实际问题所需要的技术中十分有用的部分。模拟计算机和数字计算机是使一切过程动态分析和控制成为可能的工具,它们使工程师们可以求解描述实际工程系统的复杂的方程组,这些方程组就叫作数学模型。

十几年前,当我开始研究和讲授过程控制时,适合于化学工程师使用的教程还没有出现,还没有一本适当地论述这一课题的教程。凯格尔斯克 (Ceaglske) 的开创性著作(参考书 2) 包括了一些基本的控制理论,但它是很初级的,是一本比较浅的教程,几乎没有论及数学模型和模拟的内容。当时有几本介绍控制理论的优秀教科书,但它们都是由电气或机械方面的工作者写的,是供电气工程师和机械工程师使用的(如参考书 3 和 16)。

因此,我开始编写一套讲义,内容包括化工过程数学模型的建立,化工过程的模拟计算机模拟和数字计算机模拟以及化工过程实用的控制技术。我在特拉华 (Delaware) 大学用这套讲义为研究生讲课达四年之久,当时我在杜邦 (Du Pont) 工程系工作。自 1967 年我来到利哈伊 (Lehigh) 大学后,便把这套讲义作为高年级大学生和一年级研究生的教程,并不断地加以校订、补充和修改。

在最近十年间,出现了许多优秀的论述过程控制的教科书。其中的大部分教科书主要是致力于介绍控制理论,有些是适用于大学生的(参考书 4, 7, 9, 12, 13, 14, 17),有些是适用于研究生的(参考书 6, 8, 11)。巴克利 (Buckley) (参考书 1)、欣斯基 (Shinsky) (参考书 15) 和威廉斯 (Williams) (参考书 18) 的著作中包括了仪表系统设计的一些比较实用的内容。有的讨论了模拟计算机模拟,但没有讨论数字计算机模拟。关于数学模型的建立,很少介绍。

弗兰克斯 (Franks) 在他的开创性著作(参考书 5) 中,第一次详细地讨论了数学模型的建立,并介绍了一些简单的数字模拟方法。希梅尔布劳 (Himmelblau) 和比肖夫 (Bischoff) 的著作(参考书 10),以及史密斯 (Smith) 等人的著作(参考书 19),都提出了较多的内容相同的数学模型化方法,而且采用了比较高深的数学知识。但是,所用这些教科书都很少讲到过程控制。

我认为,将数学模型化、计算机模拟和过程控制这三个一般的课题作为一个整体来处理,讲授起来最合乎逻辑,学习起来在含义上完整,我的课程讲稿就是按照这个思路展开的。我的学生们对我这样统一处理的作法热情欢迎,便鼓励了我写这本书。

我试图写一本“学习用书”,只是为了教学,并非为了引人注目,其方向显然是实际应用性。这并不意味着抽去本课题中的数学内容。归根结底控制理论基本上还是复变量数学的应用,而且控制理论的刺激作用之一,正是通过理智地应用复杂的数学方法才能够对实际工业问题作出实际的答复。

本书的内容,包括对于了解和解决化工系统中实际的动态问题和控制问题最有用的那些题目、工具和方法。对课程内容的选择自然是根据我自己的经验作出的。但这已经包括了学术界和工业部门的经验,实际土包括了所有的工程活动:操作、设计、开发、研究和咨询。书中的例题和习题都是来自我的经验。

我的目的仅在于介绍有用的技术现状和实用性的工具。因此,那些在学术上使人感兴趣而在实际上并不重要的题目,如最优控制和李雅普诺夫(Liaponov)稳定性理论,没有写入本书。在许多化工系统中,一旦了解了过程,那么最优控制的策略是明显的,通常是在一个或多个约束条件下操作。使用了状态变量(矩阵表示),仅仅是为了表达上的方便。分布参数系统的计算机解法,也没有写入本书。

另一方面,略为详细地介绍了前馈控制和采样数据控制的较新的概念,因为在化工系统中,这些内容变得越来越重要。同样,比起模拟计算机模拟来,本书更强调数字模拟,因为在工业应用上正在转到这个方向上来。

本书的内容,现在构成了哈利伊大学供高年级学生学习的两门三学分课程的基础。在第一学期中,详细地学习集中参数系统和分布参数系统数学模型的建立(第一篇),并且介绍了集中参数系统的模拟计算机和数字计算机模拟(第二篇)。

在第二学期里,用时间域、拉普拉斯域和频率域研究非控过程的动态(第三篇),并对反馈控制、前馈控制和采样数据控制的许多方面进行广泛地探索:稳定性理论、单环和系统设计、整定,以及仪表硬件。在第二学期中,过程控制实验课是不可缺少的,而且是十分重要的组成部分。试验包括频率响应和脉冲识别试验,在线控制器整定,串级控制环,以及前馈控制试验。

我不打算在这里一一感谢作过贡献的所有人。无疑,理论的主要来源和启示是来自我在特拉华大学当研究生时的教授们:杰克·格斯特(Jack Gerster),鲍勃·皮戈福德(Bob Pigford)和戴夫·拉姆(Dave Lamb)。杜邦(Du Pont)工程系的佩奇·巴克利(Page Buckley)在知识上的贡献、鼓励和商议也是同样重要的。

我感谢我的许多同学,感谢利哈伊(Lehigh)大学的同事,他们鼓励和帮助了我。

W. L. 卢伊本

化学工程参考书

1. BUCKLEY, P. S., "Techniques of Process Control," Wiley, 1964.
2. CEAGLSKE, N. H., "Automatic Process Control for Chemical Engineers," Wiley, 1956.
3. DEL TORO, V., and S. R. PARKER, "Principles of Control System Engineering," McGraw-Hill, 1960.
4. COUGHANOWR, D. R., and L. B. KOPPEL, "Process Systems Analysis and Control," McGraw-Hill, 1965.
5. FRANKS, R. G. E., "Mathematical Modeling in Chemical Engineering," Wiley, 1967.
6. GOULD, L. A., "Chemical Process Control," Addison-Wesley, 1969.
7. JOHNSON, E. F., "Automatic Process Control," McGraw-Hill, 1967.
8. KOPPEL, L. B., "Introduction to Control Theory," Prentice-Hall, 1968.
9. HARRIOTT, P., "Process Control," McGraw-Hill, 1964.
10. HIMMELBLAU, D. M., and K. B. BISCHOFF, "Process Analysis and Simulation," Wiley, 1968.
11. LAPIDUS, L., and R. LUUS, "Optimal Control of Engineering Processes," Blaisdell, 1967.
12. MURRILL, P. W., "Automatic Control of Processes," International Textbook, 1967.
13. PERLMUTTER, D. D., "Introduction to Chemical Process Control," Wiley, 1965.
14. SHILLING, G. D., "Process Dynamics and Control," Holt, 1963.
15. SHINSKEY, F. G., "Process-control Systems," McGraw-Hill, 1967.
16. TRUXAL, J. G., "Automatic Feedback Control System Synthesis," McGraw-Hill, 1955.
17. TYNER, M., and F. P. MAY, "Process Engineering Control," Ronald, 1968.
18. WILLIAMS, T. J., "Systems Engineering for the Process Industries," McGraw-Hill, 1961.
19. SMITH, C. L., R. W. PIKE, and P. W. MURRILL, "Formulation and Optimization of Mathematical Models," International Textbook, 1970.

目 录

序言	(Ⅲ)
化学工程参考书	(Ⅳ)
第一章 导论	(1)
1-1 过程动态和过程控制的实例	(1)
1-2 学习目的	(3)
1-3 历史沿革	(4)
1-4 展望	(4)
1-5 学习过程控制的动机	(5)
1-6 一般概念	(5)
第一篇 化工系统的数学模型	(8)
第二章 基本原理	(8)
2-1 引言	(8)
2-1.1 数学模型的用途	(8)
2-1.2 范围	(8)
2-1.3 建立方程的原则	(8)
2-2 基本定律	(9)
2-2.1 连续性方程	(9)
2-2.2 能量方程	(13)
2-2.3 运动方程	(17)
2-2.4 传递方程	(20)
2-2.5 状态方程	(20)
2-2.6 平衡	(22)
2-2.7 化学动力学	(24)
第三章 化工系统数学模型的示例	(27)
3-1 引言	(27)
3-2 等温等容连续均混反应器的串联系统	(27)
3-3 变数滞留量的连续均混反应器的串联系统	(29)
3-4 有压气体的连续均混反应器	(30)
3-5 变温的连续均混反应器	(31)
3-6 单组分蒸发器	(35)
3-7 多组分闪蒸塔	(38)
3-8 间歇反应器	(40)
3-9 伴有传质过程的反应器	(44)
3-10 理想的双组分蒸馏塔	(46)

3-11 非理想的多组分蒸馏塔	(50)
第二篇 计算机模拟	(60)
第四章 模拟计算机模拟	(61)
4-1 引言	(61)
4-2 基本组件和元件	(61)
4-3 各种运算块	(62)
4-4 简单的例题	(65)
4-5 比较复杂的系统	(71)
第五章 数字计算机模拟	(81)
5-1 数值方法	(82)
5-1.1 隐函数的收敛方法	(82)
5-1.2 数值积分	(87)
5-2 例题	(94)
5-2.1 串联的三个连续均混反应器	(94)
5-2.2 非等温连续均混反应器	(97)
5-2.3 双组分蒸馏塔	(100)
5-2.4 多组分蒸馏塔	(104)
5-2.5 间歇反应器	(113)
第三篇 动态	(123)
第六章 时间域动态	(123)
6-1 分类和定义	(124)
6-2 线性化和偏离变量	(126)
6-2.1 线性化	(126)
6-2.2 偏离变量	(128)
6-3 简单线性系统的响应	(129)
6-3.1 一阶线性常微分方程	(129)
6-3.2 常系数的二阶线性常微分方程	(133)
6-3.3 常系数的N阶线性常微分方程	(141)
6-4 稳态方法	(143)
第七章 拉普拉斯域动态	(148)
7-1 拉普拉斯变换原理	(148)
7-1.1 定义	(148)
7-1.2 线性的性质	(148)
7-2 重要函数的拉普拉斯变换	(149)
7-2.1 阶跃函数	(149)
7-2.2 斜坡函数	(149)
7-2.3 正弦函数	(150)

7-2.4 指数函数	(150)
7-2.5 时间乘指数函数	(150)
7-2.6 尖脉冲 (迪拉克 Δ 函数 $\delta_{1(t)}$)	(151)
7-3 拉普拉斯逆变换	(151)
7-4 传递函数	(154)
7-4.1 乘一个常数	(154)
7-4.2 对时间的微分	(154)
7-4.3 积分	(156)
7-4.4 静止时间	(156)
7-5 例题	(157)
7-6 传递函数的性质	(163)
第八章 频率域动态	(169)
8-1 定义	(169)
8-2 基本定理	(170)
8-3 表示方法	(173)
8-3.1 奈魁斯特图	(173)
8-3.2 伯德图	(176)
8-3.3 尼柯尔斯图	(186)
8-4 频率域解法	(187)
第九章 过程识别	(201)
9-1 目的	(201)
9-2 直接的方法	(201)
9-2.1 时间域拟合阶跃试验数据	(201)
9-2.2 直接正弦波试验	(202)
9-3 脉冲试验	(203)
9-3.1 由脉冲试验数据计算 $G_{11}(s)$	(204)
9-3.2 用数字计算机计算傅里叶变换	(205)
9-3.3 关于脉冲试验的几点实用意见	(211)
9-3.4 有积分作用的过程	(211)
9-4 阶跃试验	(213)
9-5 过程识别的其它方法	(214)
9-6 时间域、拉普拉斯域及频率域之间的关系	(214)
9-6.1 拉普拉斯域到频率域	(215)
9-6.2 频率域到拉普拉斯域	(215)
9-6.3 时间域到拉普拉斯域	(215)
9-6.4 拉普拉斯域到时间域	(215)
9-6.5 时间域到频率域	(216)
9-6.6 频率域到时间域	(216)
第四篇 反馈控制	(219)

第十章 时间域综合	(219)
10-1 控制装置	(219)
10-1.1 感受器	(221)
10-1.2 变送器	(222)
10-1.3 控制阀	(224)
10-1.4 控制器	(227)
10-1.5 计算中继器和其它有用的装置	(230)
10-1.6 数字的过程控制计算机	(230)
10-2 常规反馈控制器的特性	(231)
10-2.1 闭环响应的性能指标	(231)
10-2.2 负载特性	(231)
10-3 控制器的整定	(234)
10-3.1 经验方法	(234)
10-3.2 在线试探法	(235)
10-3.3 齐格勒-尼柯尔斯方法	(236)
10-4 控制系统的设计原则	(237)
10-5 非常规控制	(241)
10-5.1 计算变量控制	(241)
10-5.2 非线性控制器	(242)
10-5.3 抗积分饱和	(243)
10-5.4 选择控制环	(243)
10-5.5 比值控制	(245)
第十一章 拉普拉斯域综合	(251)
11-1 稳定性	(251)
11-1.1 在开环和闭环传递函数之间的关系式	(251)
11-1.2 劳思稳定性准则	(253)
11-1.3 直接代入法求取稳定性边界	(256)
11-2 性能指标	(257)
11-2.1 稳态性能指标	(257)
11-2.2 动态性能指标	(258)
11-3 根轨迹的分析方法与综合方法	(259)
11-3.1 定义	(259)
11-3.2 根轨迹曲线的绘图法	(262)
11-4 开环不稳定过程	(266)
11-4.1 一阶的开环不稳定过程	(267)
11-4.2 二阶开环不稳定过程	(268)
11-4.3 三阶开环不稳定过程	(268)
11-5 具有逆响应的过程	(270)
11-6 相关控制系统	(272)

第十二章 频率域综合	(280)
12-1 奈魁斯特稳定性准则	(280)
12-1.1 奈魁斯特稳定性准则的证明	(281)
12-1.2 例题	(283)
12-1.3 图示方法	(289)
12-2 频率域中的性能指标	(291)
12-2.1 相位裕度	(291)
12-2.2 增益裕度	(291)
12-2.3 闭环对数模的最大值 (LM)	(292)
12-3 反馈控制器的频率响应	(295)
12-3.1 比例控制器 (P)	(296)
12-3.2 比例积分控制器 (PI)	(296)
12-3.3 比例积分微分控制器 (PID)	(297)
12-4 例题	(297)
12-4.1 三个连续均混反应器的串联系统	(297)
12-4.2 有静止时间的一阶滞后	(302)
12-4.3 开环不稳定过程	(302)
第五篇 前馈控制	(308)
第十三章 前馈控制	(308)
13-1 基本概念	(308)
13-2 典型硬件的应用	(312)
13-3 为线性系统设计前馈控制器的示例	(313)
13-3.1 三个连续均混反应器的串联系统	(313)
13-3.2 非等温的连续均混反应器	(314)
13-3.3 蒸馏塔	(319)
13-4 非线性的前馈系统	(320)
第六篇 采样数据系统	(324)
第十四章 采样与Z变换	(324)
14-1 引言	(324)
14-1.1 定义	(324)
14-1.2 出现于化工中的采样数据系统	(325)
14-2 尖脉冲采样器	(326)
14-3 基本采样定理	(331)
14-4 Z变换	(333)
14-4.1 定义	(333)
14-4.2 推导常用函数的Z变换	(334)
14-4.3 静止时间的作用	(336)

14-4.4 Z变换定理	(337)
14-4.5 逆变换	(338)
14-5 脉冲传递函数	(342)
14-6 保持装置	(344)
14-7 开环和闭环系统	(345)
14-7.1 开环系统	(345)
14-7.2 闭环系统	(348)
第十五章 采样数据控制系统的分析与综合	(355)
15-1 Z平面上的稳定性	(355)
15-2 频率域设计方法	(357)
15-2.1 奈魁斯特稳定性准则	(357)
15-2.2 精确的方法	(357)
15-2.3 近似的方法	(362)
15-3 Z域根轨迹设计方法	(363)
15-4 双线性变换设计方法	(366)
15-5 采样数据控制器	(370)
15-5.1 物质的可实现性	(370)
15-5.2 控制器设计	(371)
15-5.3 连续装置的近似法	(373)
15-6 最小原型采样数据控制器	(374)
附录一 多项式求根子程序	(382)
附录二 仪表硬件	(386)

第一章 导 论

本章是过程动态和控制的一个导论，是为没有接触过或很少接触过实际化工过程的大学生们编写的，目的在于说明应用过程控制的场合，并指出过程控制在化工厂的操作、设计和开发中的重要性。

我确信，这一章导论对于可能用到本书的工程师们不是必要的，他们对于过程动态以及越来越复杂和精密的控制系统的重要性是很清楚的。他们知道，在操作岗位上的工人们，也许有百分之八十的时间是花在控制屏上，花在观察控制屏上众多的记录仪和控制器。控制室是工厂的神经中枢。

1-1 过程动态和过程控制的实例

为说明过程动态和过程控制的意义，最好的办法或许是讨论几个实例。第一个实例描写的是一个简单的过程，它的动态响应即它随时间变化的性质是重要的。第二个例题讨论一个简单的但却是相当典型的化工厂及其常规的控制系统。

例题1-1 高位槽

图1-1所示是一个高位槽，以可变的流量 F_0 （英尺³/秒）泵入不可压缩（即密度不变）液体，由于前面工序操作上的变化，来料的流量可以随时间而变化。垂直放置着的圆筒形槽内的液体高度为 h （英尺），物料流出槽的流量是 F （英尺³/秒）。

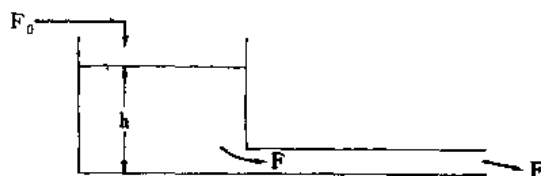


图 1-1 高位槽

现在， F_0 、 h 和 F 都将随时间而变化，因此都是时间 t 的函数，故我们采用符号 $F_0(t)$ 、 $h(t)$ 和 $F(t)$ 。液体从槽底流出，经过一个水平长管排入另一个槽的顶部。两个槽都是敞开的。

我们先来分析稳态情况。在大多数系统中，稳态意味着没有一个量是随时间而变化的。在数学上，这相当于所有的时间导数都等于零，或者参数发生变化需要很长的时间，即近于无限长的时间。在稳态时，流入量必须等于流出量。在本书中，在变量上边加一横线以表示流量的稳态值。因此在稳态时，在我们这个高位槽系统中， $\bar{F}_0 = \bar{F}$ 。

· 对一个给定的流量 $\bar{F}$ ，在稳态时，槽内的液体高度也应该是某一个常数 $\bar{h}$ 。 $\bar{h}$ 值的大小应该在管线的入口端提供足够的静压头，以便克服液体流过管线时的摩擦损失。流量 $\bar{F}$ 越大，则 $\bar{h}$ 就越高。

在高位槽的稳态设计中，我们当然应该计算出口管线的直径和高位槽的安置高度，使得在预期的最大流量下，不致使槽内液体溢流出来。实际上，保守的设计工程师知道，我们在设计中对槽高还加上了20—30%的安全系数。由于本书是一本关于控制及其装置的书，所

以我们还可以提一下, 可以安装一个高液位报警器或联锁装置 (设计一种装置, 当液位太高时就停止进料), 以便保证槽内液体不会溢流出来。

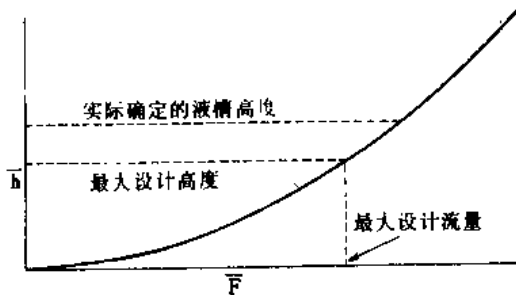


图 1-2 液位高度和流量的稳态关系

F 最后必然会终止在一个新的 F_0 值上。根据图 1-2 的稳态设计曲线, 我们是能够容易地确定的, h 将趋于稳态值。但是, $h(t)$ 和 $F(t)$ 是沿着什么途径达到它新的稳态值的呢?

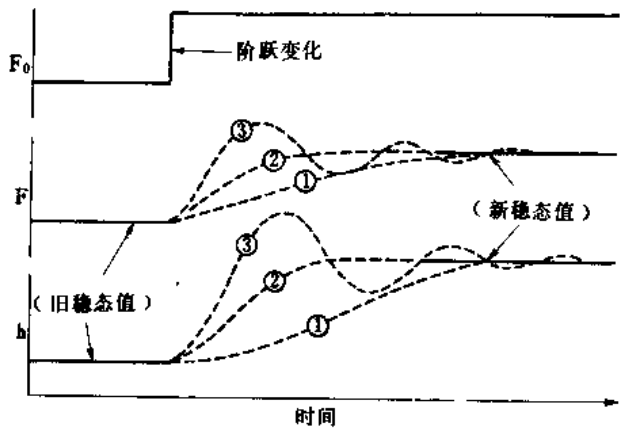


图 1-3 高位槽液位对流量阶跃增加的几种可能响应

识是由研究系统的动态揭示的。在本书的后面部分, 我们将再回到这个问题上来, 导出它的数学模型, 通过模拟计算机模拟, 定量地确定它的动态响应。

例题 1-2 化工厂的控制系统

作为我们的第二个例题, 我们来考虑图 1-4 所示的过程。两种液体进料, 用泵送入一个反应器, 它们在其中反应而生成产品。反应是放热的, 因此必须从反应器中带走热量, 这可以由通入反应器夹套中的冷却水来完成。反应器的流出物, 用泵送入预热器后, 再送入蒸馏塔, 把它分离为两种产品流。

应用传统的稳态设计方法, 可以确定这个厂的各部分设备。

流体力学: 泵压头; 流量和功率; 管路尺寸; 塔板布置和尺寸; 换热器管及壳侧的程数和尺寸。

传热学: 从反应器带走的热量; 预热器、再沸器和冷凝器需要的传热面积。

由于管子直径越大, 液体高度就越低, 因此系统的设计应该包括对较高液槽和较粗管的费用之间进行经济核算。图 1-2 就一个特定的数值情况画出了 h 对 F 的关系曲线。

到此为止, 我们只是对这个流体流动系统的传统的稳态设计方面作了考虑。现在让我们来想一想, 若我们改变 F_0 , 那么会发生什么样的动态过程呢? $h(t)$ 和 $F(t)$ 将会怎样随时间变化呢? 显然

图 1-3 简述了这个问题。问题是哪一条曲线 (1, 2 或 3) 代表 F 和 h 所遵循的途径。曲线 1 表示 F 和 h 十分缓慢地升高到它们的新的稳态值。曲线 2 表示迅速地升高。曲线 3 表示更迅速地升高, 且有过调, 即在某些时候变量超过了它的稳态值。显然, 如果响应有过调, 且液体高度过调的峰值高于槽的高度, 我们就会遇到麻烦。

我们的稳态设计计算没有告诉我们系统的动态响应是什么样的。它只是告诉我们初值和终值, 但没有告诉我们是如何达到的。这种知识

化学动力学：反应器的尺寸和操作条件（温度、压力和催化剂等）。

热力学和传质学：塔板数和回流比；反应器的平衡条件。

但是我们怎样用仪表来装备这个工厂呢？我们将用一些时间来探索这个重要的设计问题。事实上，这是本书要解决的基本问题。我们学习数学模型、模拟和控制理论都是为了理解过程动态和控制系统，以使我们能够发展和设计较好的化工厂，并且较有效地管理这些工厂。

在这里，我们只是提一下，图1-4中的控制系统是一个典型的常规控制系统。为了使这个化工厂自动地进行生产，以使操作工人不必一刻不离地在职监视，这大概是最小的控制系统。可以看到，甚至在这样一个最小的工厂里，使用最少的仪表，它的控制环总数也已经高达10个。我们将看到大多数化工过程都是多变量的。

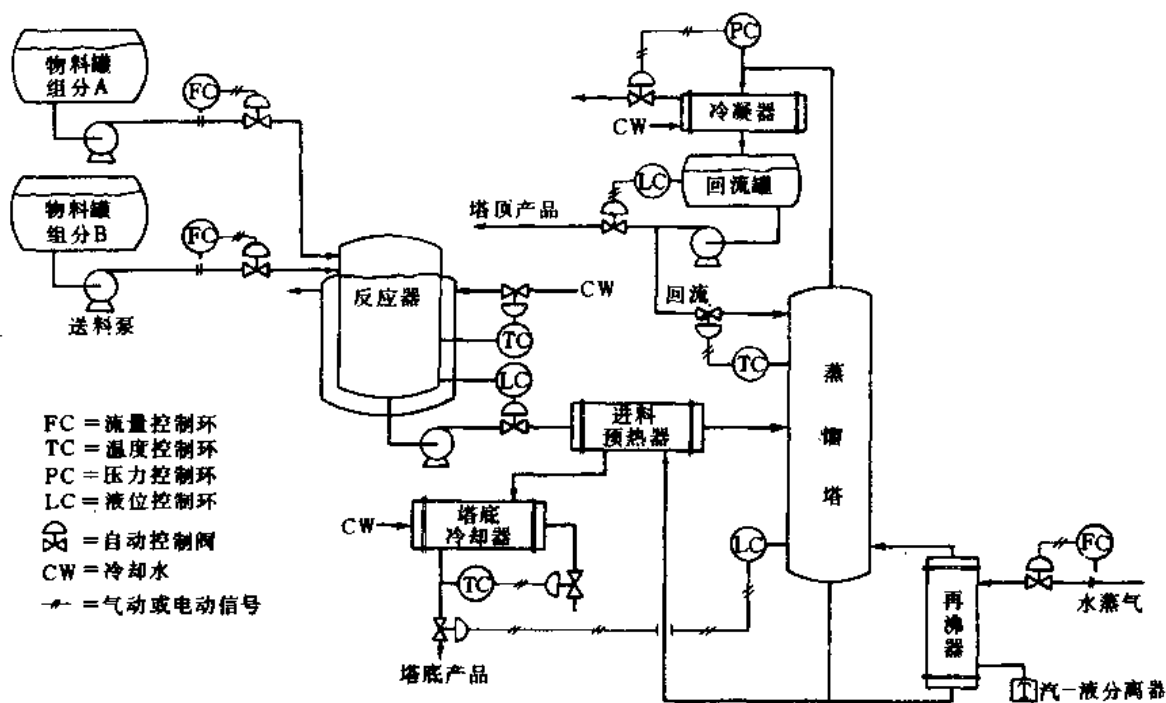


图 1-4 典型的化工厂和控制系统

1-2 学 习 目 的

简短地概括一下我们学习过程动态和控制的目的是有益的。

1. 掌握化工系统的动态，即随时间变化的特性。
2. 学习建立化工系统的现实而合理的数学模型。
3. 研究构成数学模型之方程组的求解方法。
4. 熟悉控制技术（稳定性理论、控制器设计和系统设计），熟悉实用的控制仪表商品（实际控制系统的硬件：敏感元件、变送器、控制器和控制阀等）。

1-3 历史沿革

在四十年代以前，大多数化工厂基本上是手工操作的。仅仅采用了最初级的控制器。一个工厂里需要有许多人来调节各个变量。各个工序之间用大贮槽作为缓冲器或平衡器。虽然这些容器有时是很费钱的，但是用它们可以隔断一个过程各工序之间的联系，以消除一个工序的不正常情况对其它工序某些动态的干扰。

在四十年代和五十年代初期，随着劳务费用和设备费用的增长，随着高强度、大容量和高性能的设备和过程的发展，如果没有自动控制装置，工厂的生产会变得很不经济，而且往往是不可能的。在这个阶段，化工厂中装备了反馈控制器，但是不大考虑和研究过程本身的动态。设计方法只不过是近似计算和实践经验。

航天和电子工程师们发展起来的动态分析方法和控制理论，全部应用于化学工程系统，只是最近十年间的事。在这个期间，除去设计了较好的控制系统之外，化工过程和设备也有了发展和改进，因此更便于控制。

把一个复杂工厂的各个部分，根据它们之间的全部相互关系，考虑为一个整体，并找出控制整个工厂的办法，这门学科就叫作系统工程。

1-4 展望

为了不夸大过程控制在化学工程主要课程中的相对重要性，要说清楚，动态分析不过是工程师必备工具和技术知识中的一部分，尽管它是越来越重要的一部分。无疑，在热力学、动力学、单元操作以及动量、热量和质量传递原理等传统课程里的坚实的基础知识是很重要的。实际上，这种基础是任何人学习过程动态的先决条件，因为我们得出的数学模型只不过是包括随时间变化项在内的传统单元操作的各种方程。控制工程师们有时有一种倾向，那就是过分地关注动态分析而忘掉稳态分析。要记住，如果你不能使工厂在稳态情况下进行生产，那你也就不能使工厂在动态情况下进行生产。

还应该清醒地注意到，可以通过学习本书而入门，但它本身不会使你成为过程控制的专家。你将发现，还有许多知识需要学习，但不是多么高深的理论，而是实践经验。一个聪明敏捷的工程师，通过他对工厂设备的攀上爬下，通过与操作人员和维修人员的谈话，通过在仪表车间学习仪表的维修，以及通过在控制室仔细地观察控制屏的正面和背面，你可以学到有关过程动态和过程控制的大量的知识。不论一本书的实际写作方向怎样，这些知识决不可能都写进书里去。

当你学完了本书之后，你可能会问：书上讨论的动态分析方法和控制器的设计方法，在工业中真正有多大实用价值？在目前，一个工厂中的大约80—90%的控制环是根据简单的原理和经验，成功地进行设计、安装、整定和运行的。其余的10—20%的控制环由控制工程师自己动手设计。设计这些控制环需要有较多的技术知识。为了达到所要求的性能，可能需要进行设备识别试验、计算机模拟和精心设计控制器或过程的重新设计。这些控制环所占的比例看来不大，但往往是关系工厂成败的关键控制环。

我相信，随着控制工程的工具(计算机商品和控制仪表商品)变得更适宜于工厂的应用，

更重要的是随着受过这种训练的年轻的工程师们来到工厂工作,本书中所讨论过的技术将得到越来越广泛地应用。引用一句古老的波斯人格言:在盲人国里,有一只眼睛的人是幸运的。

1-5 学习过程控制的动机

学习本书内容的动机,在于这些课题具有相当大的实际重要性,它们具有挑战性,具有趣味性。

1. 重要性

控制室是工厂的主要部分。从单环系统到计算机控制系统,不同复杂程度上的生产自动化,都日益普遍了。

2. 趣味性

我已经发现,过程动态是有趣味的。你将有机会运用一些简单的和一些相当高级的数学知识,去解决实际的生产问题。利用过程控制知识和对该过程动态的见识,首先在纸上设计出一台控制器,然后看到它在设备上的实际运行;或者,在具有重大的控制问题的设备上,你能够断定问题在哪里并解决了问题,那你所得到的欢乐是无法比拟的。有时问题存在于过程中,存在于基本设计中,或者是设备功能不良。有时问题是在控制系统中,或者是基本策略不正确,或者是仪表硬件功能不良。你的某种知识在一个成功的控制方案中所起的作用可能是非常宝贵的。

3. 挑战性

为了解决实际问题,你不得不利用你在化学工程的所有领域里的知识,你将应用大部分数学工具(微分方程、拉普拉斯变换、复变函数和数值分析等)。

1-6 一般概念

在本书中,我按照逻辑推导来叙述。我们从原理和简单的概念入手,然后把它们展开,直到这样的展开仍然是有益的范围。首先,我们要学习怎样推导化工系统的数学模型。然后要学习一些方法,以求解所得到的方程,通常是常微分方程。接着,我们将探讨它们的开环(不加控制的)动态特性。最后,我们将学习控制器设计。如果我们足够聪明,那就能使工厂按我们所希望的方式自动地运转。

在详细学习后面各章之前,先来定义动态和控制中一些常用的最重要的一般概念和术语,这是有益的。

1. 动态:一个过程随时间变化的特性。系统中没有控制器时的特性叫作开环响应。

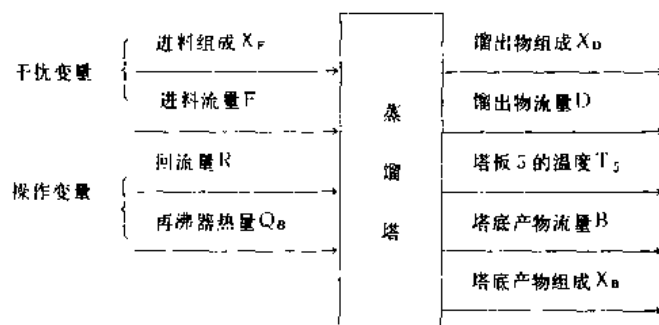
2. 变量:

a. 输入变量:进入一个过程的各个进料流的流量、组成、压力和温度。我们通常把输入变量分为干扰变量(我们不能控制且必须适应的那些输入变量)和操作变量(为了控制生产,我们可以改变的那些输入变量)。

b. 输出变量:离开过程的或过程中的物料流的流量和组成等。某些输出变量是我们在以后将要控制的,某些输出变量我们将不予控制。

例题 1-3 对一个蒸馏塔来说,输入变量可以包括作为干扰变量的进料流的流量和组成,

以及作为操作变量的回流量和再沸器的输入热量。输出变量可以包括塔顶馏出物的流量和组成，塔底产物流的流量和组成，以及在任何或所有塔板上的蒸汽和液体的组成、滞留量和流量。



注意，一个实际的物料流可以认为包括有若干个变量：它的流量、组成和温度等，也就是说包括它所有的内涵性质和外延性质。

3. 反馈控制：控制一个过程的传统的方法是这样的：量测一个需要控制的变量，将这个值同需要的值（控制器的给定值）相比较，把这个差值（偏差）输入给一个反馈控制器，它会改变一个操作变量以推动被量测的变量（被控变量）返回到需要值。信息是如此反馈的：如图 1-5 所示，从输出变量经过量测装置，再经过反馈控制器，最后到达输入操作变量。

4. 前馈控制：近几年来，化学工程师们越来越多地采用了前馈控制。如图 1-6 所示，前馈控制的基本思想是：当干扰进入过程时就检测干扰，并使操作变量有一个适当的改变，以使输出变量保持常数值（或者按照我们的希望而变化）。因此，当检测到干扰进入过程之时，我们就开始采取一个矫正作用，而不是等着干扰传播开来通过过程之后才采取矫正作用。

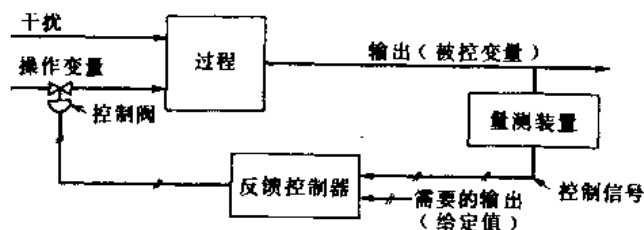


图 1-5 反馈控制

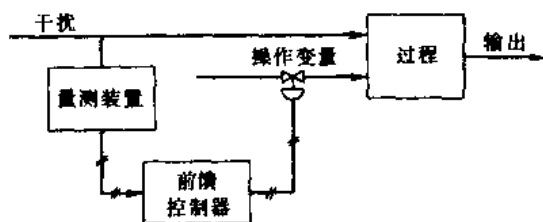


图 1-6 前馈控制

5. 稳定性：一个过程如果它的输出变得越来越大，就说过程是不稳定的。图1-7是几个示例。当然，任何实际系统的输出是不会真的越来越大的，这是因为终将会受到某些限制的。例如，控制阀将全开或全关，或者安全阀突然动作。一个线性过程，如果它振荡且振幅不衰减，甚至在没有干扰时也是这样，就说这个过程正好处于临界稳定状态。

大多数过程是开环稳定的，也就是说，系统中没有控制器时是稳定的。我们将略为详细也加以研究的放热化学反应器，是一个重要的且十分有趣的例外，它可以是开环不稳定的。所有的实际的过程，都可能成为闭环不稳定的，就是说，系统中加入一个反馈控制器之后，都可能成为不稳定的。因此，在反馈控制系统中，稳定性是相当重要的。