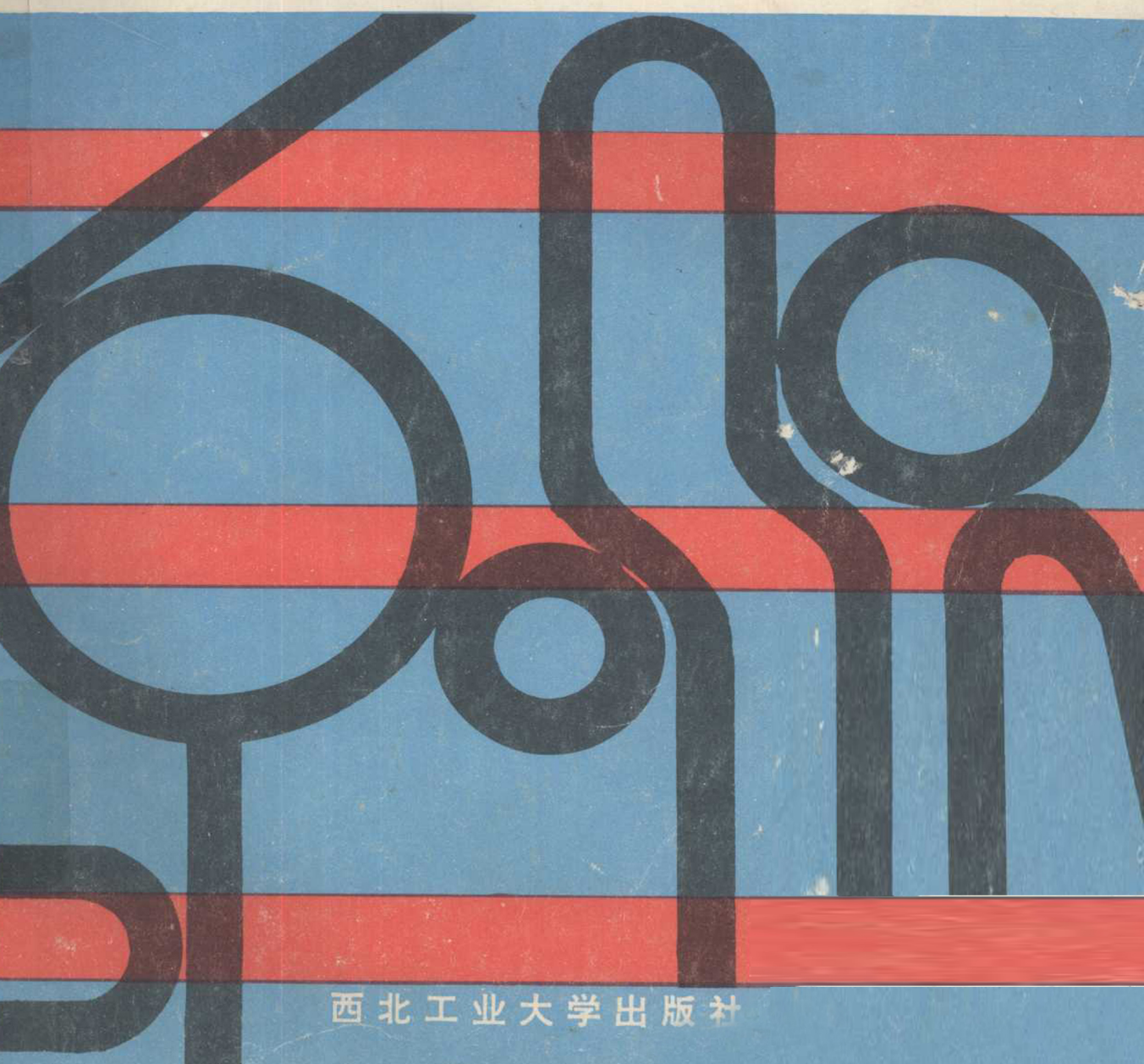


高等学校教材

过程计算机控制系统

傅信镒 主编



西北工业大学出版社

高等学校教材

过程计算机控制系统

主编 傅信鑑

编者 王新民 王文舜

江 驹 吴成富

西北工业大学出版社

1995年12月 西安

(陕)新登字 009 号

【内容简介】 本书是西北工业大学、北京航空航天大学、南京航空航天大学“自动控制”专业的课程教师在历年教学基础上，又考虑到当前科技飞速发展的情况，经多次修改而编写的教材。本书系统地介绍了简单与复杂工业过程计算机控制系统分析和设计的基本原理与方法。主要内容有：工业过程的对象建模、传感器和执行器、总线和接口、单回路、串级、特殊用途、延迟、多变量、自适应过程与分布式计算机控制系统的分析和设计。

本书可作为高等院校“自动控制”类和相关专业的教材，并可供有关科技人员参考。

高等学校教材
过程计算机控制系统

傅信鑑 主编
责任编辑 傅高明
责任校对 郑 刚

*

©1995 西北工业大学出版社出版发行
(710072 西安市友谊西路 127 号 电话 4253407)
全国各地新华书店经销

陕西省委印刷厂 印装
ISBN 7-5612-0764-6/TP·84(课)

*

开本：787×1 092 毫米 1/16 印张：18.25 字数：443 千字
1995 年 12 月第 1 版 1995 年 12 月第 1 次印刷
印数：1—3 000 册 定价：16.00 元

购买本社出版的图书，如有缺页、错页的，本社发行部负责调换。

前 言

本书是根据航空高等学校自动控制工程专业委员会 1991 年 12 月确定的“过程计算机控制系统”教材计划而编写的。它是自动控制理论和计算机技术如何应用于工业生产过程自动化的一门专业技术。它在传统工业的改造和规模大、结构复杂的新型工业生产过程建设中,对提高产品质量、节约原材料和能源等方面均起着十分重要的作用。

本书是由西北工业大学、北京航空航天大学、南京航空航天大学三所大学的“自动控制”专业的课程教师在历年教学实践基础上,对原讲义、教材经过多次修改与充实而写成的。计划教学时数为 80 学时。

本书系统地介绍了工业过程计算机控制系统分析和设计的基本原理和方法。全书共分十二章。第一章介绍过程计算机控制系统的发展、任务和要求。第二章介绍过程数学模型的建模方法。第三章介绍工业过程的传感器和执行器。第四、五、六、七章分别介绍单回路、串级、特殊用途和纯延迟过程控制系统的原理、分析和计算。第八章介绍过程控制计算机的总线和接口。第九章介绍过程计算机控制系统的设计。第十、十一、十二章分别介绍多变量控制系统的解耦、自适应控制和分布式计算机控制系统。

本书由傅信鑑任主编,并负责编写第一、十一章。参加编写的有北京航空航天大学王文舜(第四、五、六章);南京航空航天大学江驹(第七、十、十二章);西北工业大学王新民(第二、三章)与吴成富(第八、九章)。

本书由西北工业大学陈新海教授认真地审阅了全文和图稿。他提出了详细的修改意见,在此向他表示诚挚的感谢。由于作者水平有限,不当之处恳请读者批评指正。

编 者

1994 年 12 月

目 录

第一章 概述.....	1
§ 1-1 生产过程自动化的发展概况.....	1
§ 1-2 过程控制的任务和要求.....	2
§ 1-3 过程控制系统的质量指标.....	4
第二章 过程数学模型及其建立方法.....	6
§ 2-1 单容对象的动态特性.....	6
§ 2-2 多容对象的动态特性	10
§ 2-3 对象特性的实验测定方法	13
思考题与习题	35
第三章 工业过程的传感器和执行器	37
§ 3-1 工业过程的传感器	37
§ 3-2 执行器	59
思考题与习题	82
第四章 单回路计算机控制	84
§ 4-1 概述	84
§ 4-2 调节器及其控制作用	85
§ 4-3 调节器的选型	89
§ 4-4 数字 PID 控制算法	90
§ 4-5 PID 算法的改进	93
§ 4-6 单回路系统的参数整定.....	102
思考题与习题.....	114
第五章 串级计算机控制系统.....	117
§ 5-1 串级控制原理.....	117
§ 5-2 串级控制特点.....	119
§ 5-3 串级控制系统的设计.....	124
§ 5-4 串级计算机控制系统.....	132
思考题与习题.....	138
第六章 特殊用途的过程计算机控制系统.....	139
§ 6-1 比值控制系统.....	139

§ 6-2 均匀控制系统	145
§ 6-3 分程控制系统	151
§ 6-4 自动选择性控制系统	156
§ 6-5 全程控制系统	165
思考题与习题	171
第七章 有纯延迟的过程计算机控制系统	172
§ 7-1 过程纯延迟对控制质量的影响	172
§ 7-2 大林(Dahlin)算法	173
§ 7-3 史密斯预估器算法	179
§ 7-4 高藤(Gautan)和马札雷森(Mutharasan)算法	187
§ 7-5 自调整史密斯预估控制方法	190
思考题与习题	194
第八章 工业过程计算机的总线与接口	196
§ 8-1 工业过程计算机简介	196
§ 8-2 STD 总线简介	197
§ 8-3 过程通道	201
思考题与习题	213
第九章 过程计算机控制系统的设计	214
§ 9-1 设计原则	214
§ 9-2 设计步骤	215
§ 9-3 设计举例	222
思考题与习题	228
第十章 多变量过程控制系统	229
§ 10-1 概述	229
§ 10-2 相对增益分析法	230
§ 10-3 对角阵解耦法	238
§ 10-4 计算机解耦控制系统设计	253
思考题与习题	257
第十一章 自适应控制	259
§ 11-1 概述	259
§ 11-2 自校正控制	260
思考题与习题	266
第十二章 分布式计算机控制系统	267
§ 12-1 概述	267

§ 12-2 分布式计算机控制系统的分级结构 271

§ 12-3 局部网络与数据通信 279

思考题与习题..... 282

参考文献..... 283

第一章 概 述

§ 1-1 生产过程自动化的发展概况

自动化技术发展的历史是与生产过程本身发展密切相关的。生产过程自动化的发展过程大致经历了以下三个发展阶段。

50年代以前为工业自动化发展的第一阶段。在这一阶段,基本采用经典控制理论进行分析与综合,数学模型为传递函数,分析方法主要是根轨迹法和频率法。在设计过程中,一般是将复杂的生产过程人为地分解为若干简单过程,构成单输入单输出系统。其控制目标是保持生产的平稳和安全。属于局部自动化范畴。在石油、化工、电力等部门,逐步采用将指示器、记录器、调节仪表组装在一起的“基地式”仪表;以后又发展为便于生产现场使用的积木式组装、检测和调试的“单元组合式”仪表。但总的来说,自动化水平还处于低级阶段。

60年代,可以认为是工业自动化发展的第二阶段。50年代末,由于工业生产过程向大型化、综合化方向发展。自动控制理论面临工业生产的严重挑战,经典控制理论已不能适应发展的形势需要,以状态空间法为基础的现代控制理论为多输入、多输出时变系统的分析与综合奠定了理论基础。对生产过程的控制已从局部控制进入到一定意义的全局优化。特别是电子计算机的蓬勃发展与普及为现代控制理论的应用开辟了道路,为实现工业自动化提供了十分重要的技术手段。在60年代中期已出现了如图1-1所示的用计算机代替模拟调节器的直接数字控制DDC(Direct Digital Control)和计算机监控SCC(Supervisory Computer Control)系统。在国外也有一些成功的实例。如在60年代初,国外曾试图用一台数字计算机替代全部模拟仪表,实现“全盘计算机控制”。在国内也曾经进行过一些实验研究。但当时由于计算机价格昂贵、体积大,且在功能与可靠性方面还存在不少问题,计算机控制始终停留在试验阶段。此外,现代控制理论与工程实际之间还有很大差距。主要是由于生产过程机理复杂、建模困难、性能指标不易确定、控制策略十分缺乏等等,使得现代控制理论一时还难以应用于生产过程。尽管如此,在这一阶段,无论在现代控制理论的应用,还是计算机引入生产过程方面,都有了良好的开端和尝试。

70年代以来可称为工业自动化发展的第三阶段。这个阶段生产过程自动化有两个显著的特点。

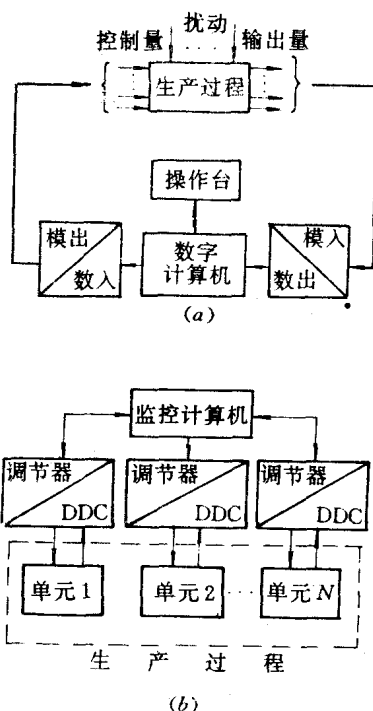


图 1-1 计算机控制系统
(a) DDC 系统 (b) SCC 系统

第一个特点是:70年代初已开始出现了适合生产过程自动化控制的商品化系列计算机。由于大规模集成电路制造的成功和微处理器的问世,计算机的功能与可靠性大大提高,而价格大幅度下降,已基本上能够满足工业生产过程的要求。特别是从70年代中期开始,针对工业生产规模大、过程参数和控制回路多且分散的特点,

出现了一种分布式计算机系统,如图1-2所示。它是集计算机技术、控制技术、通讯技术和图形显示等技术于一体的计算机系统。这种系统在结构上分散,它将计算机分布到车间或设备一级。较好地处理了整体与分散且相对独立的局部关系,为实现高水平的自动化提供了强有力的技术工具,给生产过程自动化的发展带来深远的影响。可以说,从70年代开始,工业生产自动化已进入计算机时代。进一步完善过程控制的计算机化是今后需要研究的基本内容之一。

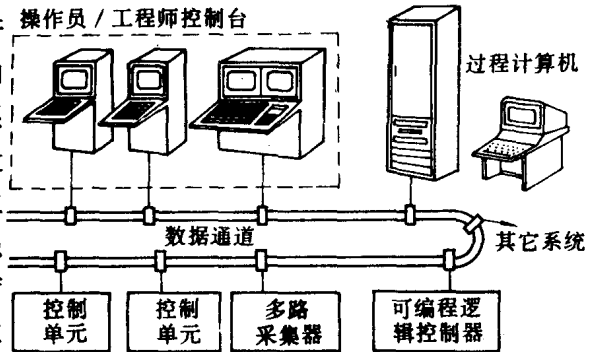


图 1-2 分布式计算机系统

第二个特点是:控制理论与其它学科相互交叉、互相渗透,并向纵深方向发展,自适应控制、模糊控制、智能控制以及大系统控制理论在工业生产过程中逐步得到了应用,例如在化工、冶金和水泥工业生产中的应用。这些理论基本满足了工业生产实际提出的优质、高产、低消耗为目标的控制要求,同时在实际应用中又促进了这些理论的进一步发展。尽管到目前为止,这些理论仍处于发展和完善过程中,但在理论本身的发展和工业生产过程的应用上已受到极大关注和重视,并取得很大进展。这也是今后过程控制需要研究的主要内容之一。

§ 1-2 过程控制的任务和要求

工业自动化涉及范围很广,过程控制是其中最重要的一个分支。它主要控制温度、压力、流量、液位(或物位)、成分和物性等六个参数的控制问题。它能覆盖许多工业部门,诸如石油、化工、电力、冶金、轻工等行业。因而,过程控制在国民经济中占有极其重要的地位。

§ 1.2.1 对过程控制的要求

过程控制主要有三项要求:即安全性、经济性和稳定性。

(1) 安全性:是指整个生产过程中,确保人身和设备的安全。这是最重要的也是最基本的要求。通常采用参数越限报警、事故报警和联锁保护等措施加以保证。随着环保与生态平衡的要求,也应将它作为安全性的重要组成部分。

(2) 经济性:是指生产同样质量和数量产品所消耗的能量和原材料最少,即要求成本低、效率高。随着市场竞争剧烈和能源短缺,经济性已受到过去从未有过的重视。生产过程的局部或整体优化是极需解决的迫切性任务。

(3) 稳定性:是指系统具有抑止外部干扰,保持生产过程长期稳定运行的能力。这些外部干扰是指原材料成分的变化、环境的变化、反应器中催化剂活性的衰减等等。特别是对大型、复杂大系统稳定性的分析目前还比较困难。

随着工业生产的发展,为了满足上述三项要求,在理论和实践上还有许多课题有待研究。

§ 1.2.2 过程控制的任务

过程控制的任务就是在了解、掌握工艺过程和生产过程的动、静态特性的基础上,根据上述三项要求,应用相应的理论对控制系统进行分析与综合,并采用适宜的技术手段加以实现。

过程控制的任务是通过对控制系统的设计和实现来完成的。现以原油加热炉的控制实例来加以说明。图1-3表示加热炉的原理结构图。它的设计和实现主要有如下步骤:

1. 确定控制目标

对于给定的被控对象,控制目标可依需要而定。对该加热炉可以选择以下几种不同的目标:

(1) 在安全运行条件下,保证热油出口温度稳定。

(2) 在安全运行条件下,保证热油出口温度稳定和炉膛中含氧量在稳定值上。

(3) 在安全运行条件下,保证热油出口温度稳定,而且加热效率最高。

显然,控制目标不同时,设计的控制方案也是不同的

2. 控制方案的确定

当采用第一个控制目标时,一般只需对炉子进行人工调整,使之不冒黑烟、不熄火,保证所需的安全性和经济性,然后设计一个热油出口温度调节系统(SISO系统)。测量热油出口温度(即被调量)的偏差,经温度调节控制器 TRC 调节燃油压力,即改变喷油量,达到改变炉温稳定热油出口温度的目标。

当选择第二个控制目标时,如若对热油出口温度和炉膛中的含氧量均要求不高时,则可在原热油出口温度调节系统的基础上,再引入含氧量调节系统(也是SISO系统)。测量含氧量(也是被调量),经含氧量调节控制器 ORC 控制氧气输入管导的阀门,以改变输入氧气的多少,达到炉膛中的含氧量稳定在预定值上。即用两个单回路可实现控制目标的要求。在实际上,该加热炉中燃油喷口压力调节和氧气阀门调节对热油出口温度和炉膛中的含氧量都是有影响的,即两个单回路之间存在着耦合关系。所以当两个被调量的偏差要求较严时,采用上述的两个单回路的方案就可能实现不了控制目标的要求,则此时应将加热炉看作一个多输入多输出系统(MIMO系统),并采用多变量系统的解耦设计来实现控制目标。

当选择第三个控制目标时,除了应对热油出口温度、炉膛中含氧量采用定值控制外,含氧量设定值的确定还应以保证加热炉热效率最高为准。这就须要建立燃烧过程数学模型,使之在不同工作情况下,均能依靠调整含氧量设定值保持加热炉效率最高。

由上可见:控制方案是与控制目标和控制精度有关,它是整个设计过程的关键步骤。

3. 选择控制算法

控制方案决定了控制算法。在很多情况下,只须采用商品化的常规调节器进行PID控制即可达到目的。当须要应用先进的过程控制算法,如最优控制、自适应控制等时,应借助于计算机才能实现。控制方案选定后所选择的具体算法,称之为控制策略(有时也称为控制律)。控制方案和控制策略构成了本书最核心的内容。

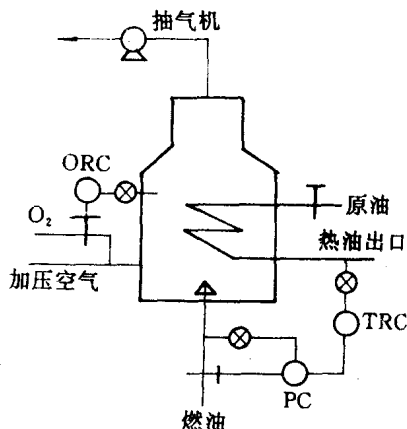


图 1-3 加热炉原理结构图

4. 选择测量元件与执行器

5. 设计报警和联锁保护系统

对关键参数,应根据性能要求规定其高低报警值。当参数超过报警值时,应立即进行越限报警。报警系统的作用在于及时提醒操纵人员监视生产情况,以便采取措施减少事故的发生。联锁保护系统是指生产出现严重事故时,为保证设备、人身安全,使设备按一定次序紧急停止运转的系统。例如加热炉出现严重事故必须停止运行时,联锁保护系统将立即先停燃料泵,然后关掉燃油阀,经过一定时间后,停止抽风机,最后再切断热油阀。这一套联锁程序将避免事故发生。否则在忙乱中操作人员可能错误地先关原油阀,以致烧坏热油管,或者先停抽风机,而使炉内积累大量燃油气,以致再次点火时出现爆炸事故,损坏炉体。这些针对生产过程而设计的报警和联锁保护系统是保证生产安全的重要措施。

6. 控制系统的调试和投运

控制系统安装完毕后,应随着生产过程进行试运行。按控制要求检查和调整各控制仪表和设备的工作状况,包括调节参数的整定等,依次将全部控制系统投入工作。

以上扼要叙述了过程控制系统从设计到实现的大致过程。对从事过程控制的工程师来说,除了应掌握控制理论、计算机、仪器仪表等知识外,熟悉和了解生产过程的工艺流程,即了解生产过程的动、静态特性也是十分重要的。

§ 1-3 过程控制系统的质量指标

与一般自动控制系统一样,过程控制系统的质量指标也由动态质量指标与稳态质量指标组成。具体指标两者并无太大区别,但在表示方法上有些不同。

动态质量指标都是以系统对阶跃响应来评价的。在一般自动控制系统中主要用过调量 $\sigma\%$ 来表示阻尼性,用调节时间 t_s 来表示快速性。过程控制系统动态质量主要用衰减比(及衰减率)、最大动态偏差(及过调量)、调节时间(及振荡频率)来评价。

1. 衰减比 η 和衰减率 ψ

衰减比是衡量振荡过程衰减程度的指标,它等于两个相邻同向波峰值之比。(如图1-4)即

$$\eta = \frac{y_1}{y_2}$$

衡量振荡过程衰减的另一种指标为衰减率,它是指每经过一个周期后,波动幅度衰减的百分数

$$\psi = \frac{y_1 - y_2}{y_1}$$

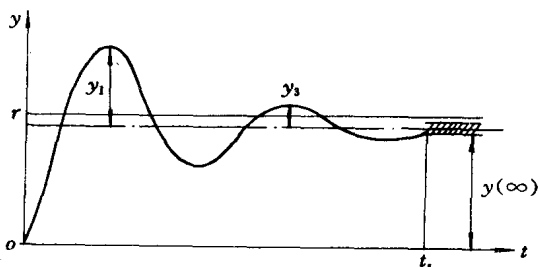


图 1-4 闭环系统欠阻尼的阶跃响应

衰减比习惯上用 $\eta:1$ 表示,在实际生产中,一般都希望过程控制系统的衰减比为 $4:1$,它大约振荡两个波就认为进入稳态。但对于一些变化很慢的过程,如温度控制过程,波动一次约需一个小时候左右,若仍以 $4:1$ 作指标,则实际操作记录曲线波动过于缓慢。若采用 $\eta = 10:1$ 或非振荡曲线作指标,效果会更好些。

2. 最大偏差

最大偏差是指被控参数偏离给定值的最大偏差值。如图1-4中的 y_1 ，它表示工艺状态偏离给定值的状态。若偏离程度大或偏离时间长，都是生产中所不希望的。因此对最大偏差值要加以限制，以保证产品质量与生产安全。

3. 调节时间 t_s

被调量 $y(t)$ 落入其稳态值的 $\pm 5\%$ 范围内所需的时间 t_s 为调节时间，它表示系统快速性指标，与一般自动控制系统的指标相同。

稳态质量指标，在一般自动控制系统中叫精度指标。在过程控制系统一般称之为残余偏差，或者叫余差。它是被控参数稳态值与给定值之差。

以上列举的都是单项性能指标，它不是强制性条件，而是一般性的规定，对一般系统适用。但对某些特殊的系统可能不适用。人们还常用阶跃响应的一些积分准则来评价。如用 $I = \int_0^{\infty} |y(t)| dt$ 来评价定值误差控制系统，用 $I = \int_0^{\infty} |r(t) - y(t)| dt$ 来评价误差随动系统，在扰动情况下用 $I = \int_0^{\infty} e^2(t) dt$ 来评价抗干扰能力等。这些积分准则实际上是动、静态质量的一个综合性指标。它的缺点是不能保证系统有合适的衰减率 η ，而 η 是工程人员最关注的指标。这是需要注意的。

第二章 过程数学模型及其建立方法

设计一个过程自动控制系统时,首先须要知道被控对象的数学模型。控制系统的设计任务就是依据被控对象的数学模型,按照控制要求来设计控制器。

一个控制系统设计得是否成功与被控对象数学模型建立的准确与否很有关系。许多情况表明,对一些复杂对象不能设计出良好的自动控制系统,往往是由于被控对象的数学模型建立不准确而引起的。建立被控对象的数学模型,一般可采用多种方法,大致可分为机理法和测试法两类。

用机理法建立数学模型就是根据生产过程中实际发生的变化机理,写出多种有关的平衡方程:如物质平衡方程;能量平衡方程;动量平衡方程以及反映流体流动、传热、传质、化学反应等基本规律的运动方程;物性参数方程和某些设备的特性方程等,从中获得所需的数学模型。

对于某些生产过程的机理,人们往往还未充分掌握,有时也会出现模型中有些参数难以确定的情况。这时就需要用过程辨识方法把数学模型估计出来。

测试法一般只适用于已有的工业过程,用来建立对象的输入输出模型,它是根据工业过程的输入和输出的实测数据进行某种数学处理后得到的模型。由于它将工业过程看作一个黑匣子,完全从外特性上测试和描述它的动态性质,因此不需要深入掌握其内部机理。测试法建模又可分为经典辨识法和现代辨识法两大类。经典辨识法不考虑测试数据中偶然性误差的影响,它只须对少量的测试数据进行比较简单的数学处理,计算工作量一般较小,可以不用计算机。而现代辨识法的特点是可以消除测试数据中的偶然性误差即噪声的影响,为此就需要处理大量的测试数据。

本章第一节、第二节主要讲述采用机理法对一些简单的典型被控对象建立数学模型,第三节讲述采用测试法建立被控对象的数学模型。

§ 2-1 单容对象的动态特性

在不同的生产部门中被控对象千差万别,但最终都是可以由微分方程来表示。微分方程阶次的高低是由被控对象中储能部件的多少决定的。最简单的一种形式,是仅有一个储能部件的单容对象。

§ 2.1.1 单容对象的传递函数

1. 单容水槽

如图2-1所示,有一单容水槽,不断有水流入槽内,同时也有水不断由槽中流出。水流入量 Q_i 由调节阀开度 μ 加以控制,流出量 Q_o 则由用户根据需要通过负载阀来改变。被调量为水位 h ,它反映水的流入与流出之间的平衡关系。现分析水位在调节阀开度扰动下的动态特性。

设各量定义如下:

Q_i —— 输入水流量的稳态值(m^3/s);

ΔQ_i ——输入水流量的增量(m^3/s);
 Q_0 ——输出水流量的稳态值(m^3/s);
 ΔQ_0 ——输出水流量的增量(m^3/s);
 h ——液位的高度(m);
 h_0 ——液位的稳态值(m);
 Δh ——液位的增量(m);
 μ ——调节阀的开度(m^2)

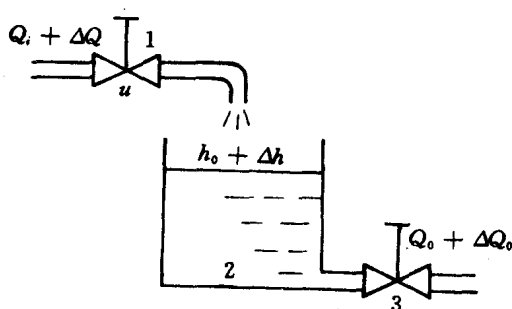


图 2-1 单容水槽
1—控制阀门 2—贮水槽 3—负载阀(液阻 R)

设 A 为液槽横截面积(m^2), R 为流出侧负载阀门的阻力即液阻(s/m^2)。根据物料平衡关系, 在正常工作状态下, 初始时刻处于平衡状态 $Q_0 = Q_i, h = h_0$, 当进水阀开度发生阶跃变化 $\Delta\mu$ 时, 液位发生变化。在流出侧负载阀开度不变的情况下, 液位的变化将使流出量改变。

流入量与流出量之差等于液槽液体贮存量的变化率

$$\text{即} \quad \Delta Q_i - \Delta Q_0 = \frac{dV}{dt} = A \frac{d\Delta h}{dt} \quad (2-1)$$

式中: ΔQ_i 是由控制阀开度变化 $\Delta\mu$ 引起的, 当阀前后压差不变时, ΔQ_i 与 $\Delta\mu$ 成正比关系,

$$\text{即} \quad \Delta Q_i = K_\mu \cdot \Delta\mu \quad (2-2)$$

式中: K_μ 为阀门流量系数(m/s)。

流出量与液位高度的关系为

$$Q = A_0 \sqrt{2gh} = K \sqrt{h} \quad (2-3)$$

式(2-3)是一个非线性关系, 如图 2-2 所示, 在平衡点(h_0, Q_0) 附近进行线性化, 得

$$R = \frac{\Delta h}{\Delta Q_0} \quad (2-4)$$

将式(2-4)、(2-2)代入式(2-1), 可得

$$RA \frac{d\Delta h}{dt} + \Delta h = K_\mu R \Delta\mu$$

$$\text{令 } T = RA \text{ (s)}, \quad K = K_\mu R \text{ (1/m)}$$

则上式可写为

$$T \frac{d\Delta h}{dt} + \Delta h = K \Delta\mu \quad (2-6)$$

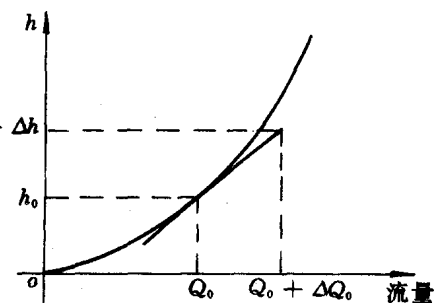


图 2-2 液位与流出量的关系

于是可得液位变化时控制阀开度改变量的传递函数为

$$G(s) = \frac{\Delta H(s)}{\Delta U(s)} = \frac{K}{Ts + 1} \quad (2-7)$$

2. 电加热炉

电加热炉如图 2-3 所示, 对象的被控参数为炉内温度 T , 控制量为电热丝两端电压 u 。

设加热丝质量为 M , 比热为 C , 传热系数为 H , 传热面积为 A , 未加温前炉内温度为 T_0 , 加温后的温度为 T 。

根据热力学知识, 有

$$MC \frac{d(T - T_0)}{dt} + HA(T - T_0) = Q_i \quad (2-8)$$

式中: Q_i 为单位时间内电热丝产生的热量。

考虑到 Q_i 与外加电压 u 的平方成比例, 故 Q_i 与 u 是非线性关系。
在平衡点 (Q_0, u_0) 附近进行线性化, 得

$$K_u = \frac{\Delta Q_i}{\Delta u}$$

于是可得式(2-8)对应的增量微分方程

$$MC \frac{d\Delta T}{dt} + HA\Delta T = K_u \Delta u \quad (2-9)$$

令

$$\tau = \frac{MC}{HA} \quad K = \frac{K_u}{HA}$$

则上式可写为

$$\tau \frac{d\Delta T}{dt} + \Delta T = K \Delta u \quad (2-10)$$

于是可得炉内温度变化量对控制电压变化量之间的传递函数为

$$G(s) = \frac{\Delta T(s)}{\Delta u(s)} = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (2-11)$$

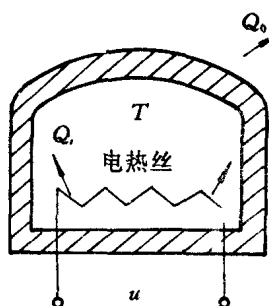


图 2-3 电加热炉

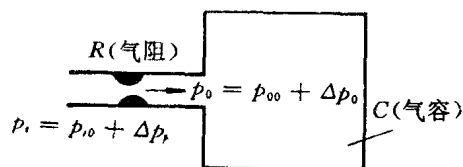


图 2-4 压力对象

3. 压力对象

有一压力对象如图 2-4 所示。气体容器的气容为 C , 进气管道气阻为 R , 开始处于平衡状态时 $p_{00} = p_{i0}$, 如果进口压力突然增加 Δp_i , 容器内压力发生变化 Δp_0 , 由气阻 R 的定义:

$$R = \frac{\text{气压差变化量}}{\text{气体重量流量变化量}}$$

即

$$R = \frac{(p_{i0} + \Delta p_i) - (p_{00} + \Delta p_0)}{\Delta \theta} = \frac{\Delta p_i - \Delta p_0}{\Delta \theta} \quad (\text{s/m}^2) \quad (2-12)$$

气容 C 的定义为

$$C = \frac{\text{容器内气体重量变化量}}{\text{容器内气压变化量}}$$

即

$$C = \frac{dG}{d(p_{00} + \Delta p_0)} = \frac{dG}{d\Delta p_0} \quad (\text{m}^2) \quad (2-13)$$

式中: G ——容器内气体重量(kg)。

因为压力变化 $d\Delta p_0$ 乘以气容 C 等于 dt 秒内容器中增加的气体重量, 即

$$\frac{dG}{dt} = \frac{Cd\Delta p_0}{dt} = dQ \quad (2-14)$$

由式(2-12)、(2-14)并考虑到在微量时, $dQ = \Delta \theta$

故可得

$$RC \frac{d\Delta p_0}{dt} + \Delta p_0 = \Delta p_i \quad (2-15)$$

于是可得容器压力变化量对进气压力变化量之间的传递函数如下：

$$G(s) = \frac{\Delta p_o(s)}{\Delta p_i(s)} = \frac{1}{RCs + 1} \quad (2-16)$$

通过上述对三种不同单容被控对象动态特性的分析可见结论都是一阶惯性环节。其响应曲线如图 2-5 所示。

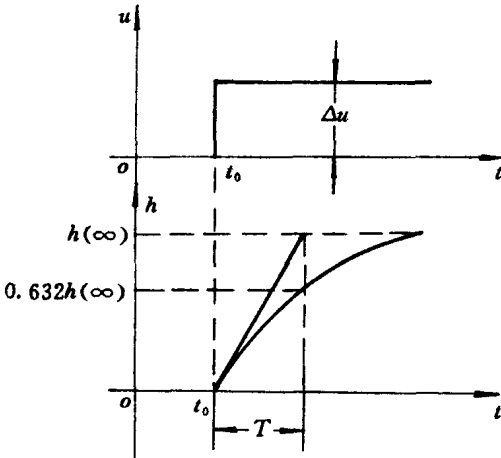


图 2-5 单容对象的阶跃响应曲线

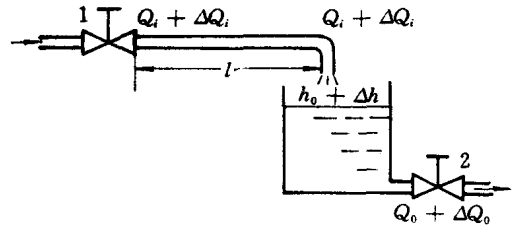


图 2-6 有纯延迟的单容水槽

§ 2.1.2 具有纯延迟的单容对象特性

有一储水槽如图 2-6 所示，它与图 2-1 不同的是调节阀 1 距水槽有一段较长的距离。因此调节阀 1 开度变化所引起的流入量变化 ΔQ_i ，需要经过一段传输时间 τ_0 ，才能对水槽液位产生影响， τ_0 是纯延迟时间。可见纯延迟现象产生的原因是由于扰动发生的地点与测定被控参数位置有一定距离。

参照式 (2-6) 的推导关系式，可得有纯延迟的单容对象的微分方程为

$$T \frac{d\Delta h}{dt} + \Delta h = K\Delta u(t - \tau_0) \quad (2-17)$$

其对应的传递函数为

$$G(s) = \frac{\Delta H(s)}{\Delta U(s)} = \frac{K}{Ts + 1} e^{-\tau_0 s} \quad (2-18)$$

与式 (2-7) 相比多了延迟因子 $e^{-\tau_0 s}$ 。

§ 2.1.3 无自平衡能力的单容对象特性

对于用惯性环节描述的单容对象，在被控量受到扰动后，原来的平衡关系遭到破坏，但随着被调量的变化不平衡越来越小，因而被调量能够自动地稳定在新的平衡点上，这种特性称为自平衡。具有这种特性的被控对象称为自平衡过程。这是一种稳定的过程。

另有一些被控对象，如图 2-7 所示，其流出端是用容积式的计量泵排出恒定的流量 Q ，其值与液位的高低无关。当流入端的流量发生阶跃扰动时，原来平衡关系被破坏，液位发生变化。由于流出端流量保持不变，则液位或者上升，直至水溢出液槽；或者下降，直到液槽里的水被抽完为止。

当这种被调量的平衡关系破坏后，不平衡不因被调量的变化而改变，被调量而以固定的速

度一直变化下去而不会自动地在新的水平上恢复平衡。这种现象不具有自平衡特性,称为无自平衡过程。这种过程是临界稳定的,也就是说它需要很长时间,被调量才会有很大的变化。

还有一类不稳定的过程,是指原来的平衡一旦被破坏后,被调量在很短的时间内就发生很大的变化。这一类过程是比较少见的,某些化学反应就属于这一类。在此不作讨论。

对于图 2-7 无自平衡能力的单容对象,参照式(2-6)的推导关系,其动态方程为

$$A \frac{d\Delta h}{dt} = \Delta Q_i = K_u \Delta u \tag{2-19}$$

式中: A ——液槽截面积。

将式(2-19)改写为

$$\frac{d\Delta h}{dt} = \frac{K_u}{A} \Delta u = \epsilon \Delta u \tag{2-20}$$

式中 $\epsilon = \frac{K_u}{A}$ 称为响应速度。

对式(2-20)求解可得

$$\Delta h = \epsilon \Delta u \cdot t = \frac{\Delta u}{T_a} t \tag{2-21}$$

式中: $T_a = \frac{A}{K_u} = \frac{1}{\epsilon}$ 称为响应时间。其对应的传递函数为

$$G(s) = \frac{\Delta H(s)}{\Delta U(s)} = \frac{1}{T_a} \cdot \frac{1}{s} \tag{2-22}$$

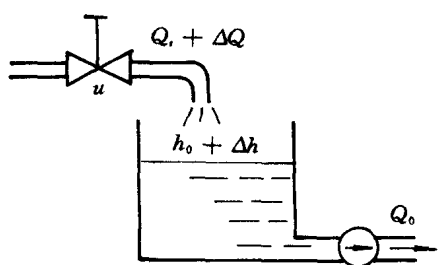


图 2-7 无自平衡能力的单容水槽

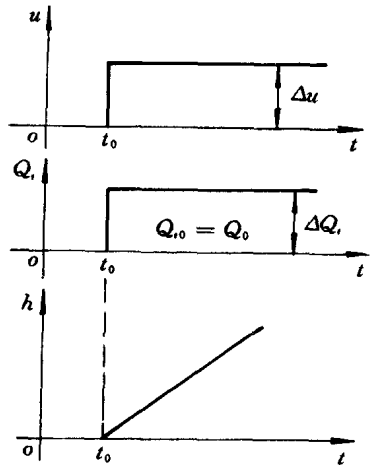


图 2-8 无自平衡能力单容对象阶跃响应曲线

可见这是一个积分环节,其响应曲线如图 2-8 所示。

§ 2-2 多容对象的动态特性

以上讨论的是只有一个储蓄容量的对象,实际调节对象往往要复杂一些,具有一个以上的储蓄容量。如图 2-9 所示的调节对象具有两个水槽,也就是说它有两个可以储水的容器,称为双容对象。