

第25篇 化工自动控制

编写人 蒋慰孙 徐功仁 陈彦萼

邵惠鹤 俞金寿

审校人 周春晖

21c445/0602

概 述

本篇内容分为三个部分，即控制理论（第一章）、自动化技术工具（第二、三、四章）和化工自动化系统（第五、六章）。力求从化学工程工作者的要求出发，阐述化工自动控制的基本内容，并注意反映现代科学技术成就。

书中对基本概念作必要的阐述，而对方法、类型、结构、方案等，注意深度和广度，作适当介绍，但不作系统推导和详细解释。

在控制理论部分，先作定性讨论，着重说明动态及反馈概念，接着介绍传递函数和方块图，以使读者掌握控制系统最基本的概念。然后按线性（时间连续及离散）及非线性分类，列举适用于化工自动控制系统的主要分析方法。在估值和辨识一节内，介绍通过测试手段求取动态数学模型的方法。最后，简单介绍最优控制。需要说明，本部分的很多理论内容不仅可用于自动控制，而且近年来已渗透和移植至化学工程研究领域。

检测仪表、调节装置及计算机系统着重于类型、方法和方案的介绍，这些是化学工程与自动控制相互衔接的领域；而不介绍电子线路及具体结构，因为这些通常不属于化学工程工作者的工作范畴。如有需要，可从仪表及计算机手册及产品目录中找到。

化工自动化系统分常用控制系统及化工过程的自动控制两章，前者从系统结构的角度出发，后者从化工过程动态特性及各种单元操作的要求出发，两章内容互为补充，有所交叉而不重复。为适应当前情况及将来发展，对常规的及先进控制方案各有相应的比例。

概 述

本篇内容分为三个部分，即控制理论（第一章）、自动化技术工具（第二、三、四章）和化工自动化系统（第五、六章）。力求从化学工程工作者的要求出发，阐述化工自动控制的基本内容，并注意反映现代科学技术成就。

书中对基本概念作必要的阐述，而对方法、类型、结构、方案等，注意深度和广度，作适当介绍，但不作系统推导和详细解释。

在控制理论部分，先作定性讨论，着重说明动态及反馈概念，接着介绍传递函数和方块图，以使读者掌握控制系统最基本的概念。然后按线性（时间连续及离散）及非线性分类，列举适用于化工自动控制系统的主要分析方法。在估值和辨识一节内，介绍通过测试手段求取动态数学模型的方法。最后，简单介绍最优控制。需要说明，本部分的很多理论内容不仅可用于自动控制，而且近年来已渗透和移植至化学工程研究领域。

检测仪表、调节装置及计算机系统着重于类型、方法和方案的介绍，这些是化学工程与自动控制相互衔接的领域；而不介绍电子线路及具体结构，因为这些通常不属于化学工程工作者的工作范畴。如有需要，可从仪表及计算机手册及产品目录中找到。

化工自动化系统分常用控制系统及化工过程的自动控制两章，前者从系统结构的角度出发，后者从化工过程动态特性及各种单元操作的要求出发，两章内容互为补充，有所交叉而不重复。为适应当前情况及将来发展，对常规的及先进控制方案各有相应的比例。

25.1 控制理论基础

25.1.1 自动控制系统概述

(1) 控制系统的类型及组成

在化工生产中, 对各工艺变量有一定的控制要求。例如, 一个化学反应器的入口或出口温度必须保持平稳, 才能使收率达到指标; 一个精馏塔的塔顶或塔釜温度, 必须不超出规定的范围, 才能得到合格的产品。这些变量对产品的数量和质量起着决定性的影响。另外有些变量的影响虽不这样直接, 然而使它们保持平稳是使生产过程获得良好控制的前提。例如, 对于一个蒸汽加热的反应器或再沸器, 如果蒸汽总管压力波动剧烈, 要把温度控制好将极为困难。还有一些变量对物料平衡起重要作用, 为保持连续均衡生产, 必须加以调节。例如, 中间容器的液位高度及气柜的高度, 应维持在容许范围之内。此外, 有一些变量是决定生产安全的因素, 不允许超出规定的限度。象以上各种类型的变量, 都属应予控制的范畴。

为了实现控制要求, 可以有两类手段, 一是人工控制, 二是自动控制。自动控制是在人工控制基础上发展起来的, 自动化仪表等控制装置代替了人的直接观测、判断、决策和操作, 自动控制规律是人工操作经验的事仿与发展。

(1.1) 几个术语

① 对象 需要实现控制的设备、机器或生产过程, 称为对象, 例如上述的精馏塔、反应器等。

② 被控变量 (被调变量) 对象内要求保持给定数值 (接近恒值或按预定规律变化) 的物理量, 称为被控变量, 例如温度、压力、流量、液位、或分等。

③ 操作变量 受到控制装置操纵, 用以使被控变量保持给定值的物料量或能量, 称为操作变量, 如加热炉温度控制系统的燃料流量等。

④ 扰动 (干扰) 除操作变量以外, 作用于对象并引起被控变量变化的因素, 称为扰动。负荷 (处理量) 变化是一种典型的扰动, 其它象环境温度和压力的变动等也是很常见的扰动。

⑤ 给定值 被控变量的预定值称为给定值。

⑥ 偏差 偏差本来应该是被控变量的给定值与实际值之差。但是, 我们能够直接获取的信息是被控变量的测量值而不是实际值, 因此通常把给定值与测量值之差作为偏差。

(1.2) 控制系统的类型

如果不进行调节, 被控变量将会偏离给定值, 背离工艺要求。主要原因有以下三个方面。

① 在大多数情况下, 扰动不可避免。当扰动出现时, 操作变量必须作相应的变动, 否则由于扰动的效应, 使被控变量发生变化。以一个蒸汽加热器为例, 当冷流体的流量增加时, 如不相应地加大蒸汽流量, 出口温度将会下降。

② 当给定值变化时, 如不改变操作变量的数值, 被控变量不可能适应新的要求。例如, 要提高蒸汽加热器的出口温度, 如果冷流体的流量和入口温度不变, 则蒸汽量也必须加大。

③ 即使给定值不变, 扰动也不出现, 在操作变量不作调节的情况下, 长期保持平衡也

非常困难。以一个液体贮槽为例,即使流出量恒定不变,要找出恰好等于流出量的流入量,精确程度总有一定限度,时间一长,累积误差将越来越大,液位将起变化。

按控制系统的基本结构,可以分为开环控制系统和闭环控制系统两大类。

① 开环控制系统又分两种,一种是按给定值进行控制,仍以蒸汽加热器为例,是使蒸汽流量与给定值间保持一定的函数关系,当给定值变化时,操作变量随之变化。图1-1(a)即为其原理图。

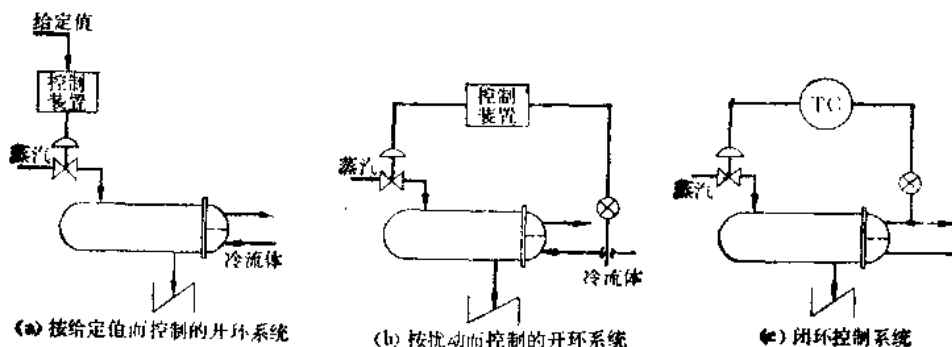


图 1-1 控制系统的基本结构

另一种是按扰动而控制,即所谓前馈控制。在蒸汽加热器中,如果负荷是主要扰动,则使蒸汽流量与冷流体流量间保持一定的函数关系,当扰动出现时,操作变量即随之变化。图1-1(b)即为其原理图。

② 闭环控制系统又称反馈控制系统,它们是按偏差进行调节的。在蒸汽加热器的出口温度控制系统中,温度调节器接受检测元件(及变送器)送来的测量值信息,并与给定值相比较,依据偏差情况,按照一定的控制规律,去调整蒸汽阀门的开度,改变蒸汽量。图1-1(c)即为其原理图。

从上例可以看出,操作变量(蒸汽量)会通过对象去影响被控变量(温度),而被控变量又会通过自动控制装置去影响操作变量,从信息的传送关系来看,构成了一个闭合的回路,所以称为闭环控制系统;被控变量的信息要送回到自动控制装置,所以也称为反馈控制系统。

闭环控制系统较之开环控制系统,应用要广泛得多。它有很多优点,最主要是它能适应给定值和扰动的不同变化,使被控变量越向于给定值,而开环控制系统却不能自动察觉被控变量的变动情况,也不能自动判断操作变量的调整是否切合需要。但是,闭环控制系统也有缺点,因为它是按偏差调节的,在扰动出现时不能立即引起控制作用,所以在有些情况下调节不及时。开环与闭环控制相结合的系统,如前馈-反馈控制系统,就兼收并蓄了两类系统的优点。

有时也采用自动调节系统一词。它的含义是指闭环控制系统。

在闭环控制系统中,按照给定情况的不同,又可分为三种类型。

① 定值控制系统 给定值是一个恒值,控制系统的基本任务是在扰动作用下仍能使被控变量保持在给定值或其附近。化工自动控制系统中的大多数都要求工艺变量平稳不变,属于这一类型控制系统。

② 程序控制系统 给定值是一个预先规定的时间函数,要求被控变量能按照此时间函

数变化。在化工自动化中, 间歇反应器的升温控制系统属于此类系统。

③ 随动控制系统 (伺服系统) 给定值是事前未知的时间函数, 要求被控变量能很好跟踪给定值的变化。在化工自动化中, 有些比值调节系统属于此类, 例如要求甲流体的流量与乙流体的流量保持一定的比值, 当乙流体的流量变化时, 甲流体的流量能很好随之变化。

(1.3) 闭环控制系统的组成

任何一个自动控制系统, 总是由对象和自动控制装置组成的。自动控制装置可以很简单, 例如用浮球带动阀门的液位控制器; 也可以相当复杂, 例如采用工业控制机及其外围设备和接口。不论其结构如何, 闭环控制系统的自动控制装置总要实现检测, 判断、决策和操作的功能, 可以用图1-2所示的方块图来表示。目前在化工自动化系统中应用最广的是电动和气动自动化仪表, 下面就以它们为例, 说明闭环控制系统的组成。

采用下列符号:

$r(t)$ 给定值; $y(t)$ 测量值;
 $e(t)$ 偏差, $e(t) = r(t) - y(t)$; $c(t)$ 被控变量;
 $u(t)$ 调节器输出, 即控制作用; $q(t)$ 操作变量;
 $f(t)$ 扰动。

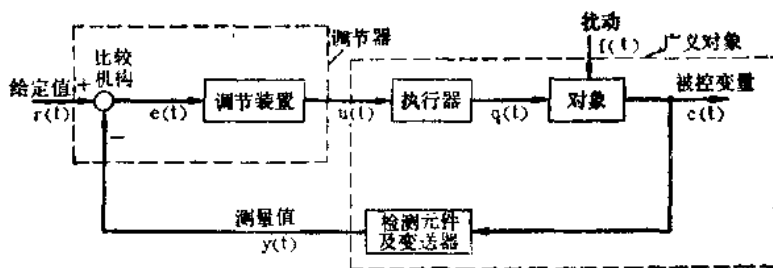


图 1-2 闭环控制系统的组成

检测元件和变送器的作用, 是把被控变量 $c(t)$ 转化为测量值 $y(t)$ 。例如, 用热电偶或热电阻测量温度, 并用温度变送器转换为统一信号, 如 $0.2 \sim 1.0 \text{ kgf/cm}^2$ 的气压或 $0 \sim 10 \text{ ma}$ 的电流。

比较机构的作用是得出给定值 $r(t)$ 与测量值 $y(t)$ 的差值。在自动控制系统分析中, 把 $e(t)$ 定义为 $[r(t) - y(t)]$ 。然而, 在仪表制造行业中, 却把 $[y(t) - r(t)]$ 作为偏差, 正负符号恰好相反。

调节装置的作用是依据偏差的正负、大小及变化情况, 按某种预定的控制规律给出控制作用 $u(t)$ 。 $u(t)$ 也往往是统一的气压或电流信号。

比较机构与调节装置通常是组合在一起的, 称为调节器。

执行器的作用是接受调节器送来的 $u(t)$, 相应地去改变操作变量 $q(t)$ 。最常用的执行器是气动调节阀, 在采用电动调节器的场合, 还预先通过电气转换装置。

系统中调节器以外的各部分组合在一起, 即执行器、对象、检测元件与变送器的组合, 称为广义对象。

在分析控制系统的工作过程时, 有四个很重要的概念。

第一是信息的概念。图1-2中的 $r(t)$ 、 $y(t)$ 、 $e(t)$ 、 $u(t)$ 、 $q(t)$ 、 $c(t)$ 和 $f(t)$, 它们尽管

本身是实际的物理量，然而作为信息来转换和作用。图中的箭头方向表示信息流的流向。试分析图1-3中的两个液位控制系统，图（a）的操作变量是进入量，图（b）的操作变量是流出量。作为物料流动方向来看，两者有进、出之分。但作为信息来看，它们都是作用于对象，使液位发生变化的输入信号，因此箭头方向相同。图中每一部分可以称为一个环节。作用于它的信息称为输入信号，它送出的信息称为输出信号。上一环节的输出信号就是下一环节的输入信号。从整个系统来看，给定值和扰动是输入信号，被控变量或其测量值是输出信号。

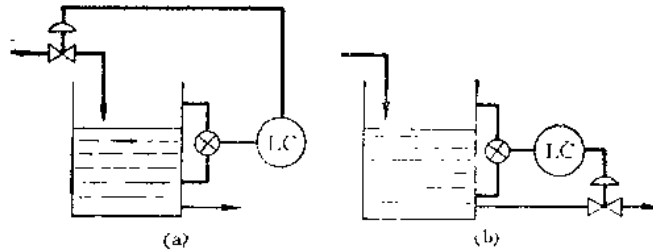


图 1-3 两个液位控制系统

第二是反馈的概念。每个环节的信息流向都是单向的，由输入端流向输出端。把一个或几个环节的输出信号送回到输入端，叫做反馈。在反馈控制系统中，系统输出端送回的信号与给定值相减，亦即取负值后与给定值相加，这属于负反馈。如果接成正反馈，例如把电动变送器的输出信号接到调节器时极性反接，则达不到调节的目的，系统往往不能稳定。

第三是闭环的概念。这在前面已作说明，闭环与反馈是同一件事。需要指出，把系统的反馈通道切断或接通，系统输出与输入信号间的函数关系并不相同，在前一种情况称为开环特性，后一种情况称为闭环特性。

第四是动态的概念。在图1-3中， $r(t)$ 、 $y(t)$ 、 $e(t)$ 、 $u(t)$ 、 $q(t)$ 、 $f(t)$ 和 $c(t)$ 都表明是时间函数，它们是随时间而变化，是不断运动的。在定值控制系统中，扰动作用使被控变量偏离给定值，调节作用又驱使它复归给定值。扰动与调节构成一对主要矛盾，变量处于不断运动之中。

（2）静态和动态

对于一个控制过程，我们除了关心调节的最终结果以外，更须注意调节的变化过程。拿精馏塔来说，如果在出现扰动后，被控变量回到给定值要经过很长的时间，其间的偏差又很大，则将在很长时间内给出不合格的产品，那是不能容许的。因此，对系统不仅需要从静态的观点来考虑，更需要从动态的角度作分析。

所谓静态，是指系统或环节在某一输入下，到 $t \rightarrow \infty$ 时达到平稳时的情况。对于化工对象来说，静态特性由物料平衡、能量平衡、传热、传质及化学反应速度和平衡等规律所确定。从严格的意义上说，应该称为稳态特性，因为它所反映的是动态平衡情况。例如，一个液体贮槽，如果流入量与流出量时时相等，则液位保持初始位置不变，这时候建立动态平衡，这种情况就是静态。如果出现扰动之后，液位最终又在一个新的位置上建立平衡，则又建立了静态。

所谓动态，是指在输入信号作用下，系统或环节从原来的静态出发，逐渐变化的过渡过

程。仍以液体贮槽为例, 如果流入量多于流出量, 物料平衡被破坏, 多出来的液体蓄积于贮槽内, 引起液位逐渐升高, 这种过程就是动态。动态特性亦称暂态特性。可以认为静态是动态特性在 $t \rightarrow \infty$ 时的特例。

化学工程经典内容的主体实质上就是化工对象的静态特性。要对自动控制系统作分析,

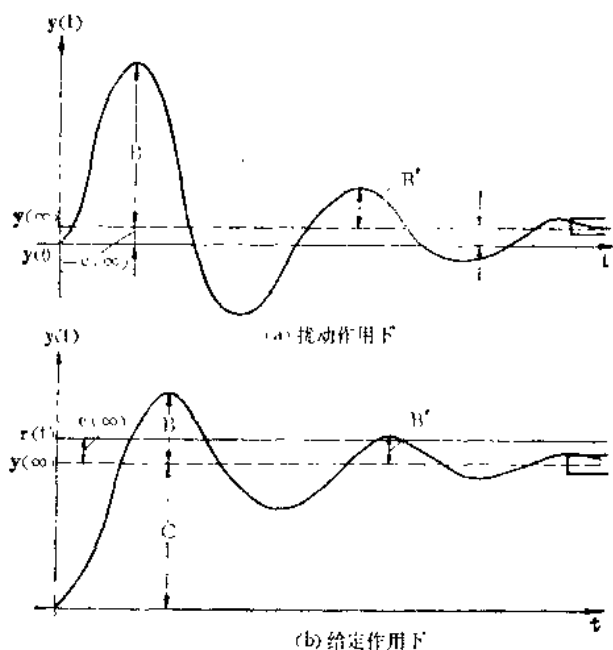


图 1-4 过渡过程的典型例子

需要增加动态特性的考虑与探讨。也就是说, 要分析物料进入量与流出量不等时, 物料的蓄积或亏损引起被控变量的变化过程; 能量进入量与流出量不等时, 能量的蓄积或亏损引起被控变量的变化过程等等。

对于集中参数的系统或环节, 静态特性用代数方程描述, 动态特性用微分方程(时间连续情况)或差分方程(时间离散情况)来描述。这些微分方程中包括以时间为自变量的导数项。

(3) 品质指标

在化工自动控制系统中, 时间域品质指标具有直接的意义。

品质指标的出发点是控制系统原来处于平衡状态, 以此时的被控

变量作为基准值, 即取 $y(0) = 0$ [或 $c(0) = 0$]。从 $t = 0$ 的时刻开始, 系统受到单位阶跃外作用, 即 Δf 或 $\Delta r = 1$ 。于是被控变量开始变化, 最后达到新的平衡状态 $y(\infty)$ [或 $c(\infty)$]。图 1-4(a) 和 (b) 分别为扰动作用和给定作用下过渡过程的典型例子。

品质指标分单项指标与综合指标两大类。

单项指标中主要有:

① 余差 (静差) $e(\infty)$ 在阶跃外作用下的最终偏差叫做余差。在图 1-4(a) 的情况, 即为 $-y(\infty) = -C$, 在图 1-4(b) 的情况, 为 $r - y(\infty) = r - C$, 式中的 C 是 $y(t)$ 的最终值。余差取决于系统各环节的静态特性, 要求为零, 或不超过预定的范围。

② 衰减比 N 如果过渡过程存在振荡, 上一个波的振幅与下一个波的振幅之比 (B/B') 叫做衰减比。衰减比是衡量稳定程度的动态指标。如果振幅不衰减, 反而扩大, N 小于 1:1, 调节过程不稳定, 系统不能正常工作。如果 N 等于 1:1, 则为等幅振荡, 系统处于稳定边缘。如果 N 大于 1:1, 则为衰减振荡, 那是可以容许的。如果 $N \rightarrow \infty$, 或者连第一个波也不出现, 系统更加稳定。

在多数情况下, N 应取为 4:1 至 10:1。

也有人用衰减率 η 来反映阻尼情况, $\eta = \frac{B - B'}{B'}$ 。 $N = 4:1$ 相当于 $\eta = 0.75$, $N = 10:1$ 相当于 $\eta = 0.90$ 。

③ 最大偏差 $e_{\max}$ 或超调量 σ 前一项指标常用于扰动作用下的控制系统, $|e_{\max}| =$

$|B+C|$ ；后一项指标常用于给定作用下的控制系统， $\sigma = \frac{B}{C} \times 100\%$ 。这两者都是动态指标，它们都反映超调情况。在定值控制系统， e_{max} 应该有它的容许界限。

④调节时间 要使 $y(t)$ 完全趋近于 $y(\infty)$ ，时间几乎要无限地长。然而，要使 $y(t)$ 进入 $y(\infty)$ 附近一定范围，并继续保持于此范围之内，时间还是有限的。对于给定作用下的控制系统， $y(t)$ 进入 $y(\infty)$ 附近 $\pm 5\%$ 或 $\pm 3\%$ 区域之内所需时间，叫做调节时间。提高振荡频率，或增大衰减比，都能缩短调节时间。

各项指标须结合具体系统的控制要求来选择，要分清主次，因为要求这四个质量指标都要很高是困难的。

综合指标往往通过偏差的某些函数对时间的积分值来表述，它们兼顾了衰减比、超调量和调节时间几方面的因素。较常用的有三种：

① 偏差绝对值对时间的积分 $IAE = \int_0^{\infty} |e| dt$ 如果直接按偏差对时间积分，则将产生上下积分面积相消现象，采用偏差的绝对值后可避免这一点。

② 偏差绝对值与时间乘积对时间的积分 $ITAE = \int_0^{\infty} |e| t dt$ 与IAE比较，它对消除偏差所需的时间更为敏感。

③ 偏差平方值对时间的积分 $ISE = \int_0^{\infty} e^2 dt$ 与IAE比较，它对最大偏差的数值更为敏感。

在现代控制理论中，常采用某种目标函数 J 作为品质指标，常用的二次型指标可说是ISE的一种发展。

(4) 广义对象特性及对调节过程品质的影响

(4.1) 广义对象特性的类型

前已说明，广义对象是由执行器、对象、检测元件和变送器所组成，即控制系统中除调节器以外的全部环节的组。显然，对于一个已定的控制回路，广义对象是否能控，是否易控，对调节过程品质有很大影响。

广义对象特性可以通过控制作用 $u(t)$ 作阶跃变化（而扰动 $f(t)$ 不变化）时被控变量测量值的时间特性 $y(t)$ ，和扰动 $f(t)$ 作阶跃变化（而控制作用 $u(t)$ 不变化）时被控变量测量值的时间特性 $y(t)$ 来反映。用图形表示时，前者称为调节通道的响应曲线，后者称为扰动通道的响应曲线。

响应曲线可以分为四种类型。

① 有自衡的非周期特性 讨论图1-5(a)所示的液体贮槽。设进料调节阀为气开阀，则当调节器输出气压增加时，进料量就加大。如果进料多于出料，多出的液体蓄积起来，使液位升高。然而随着液位的上升，出料量将随着静压头的上升而加大。这样，进、出流量之差会逐渐减小，液位的上升速度会逐渐变慢，系统会自发地趋向新的平衡。图1-5(b)就是它的响应曲线。

图1-6所示的蒸汽加热器也有类似的特性。当蒸汽阀开大后，流入热量增加，打破了原来的热量平衡。多出的热量使管壁及管内流体温度上升，出口温度也将上升。然而随着出口温度的上升，流出热量也增加，这样就使温度的上升速度变慢，最后能自发地建立新的平衡。

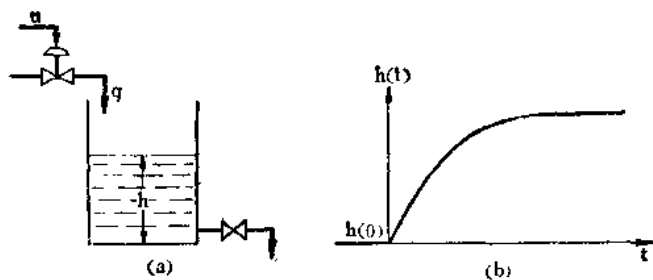


图 1-5 有自衡的液位对象

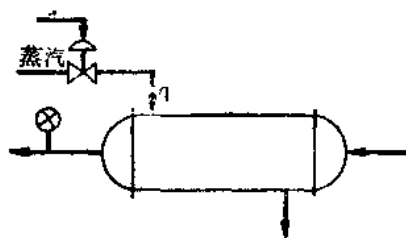


图 1-6 蒸汽加热器的例子

这种类型的对象在化工自动化系统中是最常见的。

② 非自衡的非周期特性 图1-7(a)所示也是一个液体贮槽，它与图1-5所示系统的差别在于：这里的出料不是用阀门节流，而是用定量泵抽送。当进料量增加后，液位的上升不会影响到出料量。因此，当进料量作阶跃变化后，液位将等速上升，不能建立新的平衡，图1-7(b)所示即为非自衡的响应曲线。

非自衡的非周期过程的响应曲线也可能出现图1-8所示的形状。

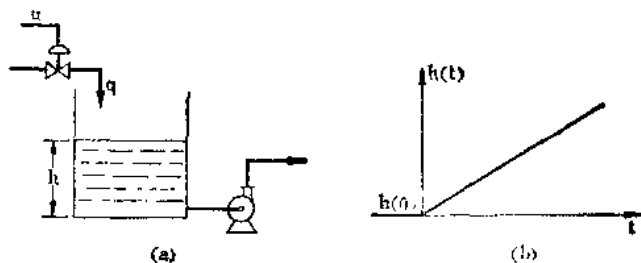


图 1-7 非自衡的液位对象

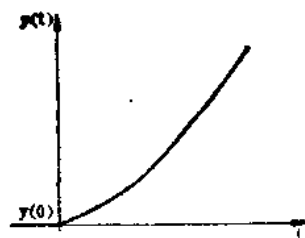


图 1-8 非自衡响应曲线一例

一般地说，非自衡对象要比自衡对象难控一些。

③ 振荡特性 有些对象在 $f(t)$ 或 $u(t)$ 的阶跃作用下，即使未构成调节回路，本身就要振荡（图1-9）。显然，振荡特性的对象也往往较自衡的非周期特性的对象难控一些。

④ 反向特性 也有少数对象，会出现图1-10所示的反向特性，即起始时的变化方向与最终的变化方向相反。处理这类对象必须十分留意，要避免作出误向控制动作。

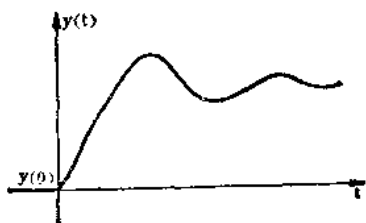


图 1-9 振荡特性

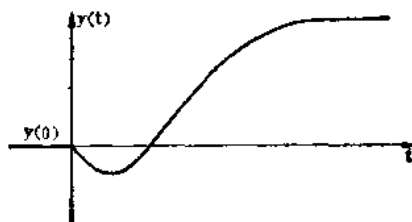


图 1-10 反向特性

在以上四类中,以第一类为主。下面讨论它的三个特性参数 K 、 T 、 τ 及其影响。

(4.2) 放大系数 K (增益) 及其影响

对于一个环节或系统,当输入作阶跃变化 Δx 后,输出变量由原来的静态值 $y(0)$ 逐步改变到新的静态值 $y(\infty)$,输出的静态变化量与输入的静态变化量之比叫做放大系数或增益 K ,

$$K = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta x} \quad (1-1)$$

放大系数是一种静态特性参数。

广义对象的放大系数有两类,一类是调节通道的放大系数 K_o ,另一类是扰动通道的放大系数 K_i ,

$$K_o = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta u}, \quad K_i = \frac{y(\infty) - y(0)}{\Delta f} \quad (1-2)$$

调节通道 K_o 的大小对调节品质有一定影响。如果 K_o 很小,那末即使调节器的输出作大幅度的变化,对被控变量仍影响甚微,可能收不到所需的调节效果。如果 K_o 很大,那末即使调节器的输出变化不多,对被控变量却影响很大,这样的控制手段很是灵敏;但是,此时调节作用的变化必须相当和缓,否则会使被控变量大起大落,不易平稳。下面即将说明,调节器的放大系数 K_o 应与广义对象的 K_o 适当配合。

扰动通道的放大系数 K_i 的大小对调节品质也有一定影响。如果 K_i 很小,那末即使扰动量很大,对被控变量的影响却不大,这样的系统较易满足控制指标。反之,如果 K_i 很大,而且扰动量大而频繁,那就很难使被控变量平稳了,这时候需设法排除干扰,或采用前馈与反馈控制相结合的系统。

(4.3) 时间常数 T 及其影响

时间常数 T 的确切定义,将在25.1.2节给出。这里先从响应曲线引出等效时间常数的概念。

响应曲线的斜率是不断变化的。照以前的初步分析,应该在起始时刻最大,以后逐渐减小。但是实际系统的情况较此复杂,也可能在中间某点斜率最大,出现拐点(图1-11)。由斜率最大的点作切线,交 $y=y(0)$ 线于A点,交 $y=y(\infty)$ 线于C点,则C与A间的时间间隔就作为时间常数 T ,A与O间的时间间隔作为滞后时间 τ 。

时间常数 T 和滞后时间 τ 都是动态特性参数。调节通道的时间常数 T_o 越大,调节过程将是缓慢。扰动通道的时间常数 T_i 应与 T_o 比较考虑,如果 T_i 小于 T_o ,则扰动的效应快,调节的效应慢,被控变量的最大偏差不容易减小;如果 T_i 大于 T_o ,则被控变量的变化将比较平缓。

(4.4) 滞后时间 τ 及其影响 滞后时间 τ 的出现,有两个方面原因,一是由于信息输送

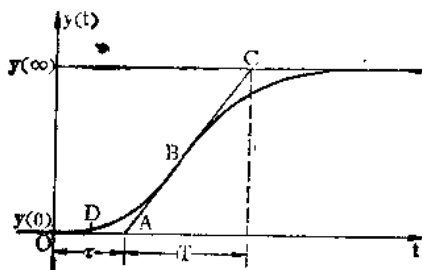


图 1-11 由响应曲线求 τ 和 T

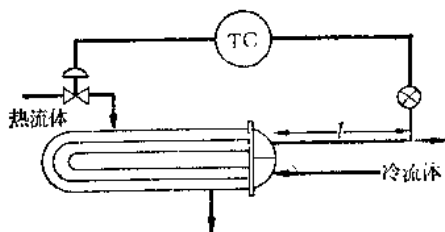


图 1-12 换热器中的滞后

需要时间，二是由于对象的容量不止一个。

图1-12所示换热器中冷流体出口处至检测点有一段距离 l ，当冷流体出口温度变化后，设流体的流速为 w ，则要经过时间 $\frac{l}{w}$ 后才能被检测元件所发现。即使热流体流量作了大幅度的变化，在 $\Delta t = \frac{l}{w}$ 这段时间内不能反映在温度测量值 $y(t)$ 上。这种由于信息传输引起的滞后叫做纯滞后或传输滞后，它可能起因于 $c(t)$ 至 $y(t)$ 的检测通道，也可能起因于调节通道自 $u(t)$ 至 $q(t)$ 的一侧。象图1-11中的OD，就是纯滞后。

需要指出，流量信息的传输，即使调节阀或检测元件离设备稍远，在流体不可压缩而且管内充满流体的情况下，几乎不需要时间，不引起纯滞后。

再讨论另一类滞后。当热流体流量作阶跃增长时，要使温度测量值上升，需要经过热流体本身升温、管壁升温、冷流体升温及测温元件升温等一系列变化，所以测量值上升速度一开始不快，然后由慢变快，后来再由快变慢。这样，响应曲线斜率最大的一点将不在起始点，出现了DA这一段过渡滞后。

调节通道滞后 τ_o 的存在，显然不利于调节。控制作用的效果要隔一般时间 τ_o 才显现，将使控制不够及时。我们通常注意滞后与时间常数之比 τ_o/T_o ，这个比值越大，被控变量越容易振荡，对象越难于控制。

由此可得出结论，减少滞后时间 τ_o 有利于提高调节品质。在同样的 τ_o 值下，加大 T_o 将有利于调节过程的平稳，虽然调节时间将会较长。

扰动通道滞后 τ_f 的影响却是另一回事。扰动何时出现本来不能预知， τ_f 推迟了扰动的效应，后果与扰动推迟一段时间 τ_f 进入系统并无不同，对调节过程品质不起多大影响。

(5) 调节器特性及对调节过程品质的影响

除了简单的位式调节外，调节器特性主要是比例 (P)、积分 (I) 及微分 (D) 作用及其组合。下面分别讨论。

(5.1) 位式调节

在位式调节中，调节器输出只可能有几种固定的数值。例如，在双位调节中，只有两种位置，通常是开和关。图1-13是一个液位双位调节的例子。当液位超过 H_h 后，停止进料，当液位低于 H_l 后，进料阀全开。如果只用一个触点， $H_h = H_l$ ，则接近理想双位特性（图1-14(a)），阀门的启闭过于频繁；如果用两个触点， $H_h > H_l$ ，则特性曲线中有滞环存在，见图1-14(b)。

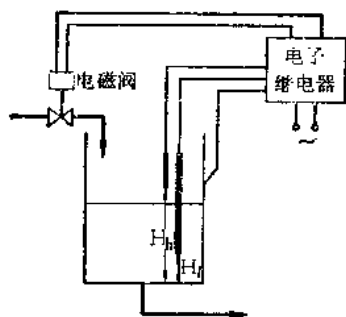


图 1-13 液位双位调节

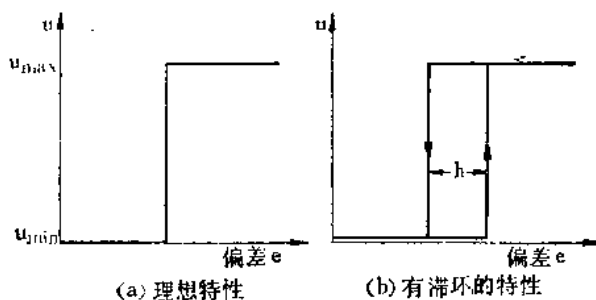


图 1-14 双位特性

位式调节的过渡过程必然是持续振荡的过程 (图1-15(a))。如果对象存在滞后, 则振荡将超出滞环范围 h 以外。假使实际需要的流量并不恰好等于开、关两种位置时流量的平均值, 那末, 被控变量上升的速度与下降的速度不等。在同样的滞后时间内, 上升和下降时超出滞环的数值也不等, 被控变量的平均数值将高于或低于给定值 (图1-15(b))。滞后时间越长, 或是上升与下降速度之差越大, 则平均值与给定值之差就越大。

(5.2) 比例调节

在比例调节中, 调节器输出的变化量与偏差的变化量成正比例, 在时间上没有延滞, 即 $\Delta u = K_c \Delta e$, 或

$$u = u_0 + K_c e \quad (1-3)$$

式中的 u_0 是偏差 $e=0$ 时的调节器输出; K_c 叫做比例增益, 或放大倍数。当 K_c 为正值时, 称为反作用; K_c 为负值时, 称为正作用。即当测量值 y 上升或给定值 r 下降时调节器输出 u 上升者, 属于正作用, 反之则属于反作用。调节器正、反作用的选择应依据对象的工艺性质及调节阀为气开或气关而定, 必须使调节器输出的变化方向能缩小或消除偏差。也就是说, K_c 的正负应取决于广义对象放大系数 K 的正负, 两者的乘积应为正值。

图1-16是最简单的液位、压力和温度比例调节器的示意图。当被控变量变化时, 阀门的开度即随之变化。在液位系统 (a), 浮球的升降通过杠杆使阀杆移动; 在压力系统 (b), 压力与调节阀弹簧的弹性力相平衡; 在温度系统 (c), 温度敏感元件内充液的蒸气压力与调节阀弹簧的弹性力相平衡。以上类型结构简单, 价格低廉, 都属于自力式 (不用外来能源)。但是 K_c 的调整不够方便, 而且输出的能量也很有限。多数工业用调节器采用放大器和反馈环节来产生比例作用。

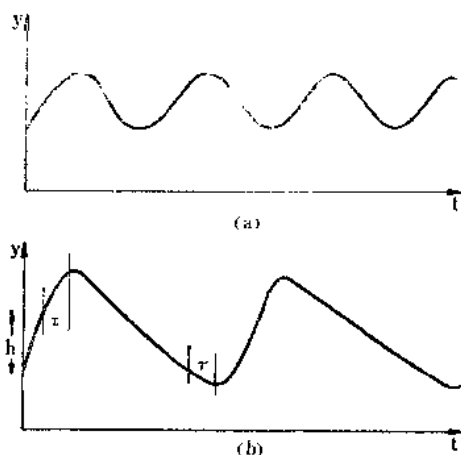


图 1-15 双位调节过程

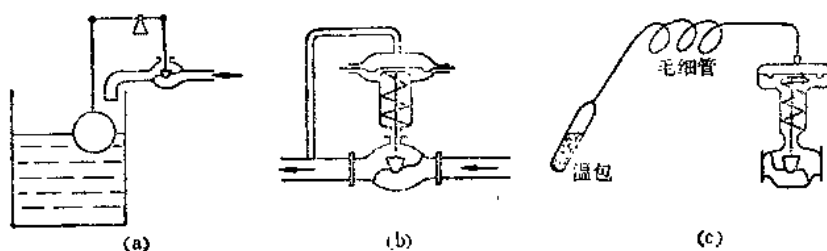


图 1-16 几种简单的比例调节器

图1-17是一种电动调节器比例调节单元的原理图。放大器的增益很高, 且为高输入阻抗, 几乎没有电流流入。作为简化分析, 可以认为: ①A点的电位 E_a 非常接近于地电位, 否则输出电位不可能是有限值, 故A点称为“虚地”点; ②经A点流入放大器的电流接近于零。这样, 依据欧姆定律可知:

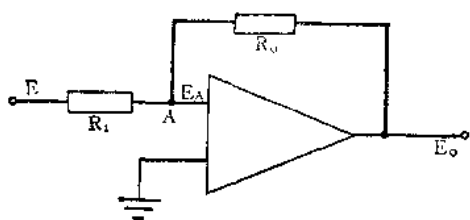


图 1-17 一种电动比例环节

$$\frac{E_i - 0}{R_i} = \frac{0 - E_o}{R_o}$$

即

$$E_o = -\frac{R_o}{R_i} E_i \quad (1-4)$$

式中 E_i 和 E_o 为输入和输出电位, R_i 和 R_o 是电阻。上式表明输出和输入确是比例关系, 调整 R_o 或 R_i 即可改变比例增益 K_c 。

也可抽象成一般性的原理方块图 (图 1-18)。图中 K 是放大器的增益, 在此为负值; β

是反馈系数, 在此为 $-R_i/R_o$ 。从图中可知,

$$\left. \begin{aligned} E_o &= K E_A \\ E_A &= E_i - \beta E_o \end{aligned} \right\} \quad (1-5)$$

消去 E_A ,

$$E_o = \frac{K}{1 + \beta K} E_i \quad (1-6)$$

$$\text{当 } K \text{ 很大时, } E_o \approx \frac{1}{\beta} E_i \quad (1-7)$$

上式说明, 如果放大器有高增益, 则该环节的放大倍数主要取决于反馈系数。

比例作用调节器开环特性的几点有关说明:

① 对于输入和输出是统一信号的情况, K_c 是一个无因次值, 这种情况下 K_c 的倒数称为比例度 δ ,

$$\delta = \frac{1}{K_c} \times 100\% \quad (1-8)$$

② 比例度的定义是

$$\begin{aligned} \delta &= \left(\frac{\text{调节器输入的变化量}}{\text{调节器输入的全部变化范围}} \right) / \left(\frac{\text{调节器输出的变化量}}{\text{调节器输出的全部变化范围}} \right) \times 100\% \\ &= \left(\frac{\text{笔尖移动距离}}{\text{全标尺距离}} \right) / \left(\frac{\text{调节器输出的变化量}}{\text{调节器输出的全部变化范围}} \right) \times 100\% \end{aligned} \quad (1-9)$$

当标尺刻度线性时, 笔尖移动距离与偏差的变化量成正比。对于采用统一标准信号的调节器, 输入和输出的全部变化范围是一样的, 所以 δ 等于 $\left(\frac{\Delta e}{\Delta u} \times 100\% \right)$ 。

例如, $\delta = 10\%$ 时, 要使调节器输出作全范围的变化, 偏差值须改变 10% ; $\delta = 200\%$ 时, 即使偏差值作 100% 的变化, 调节器输出也只改变 50% 。

K_c 越大, 或 δ 越小, 则调节作用越强。

③ 在 $\delta < 100\%$ 的情况, 调节器输出与输入的变化只在某一范围内成比例关系。例如, 图 1-19 所示是 $\delta = 50\%$ 时的调节器开环特性, 只在 e 为 -25% 至 $+25\%$ 的区域内, Δu 与 Δe 成

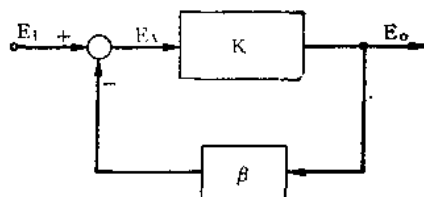


图 1-18 比例调节单元的方块图

比例关系。 δ 就是成比例的输入范围。

④ 有些比例作用调节器的 u_0 值可以调整, 以适应生产负荷的需要。在多数情况下, u_0 调整为 50%

下面讨论的是把比例调节器切入自动, 系统闭环运行时的一些特性, 特别是调节器参数对调节品质的影响。

① 在扰动及给定值变化时有余差存在。因为这时候要使被控变量等于给定值, 操作变量应该有新的数值。但在比例调节中, 对应于 $e = 0$ 的一点, 调节器输出 u 只能是一种数值。要使 u 作变化以建立新的平衡, e 必须不为 0, 这样, 余差的产生不可避免。在 δ 小时, 对应于同样的 Δu 变化量的 Δe 值小, 故余差小。同样, 在负荷变化小的时候, 建立新的平衡所需的 Δu 变化量也小, Δe 或余差也小。

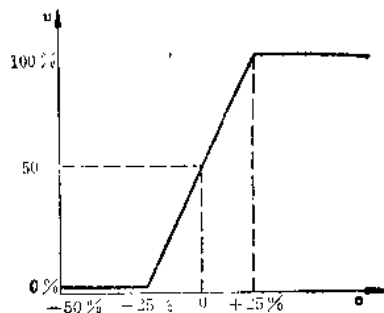
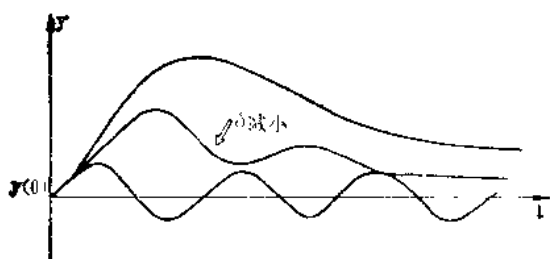
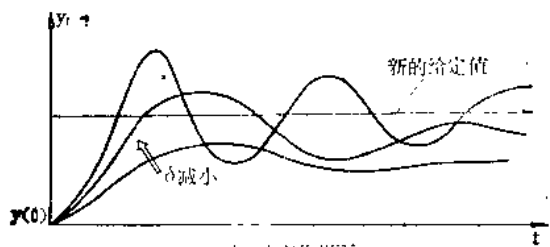


图 1-19 比例特性



(a) 干扰作用下



(b) 给定值作用下

图 1-20 不同比例度下的调节过程

② δ 越小 (即 K_c 越大), 调节作用越强。与此同时, 振荡的倾向越强。此时将使振荡频率提高, 最大偏差减小, 但衰减比也减小, 稳定程度降低。图 1-20 是几个不同比例度下的调节过程。

③ 广义对象的 K_0 大时, 或 τ_0/T_0 大时, 调节器的 δ 应该大些 (即 K_c 小些), 才能保持同样的稳定程度。 τ_0/T_0 大时, δ 必须很大, 余差也就很大, 其它品质也差。

(5.3) 比例积分 (PI) 调节

引入积分作用的目的是为了消除余差。比例积分 (PI) 作用调节器的特性式是

$$u = u_0 + K_c \left(e + \int_0^t \frac{e}{T_i} dt \right) \quad (1-10)$$

式中 $K_c e$ 是比例项, $K_c \int_0^t \frac{e}{T_i} dt$ 是积分项, T_i 称为积分时间。图 1-21 是 e 作阶跃变化时, 调节器输出的响应曲线。在 $t = T_i$ 时, 比例调节作用的变化量 Δu_p 正好与积分调节作用 Δu_i 相等。 T_i 越短, 积分速度越快。与比例特性相比较, 可以把比例积分调节看作是 u_0 随着 e 的积累而变化的一种比例调节作用, 只有在 $e = 0$ 时, u_0 的变化才会停止, 因此它可适应不同需要而消除余差。也可以把它看作是 K_c 随着 e 的积累而变化的一种比例调节作用。

在工业调节器中, PI 作用的产生往往采用某种反馈环节与放大器的组合, 这种反馈环节在阶跃输入下的反馈系数会随时间而变化, 反馈应先大后小, 这样组合后的输出会在瞬时响应后再继续沿相同方向变化。采用 R、C 适当组合的网络, 可实现上述要求, 图 1-22 即为

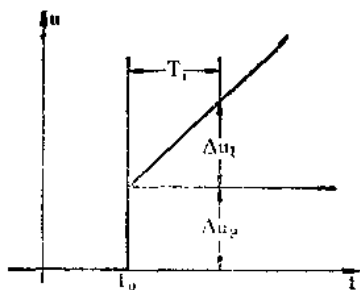


图 1-21 PI特性

两个PI调节单元示意图。

下面就比例积分调节器投入使用，系统闭环运行时的特点作一些说明。

① 当给定值或扰动作阶跃变化时，被控变量不会有余差。

② 积分作用具有相位上的滞后性。图1-23所示是扰动作阶跃变化时调节过程的一个例子。尽管是在闭环情况， Δu_p 和 Δu_i 仍可依据调节器特性式作出。可以看出，当 y 已由最高点

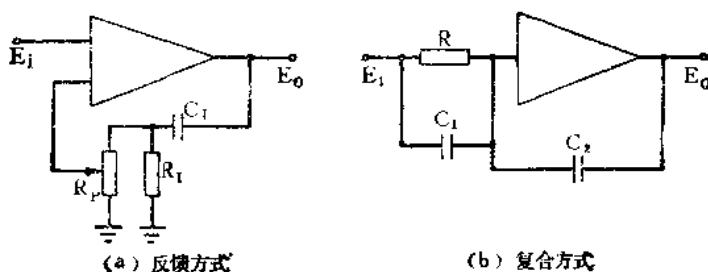


图 1-22 PI调节单元示意图

下降、开始有反向趋势时，调节器输出仍继续上升，要一直到偏差值为零时，积分作用才停止，此时调节阀的启闭很可能已经过度，结果容易引起振荡。

③ 单纯的积分调节使用不多，通常往往采用比例加积分的方式。为了保持同样的稳定程度，在引入积分作用后，必须适当增加 δ （加大10~20%），结果使频率变慢，最大偏差增大，调节时间延长，这些动态品质指标都将下降。

④ T_i 的选择要既能及时消除余差，又不过分降低调节品质，一般常选为 2τ 左右。

⑤ 对于间歇性的调节情况，如用于放空阀、防喘振、间歇式加热反应釜等，引入积分作用后还将引起积分饱和问题。以某一压力放空调节系统为例，它采用气动调节器，在 $u = 1.0\text{kg/cm}^2$ 时，阀门全关。在正常情况下，设备内的压力低于容许限值， e 长期为正值（调节器取容许限值为给定值），调节器输出很可能超过 1.0kg/cm^2 ，而达到气源压力 1.4kg/cm^2 。如设备内的压力逐渐上升，只要尚未达到容许限值，调节器输出一直保持 1.4kg/cm^2 。

当压力超过容许限值后，调节器输出一时还降不到 1.0kg/cm^2 ，这样调节阀仍不能打开，甚

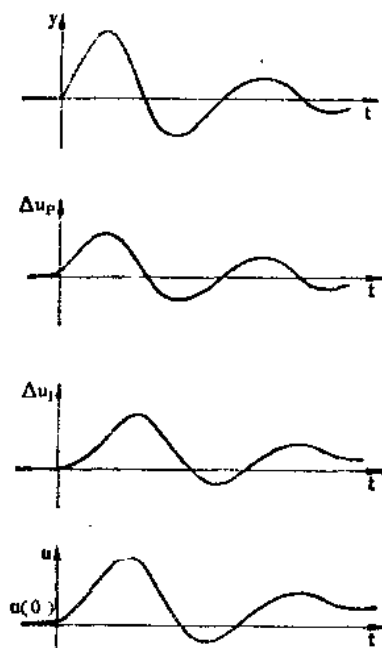


图 1-23 PI调节器的调节过程

至无法防止事故发生。积分超过规定上下限、要隔一段时间调节作用才进入正常范围的现象,称为积分饱和。

(5.4) 比例微分 (PD) 和比例、积分、微分 (PID) 调节

引入微分调节作用,也就是引入依据偏差变化趋势的调节作用,目的是为了改善调节过程的品质,尤其是对具有较大的过渡滞后的对象,如温度及成分调节系统,可收到显著的功效。

理想比例微分调节器的特性式是

$$u = u_0 + K_c \left(e + T_d \frac{de}{dt} \right) \quad (1-11)$$

与比例调节作用相比较,增加了导数项 $K_c T_d \frac{de}{dt}$, T_d 称为微分时间。当偏差作斜坡函数及阶跃变化时的响应曲线分别如图1-24(a)和(b)所示。

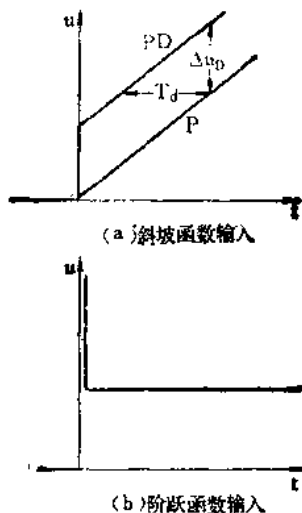


图 1-24 理想PD特性

从图1-24(a)可以看出,引入微分作用后,调节器输出较之单纯的比例调节,增加了 $\Delta u_D = K_c T_d \frac{de}{dt}$, 因此,要达到同样的 u 值,在时间上就比单纯的比例调节要超前一段时

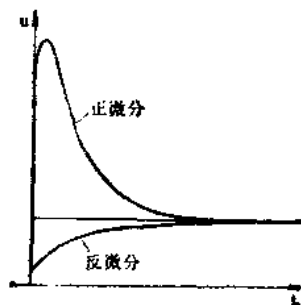


图 1-25 实际PD特性

间 T 。

从图1-24(b)可以看出,在阶跃输入下,调节器输出具有 δ 函数的形状,跳变过大,并不合适。工业上应用的实际PD调节器对此作了限制,特性式成为:

$$u + \left(\frac{T_d}{K_d} \right) \frac{du}{dt} = u_0 + K_c \left(e + T_d \frac{de}{dt} \right) \quad (1-12)$$

当输入作阶跃变化时,初始的跳变量是 Δu_r 的 K_d 倍,等于 $K_d K_c \Delta e$ 。 K_d 叫做微分增益,一般为5~10。另外,有一类 $K_d < 1$ 的调节单元,称为反微分单元。

实际PD调节器在阶跃输入下的时间特性如图1-25所示。解微分方程式(1-12)可得:

$$u = u_0 + K_c \left[1 + (K_d - 1) e^{-\exp\left(-\frac{K_d t}{T_d}\right)} \right] \quad (1-13)$$

当 $t = 0^+$ 时, $u - u_0 = K_c K_d e$;

当 $t \rightarrow \infty$ 时, $u - u_0 = K_c e$;

当 $t = T_d / K_d$ 时, $u - u_0 = K_c [1 + 0.368(K_d - 1)]$,