

# 第 1 章 过程控制系统

## 1.1 单回路反馈控制系统

单回路反馈控制系统简称单回路控制系统。在所有反馈控制系统中，单回路反馈控制系统是最基本、结构最简单的一种，因此，它又称简单控制系统。

单回路控制系统虽然结构简单，却能解决生产过程中的大量控制问题，它是生产过程中最为广泛的一种控制系统。生产过程中 70% 以上的控制系统是单回路控制系统。

单回路控制系统是复杂控制系统的基础。掌握了单回路控制系统的分析和设计方法，将会给复杂控制系统的分析和研究提供很大的方便。

### 1.1.1 单回路控制系统结构组成

如图 1-1 所示，单回路反馈控制系统由 4 个基本环节组成，即被控对象（简称对象）、测量变送装置（简称变送器）、控制器和控制阀，这是单回路反馈控制系统的第一个特点。

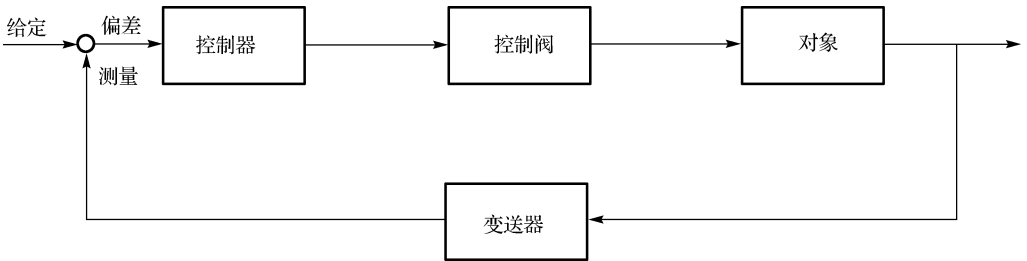


图 1-1 单回路反馈控制系统框图

由图 1-1 可以看出，在该系统中存在着一条从系统的输出端引向输入端的反馈路线，也就是说，该系统中的控制器是根据被控变量的测量值与给定值的偏差来进行的。这是单回路反馈控制系统的又一特点。

单回路反馈系统结构简单，所需自动化工具少，投资比较低，操作维护也比较方便，而且一般情况下都能满足控制质量的要求。因此，这种控制系统在生产过程控制系统中得到了广泛应用。

单回路反馈系统根据被控变量的类型不同，可以分为温度控制系统、压力控制系统、流量控制系统、液位控制系统等。虽然这些控制系统名称不同，但是它们具有相同的框图，便于对它们进行共同研究。

### 1.1.2 被控变量的选择

被控变量的选择是控制系统设计的核心问题，选择得正确与否，会直接关系到生产的稳定操作、产品质量的提高、生产安全与劳动条件的改善等。如果被控变量选择不当，不论采

用何种控制仪表，组成什么样的控制系统都不能达到预期的效果以满足生产的技术要求。

对于以温度、压力、流量、液位为操作指标的生产过程，就选择以温度、压力、流量、液位作为被控变量，这是很容易理解的，无须讨论。

采用质量指标作为被控变量，必然要涉及产品的成分或物性参数（如密度、黏度）的测量问题，这就需要用到成分分析仪表和物性参数测量仪表。有关成分和物性参数的测量问题，目前国内外尚未得到很好的解决。一方面产品品种类型很不齐全，致使有些成分物性参数尚无法实现在线检测和变送；另一方面这些仪表，特别是成分分析仪表具有较严重的测量滞后，不能及时地反映产品质量变化的情况。

当直接选择质量变量作为被控变量比较困难或不可能时，可以选择一种间接指标作为被控变量。选择被控变量的原则是如下。

(1) 如有可能，应当尽量选择质量指标作为被控变量。

(2) 当不能选择质量指标作为被控变量时，应当选择一个与产品质量指标有单值对应的间接指标参数作为被控变量。

(3) 所选择的间接参数应具有足够大的灵敏度，以便反映产品质量的变化。

(4) 选择被控变量时，必须考虑工艺的合理性和国内外仪表生产的现状。

被控变量确定之后，还需要合适的操作变量，以便被控变量在外界干扰下发生变化时，能够通过对操作变量的调整，使得被控变量迅速地返回原先的给定值上，以保持产品质量的不变。

### 1.1.3 操作变量的选择原则

(1) 所选的操作变量必须是可控的。

(2) 所选的操作变量应是通道放大倍数比较大者，最好大于干扰通道的放大倍数。

(3) 所选的操作变量应尽量使扰动通道时间常数越大越好，而控制时间常数应越小越好，但不宜过小。

(4) 所选的操作变量其通道纯滞后时间应越小越好。

(5) 所选的操作变量应尽量使干扰点远离被控变量而靠近控制阀。

(6) 在选择操作变量时还要考虑工艺的合理性（一般来说，生产负荷直接关系到产品的产量，不宜经常变动，在不是十分必要的情况下，不宜选择生产负荷作为操作变量）。

### 1.1.4 控制阀的选择

控制阀是控制系统的执行机构，它接受控制器的命令执行控制任务。控制阀选择的合适与否，将直接关系到能否很好地起到控制作用，因此，对它必须给予足够的重视。

控制阀选择的内容包括开闭形式的选择、口径大小的选择、流量特性的选择及结构形式的选择等内容。

#### 1. 控制阀口径大小的选择

控制阀口径大小直接关系着控制介质流过它的能力。控制阀口径大小，通过计算控制阀流通能力的大小来决定。控制阀流通能力必须满足生产控制的需要，并留有一定的余地。一般流通能力根据控制阀所在管线的最大流量及控制阀两端的压降来计算，并且为了保证控制阀具有一定的可控范围，必须使控制阀两端的压降在整个管线的总压降中占有较大的比例。

所占的比例越大，控制阀的可控范围越大。如果控制阀两端压降在整个管线总压降中所占的比例小，可控范围就变小，将会导致控制阀特性的畸变，使控制效果变差。

## 2. 控制阀开闭形式的选择

控制阀接收的是气压信号，当膜头输入信号增大，控制阀开度也增大，称为气开阀。反之，当膜头输入信号增大，控制阀开度减小，则称为气闭阀。

对于一个具体的控制系统来说，究竟选择气开阀还是气闭阀，要由具体的工艺来决定。一般来说要根据以下几个原则来进行选择。

(1) 首先要从生产安全出发，即当气源供气中断，或控制器出故障而无输出，控制阀膜片破裂而漏气等使控制阀无法正常工作，以致阀芯恢复到无能源的初始状态（气开阀恢复到全闭状态，气闭阀恢复到全开状态），应能确保生产工艺设备的安全，不致发生事故。

(2) 从保证产品质量出发，当控制阀处于无能源状态而恢复到初始位置时，不应降低产品的质量。

(3) 从降低原料、成品、动力损耗来考虑。

(4) 从介质的特点考虑。

## 3. 控制阀流量特性的选择

目前，我国生产的控制阀有线性特性、对数特性（即等百分比特性）和快开特性。尤其以前两种特性的控制阀应用得较多。需要指出的是，一般仪表厂所给的控制阀流量特性都是理想特性，即控制阀前、后压差为恒定时的流量特性。然而，在实际工作中，由于多种因素的影响，使得控制阀前、后压差不可能维持恒定，因此，控制阀的特性就要发生变化，不再保持理想特性。控制阀在实际使用状态下的流量特性称为工作特性。考虑配管情况，进行控制阀特性选择可参考表 1-1 来进行。

表 1-1 按配管情况选择控制阀特性

配管情况	S=1~0.6		S=0.6~0.3		S<0.3 不适宜控制
	直线	对数	直线	对数	
未考虑配管时控制阀特性	直线	对数	直线	对数	不适宜控制
考虑配管时控制阀特性	直线	对数	直线	对数	

## 4. 控制阀结构形式的选择

控制阀有直通单座、直通双座、角阀、高压、三通、蝶阀和隔膜阀等不同结构形式，要根据生产过程的不同需要和控制系统的不同特点来进行选用。表 1-2 列出不同结构形式控制阀特点及适用场合，以供选择时参考。

表 1-2 不同结构形式控制阀特点及适用场合

控制阀结构形式	特点及适用场合
直通单座	控制阀前、后压差低，适用于允许较大泄漏量的场合
直通双座	控制阀前、后压差低，适用于允许较大泄漏量的场合
角形阀	适用于高压降、高黏度、含悬浮物或颗粒状物质的场合
高压阀	适用于高压控制的特殊场合
蝶阀	适用于有悬浮物的流体、大流量、压差低、允许较大泄漏量的场合
隔膜阀	适用于有腐蚀性介质的场合
三通	适用于分流或合流的

## 5. 阀门定位器的选用

阀门定位器是控制阀的一种辅加装置，与控制阀配套使用，有电气阀门定位器和气动阀门定位器之分。它接收控制器的信号作为输入信号，并以其输出信号去控制控制阀，同时将控制阀的阀杆位移信号反馈到阀门定位器的输入端而构成一个闭环随动系统。阀门定位器的主要作用如下。

(1) 消除控制阀膜头和弹簧的不稳定及各运动部件的干摩擦，从而提高控制阀的精度和可靠性，实现准确定位。

(2) 增大执行机构的输出功率，减少系统的传递滞后，加快阀杆移动速度。

(3) 改变控制阀的流量特性。

(4) 利用阀门定位器可将控制器输出信号分段，以实现分程控制。

由(1)、(2)两项可以看出，当控制阀安上定位器后，加大了输出功率，提高了反应速度，并且由于它与控制阀构成了一个随动系统，能根据控制器的信号准确定位，这就大大改善了控制阀的动、静态特性。

## 6. 控制器参数对系统控制质量的影响及控制规律的选择

当构成一个控制系统的被控对象、测量变送环节和控制阀都确定之后，控制器参数是决定控制系统质量的唯一因素。控制系统的控制质量，包括系统的稳定性、系统的静态控制误差和系统的动态误差 3 个方面。

通用的工业控制器通常是 PID 三作用控制器，它有 3 个可调整的参数，即比例度  $\delta$ 、积分时间  $T_i$ 、微分时间  $T_d$ 。

### 1) 控制器参数对系统静态误差的影响

控制系统的静态误差，即当系统受到扰动时，经过控制作用进行调整，当系统重新稳定之后，被控参数与期望值之间的偏差，通常也称为余差。系统的余差与比例度  $\delta$  成正比，即比例度越大，余差也越大。积分可消除余差，微分对系统余差无影响。

### 2) 控制器参数对系统动态误差的影响

#### (1) 比例放大倍数 $K_c$ 。

当比例放大倍数  $K_c$  由小到大变化，系统将由稳定向振荡发展，系统的稳定性在变化。不同的比例放大倍数对应的过渡过程如图 1-2 所示。

从图 1-2 可以看出， $K_c$  增大，控制精度提高（余差减少），但是系统的稳定性下降。

#### (2) 积分时间 $T_i$ 。

当积分时间  $T_i$  很小时，积分作用强烈，消除余差的能力强；当积分时间  $T_i$  趋于无穷大时，积分作用消除，控制器变成纯比例控制器。 $K_c$  不变时， $T_i$  变化对过渡过程的影响如图 1-3 所示。

#### (3) 微分时间 $T_d$ 。

微分时间  $T_d$  等于零时，微分作用消除，控制器变成纯比例控制器。由于微分作用的特点，使其对惯性较大的被控对象有“超前”调整作用，所以，一般用在有较大滞后的场合。

## 7. 控制规律的选择

工业用控制器常见的有开关控制器、比例控制器、比例—积分控制器、比例—微分控制器、比例—积分—微分控制器。常见的被控参数有温度、压力、液位和流量。而这些参数有

些是重要的生产参数，有些是不太重要的参数，控制要求也各种各样，因此控制器控制规律的选择要根据具体情况而定，但是也有一些基本原则可以加以考虑。

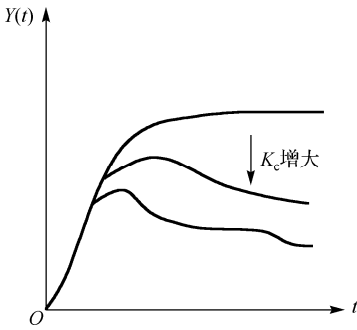


图 1-2  $K_c$  对放大倍数影响

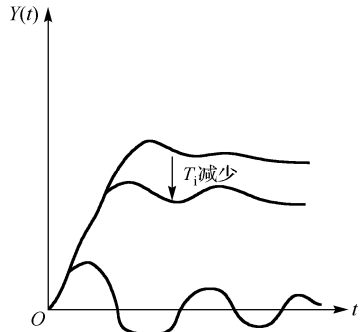


图 1-3  $K_c$  不变时,  $T_i$  变化对过渡过程影响

(1) 对于不太重要的参数，控制一般要求不太严格，可考虑采用比例控制，甚至采用开关控制。

(2) 对于不太重要的参数，但是惯性较大，又不希望动态偏差较大，可考虑采用比例—微分控制器。但是，对于系统噪声较大的参数，例如流量，则不能采用比例—微分控制器。

(3) 对于比较重要的、控制精度要求比较高的参数，可采用比例—积分控制器。

(4) 对于比较重要的、控制精度要求比较高、希望动态偏差较小、被控对象的时间滞后比较大的参数，应当采用比例—积分—微分控制器。

## 1.2 复杂调节系统

### 1.2.1 串级调节系统

上面介绍的单回路控制系统一般情况下都能满足正常生产要求。但是，当对象的容量滞后较大，负荷和干扰变化比较剧烈、比较频繁，或是工艺对产品质量提出的要求很高时，采用单回路控制的方法就不再有效了，于是就出现了所谓的串级调节系统。串级调节系统框图如图 1-4 所示。

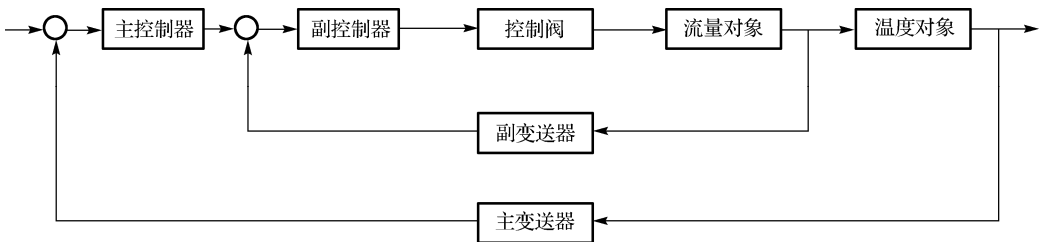


图 1-4 串级调节系统框图

从图 1-4 可以看出，该系统有两个环路：一个内环，一个外环。习惯上称内环为副环，外环为主环。处于副环内的控制器、对象和变送器分别称为副控制器、副对象和副变送器。副对象的输出称为副被控变量，简称副变量。处于内环的控制器、对象和变送器分别称为主控制器、主对象和主变送器。主对象的输出称为主被控变量，简称主变量。主控制器的输出

即副控制器的给定，而副控制器的输出直接送往控制阀。

一般来说，主控制器的给定值是由工艺规定的，它是一个定值，因此，主环是个定值控制系统。而副控制器的给定值是由主控制器的输出提供的，它随主控制器输出变化而变化，因此，副回路是一个随动系统。

串级调节系统具有单回路控制系统的全部功能，而且具有许多单回路控制系统没有的优点，因此，串级控制系统的控制质量一般比单回路控制系统好，而且实施起来比较方便。所以，串级控制系统是一种易于实现且效果又较好的控制方法，在生产过程中应用也较普遍。

### 1. 串级控制系统的实施

一个具体的串级控制方案，由于选择的仪表类型不同，具体实施的方法也不同，要根据具体的情况和条件而定。一般来说，在选择具体实施方案时应考虑以下几个问题。

(1) 所选的仪表信号必须相互匹配。在选用不同信号仪表组成串级调节系统时，必须匹配相应的信号转换器，以达到信号匹配的目的。

(2) 所选的副调节器必须具有外给定输入接口，否则无法接收主调节器来的信号。

(3) 在选择实施方案时，应考虑除串级和副环控制外，是否还有“主控”要求。

(4) 实施方案应力求实用，在满足要求的前提下，仪表应以少一些为好。

(5) 实施方案应便于操作。

串级控制系统的实施过程中，需要解决以下几个问题。

(1) 串级控制系统中主、副控制器的类型是根据控制的要求来实现的。在串级系统中主变量是生产工艺的主要操作指标，它直接关系到产品的质量或生产的安全，工艺对它的要求比较严格，一般来说，主变量不允许有余差。而对副变量的要求一般都不严格，允许它有波动和余差。

(2) 从串级控制系统的结构上看，主环是一个定值系统，主控制器起着定值控制作用。为了主变量的稳定，主控制器通常都选用比例—积分控制器。有时，对象控制通道容量滞后比较大，为了克服容量滞后，就要选用 PID 三作用的控制器。然而副环是一个随动系统，它的给定值随主调节器输出的变化而变化，为了能快速跟踪，副调节器最好不带积分环节，因为积分环节会使跟踪变得缓慢。副调节器的微分环节也是不需要的，因为当副调节器有微分环节时，一旦主控制器和输出稍有变化，控制阀就大幅度地变化，这对控制也是不利的。只有当副对象容量滞后较大时，可适当加点微分作用。在一般情况下，副调节器只要采用比例环节就可以了。

可以证明，只有当主控制器采用具有积分作用的控制器时，不论干扰作用在副环还是主环，都能保证主变量无余差。然而副控制器有积分环节而主控制器无积分环节时，只有干扰作用于副环，主变量才无余差；如果干扰作用于主环，主变量仍然会有余差。

### 2. 串级控制系统中主、副控制器正、反作用的选择

主、副控制器正、反作用的选择应该是先副后主。

副调节器的正、反作用要根据副环的具体情况决定，而与主环无关。考虑问题的出发点仍与单回路控制系统相同，即为了使副回路构成一个稳定的系统，副环的开环放大倍数的符号必须为“负”，也就是说副环内所有各环节放大倍数符号的乘积应为“负”，因此，只要知道了控制阀、副对象和副变送器的放大倍数符号，就可以很容易地确定副控制器的正、反作用。

副调节器的正、反作用确定以后,就可以确定主控制器的正、反作用,主控制器的正、反作用要根据主环所包括的各个环节来确定。主环内包括主控制器、副回路、主对象和主变送器。因为副回路是一随动系统,对它的要求是:副变量要能快捷地跟踪给定值(即随主调节器输出的变化而变化),因此,整个副回路可视为一放大倍数为“正”的环节来看待。这样,只要根据主对象与主变送器放大倍数的符号及整个主环开环放大倍数的符号为“负”的要求,就可以确定主控制器的正、反作用。实际上,主变送器放大倍数符号一般情况下都是“正”的,再考虑副回路视为一放大倍数为“负”的环节,因此,主控制器的正、反作用实际上只取决于主对象放大倍数的符号。当主对象放大倍数符号为“正”时,主控制器应选反作用;反之,当主对象放大倍数的符号为“负”时,主控制器应选正作用。

主控制器的正、反作用还可以根据主、副变量同方向变化时,对控制阀动作方向的要求是否一致来确定。当方向一致时,主控制器应选反作用;方向不一致时,主控制器应选正作用。

串级控制系统的投用根据仪表组成类型的不同,投用方法也不同,但是所遵循的原则基本都是相同的。其一是投运顺序,一般都采用先投副环、后投主环的投运顺序;其二是投运过程必须保证无扰动切换。

串级控制系统的整定方法比较多,有逐步逼近法、两步法和一步法。整定的顺序都是先副环、后主环。

### 3. 串级控制系统的特点

由于串级控制系统在系统结构上与单回路控制系统有所不同,因此,它与单回路相比,有一些显著特点。

- (1) 由于副回路的存在,改善了对对象的特性,使系统的工作频率提高。
- (2) 串级控制系统具有较强的抗干扰能力。
- (3) 串级控制系统具有一定的自适应能力。

### 4. 串级系统副回路的设计

要发挥串级系统的优势,副回路的设计是一个关键。副回路设计得合理,串级系统的特点可以得到充分的发挥,串级系统的质量将比单回路系统的质量有明显的提高;副回路设计的不合理,串级系统的优势得不到发挥,控制质量的提高不明显,这将失去设计串级控制的意义。

为了充分发挥串级系统的优势,副回路的设计应遵守以下一些原则。

- (1) 使系统中的主要干扰包含在副环内。
- (2) 在可能情况下,应使副环包含更多干扰。
- (3) 当对象具有非线性环节时,在设计时应使非线性环节处于副环之中。
- (4) 当对象具有较大纯滞后时,应使所设计的副回路尽量少包括或不包括纯滞后环节。
- (5) 副回路设计应考虑到主、副对象时间常数的匹配,以防共振发生。
- (6) 所设计的副回路须考虑方案经济性和工艺的合理性。

## 1.2.2 比值控制系统

实现两个或两个以上参数符合一定比例关系的控制系统,称为比值控制系统。通常以保持两种或几种物料的流量为一定比例关系的系统,称为流量比值控制系统。

在需要保持比值关系的两种物料中，必有一种物料处于主导地位，这种物料称为主物料，表征这种物料的参数称为主动量。由于在生产过程控制中主要是流量比值控制系统，所以，主动量也称为主流量，用  $F_1$  表示；而另一种物料按主物料进行配比，在控制过程中随主物料而变化，因此称为从物料，表征这种物料的参数称为从动量或副变量，用  $F_2$  表示。

比值控制系统就是要实现副流量  $F_2$  与主流量  $F_1$  成一定比值关系，满足如下关系式：

$$K = F_2 / F_1$$

式中， $K$  为副流量与主流量的流量比值。

在实际的生产过程中，比值控制系统除了能实现一定比例的混合外，还能起到在扰动量影响被控过程质量指标之前及时控制的作用。

比值控制系统的类型如下。

### 1. 开环比值控制系统

开环比值控制系统是最简单的比值控制方案，它的系统框图如图 1-5 所示，整个系统是一个开环控制系统。

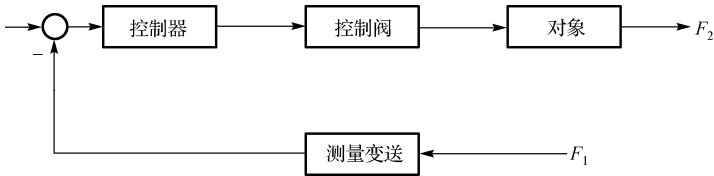


图 1-5 开环比值控制系统框图

在这个系统中，随着  $F_1$  的变化， $F_2$  将跟着变化，以满足  $F_2 = K F_1$  的要求。其实质乃是满足控制阀的开度与  $F_1$  之间成一定的比例关系。因此，当  $F_2$  因管线两端压力波动而发生变化时，系统不起控制作用，此时难以保证  $F_2$  与  $F_1$  间的比值关系。也就是说这种比值控制方案对副流量  $F_2$  本身无抗干扰能力，只能适用于副流量较平稳且比值要求不高的场合。实际生产过程中， $F_2$  的干扰常常是不可避免的，因此生产上很少采用开环比值控制方案。

### 2. 单闭环比值控制系统

单闭环比值控制系统是为了克服开环比值方案的不足，再开环比值控制系统的基础上，增加一个副流量的闭环控制系统，如图 1-6 所示。

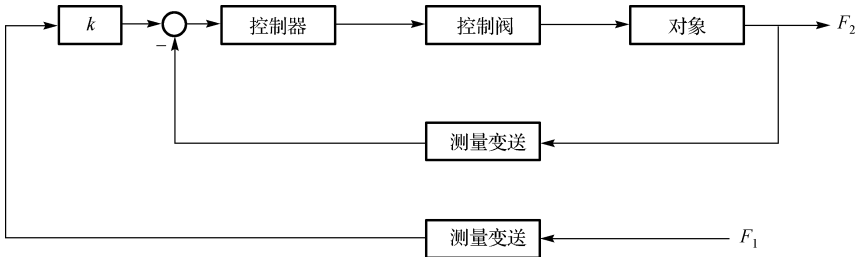


图 1-6 单闭环比值控制系统框图

从图 1-6 可以看出，其与串级控制回路具有类似的结构形式，但两者是不同的。单闭环控制系统的主流量相当于串级控制系统的主参数，而主流量没有构成闭环系统， $F_2$  的变化不影响  $F_1$ ，这就是两者之间的根本区别。



单闭环比值控制系统的优点是：不但能实现副流量跟随主流量的变化而变化，而且可以克服副流量本身干扰对比值的影响，因此副流量的比值较为精确。它结构简单，实施方便，所以得到了广泛的应用，尤其适用于主物料在工艺上不允许进行控制的场合。

单闭环比值控制系统虽然两物料比值一定，但由于主流量是不受控的，所以总物料量是不固定的，这对于负荷变化幅度大、物料又直接去化学反应器的场合是不合适的。

### 3. 双闭环比值控制系统

双闭环比值控制系统是为了克服单闭环比值控制系统主流量不受控，生产负荷在较大范围内波动的不足而设计的。它是在单闭环比值控制基础上，增设了主流量控制回路，如图 1-7 所示。

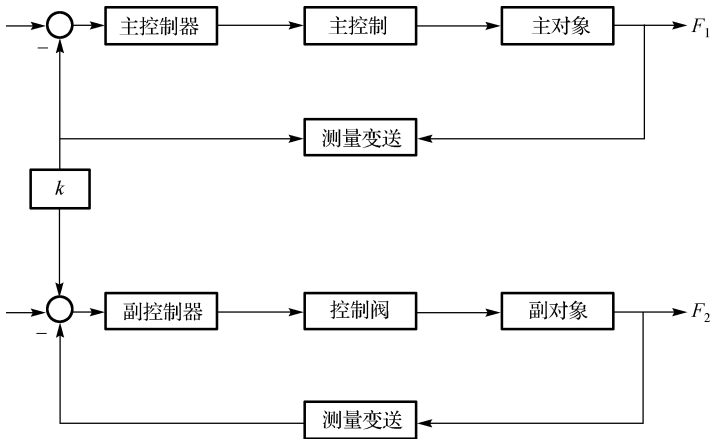


图 1-7 双闭环比值控制系统框图

双闭环比值控制系统由于主流量控制回路的存在，实现了对主流量的定值控制，大大地克服了主流量干扰的影响，使主流量变得比较平稳，通过比值控制副流量也将比较平稳。这样不仅实现了比较精确的流量比值，而且也确保了两种物料总量基本不变，这是它的一个主要特点。

双闭环比值控制的另一个优点是提降负荷比较方便，只要缓慢地改变主流量控制器的给定值，就可以提降主流量，同时副流量也就自动跟踪主流量，并保持两者比值不变。这种方案常适用于主流量干扰频繁及工艺上不允许负荷有较大波动或工艺上经常需要提降负荷的场合。

这类比值控制方案使用仪表较多，投资高。双闭环比值控制系统在主流量受干扰作用开始，到重新稳定在给定值这段时间内发挥作用。如果对这段时间内的动态比值要求不高，采用两个单回路定值控制系统分别稳定主、副流量，也能保证它们之间的比值。这样在投资上可节省一台比值装置，而且两个单回路流量控制系统操作上也较方便。

采用双闭环比值控制方案时，尚须防止共振的产生。因主、副流量控制回路通过比值计算装置相互联系着，当主流量进行定值调节后，它变化的幅值肯定大大减少，但变化的频率往往会加快，使副流量的给定值经常处于变化之中，当它的频率和副流量回路的工作频率接近时，有可能引起共振，使副回路失控，以致系统无法投入运行。在这种情况下，对主流量控制器的参数整定，应尽量保证其输出为非周期变化，以防止产生共振。

### 4. 变比值控制系统

前面提到的各种比值控制方案都是为实现两种物料比值固定的定比值控制方案。但是，

生产上维持流量比恒定往往不是控制的最终目的，仅仅是保证产品质量的一种手段。定比值控制方案只能克服流量干扰对比值的影响，当系统存在着除流量干扰外的其他干扰，如温度、压力、成分及反应器中触媒活性变化等干扰时，为了保证产品质量，必须适当修正两物料的比值，即重新设置比值系数。由于这些干扰往往是随机的，干扰的幅值往往各不相同，显然无法用人工方法经常去修正比值系数，定比值控制系统也就无能为力了。因此，出现了按照一定工艺指标自行修正比值系数的变比值控制系统。如图 1-8 所示为一个用除法器实现的变比值控制系统。

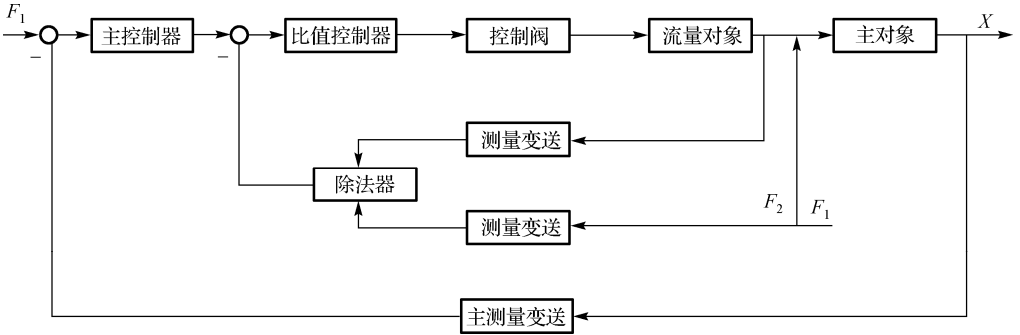


图 1-8 变比值控制系统框图

由图 1-8 可见，它实质上是一个以某种质量指标  $X$  为主参数，两物料比值为副参数的串级控制系统，所以又称串级比值控制系统。根据串级控制系统具有一定自适应能力的特点，这种变比值系统也具有当系统中存在温度、压力、成分、触媒活性等随机干扰时，能自动调整比值、保证质量指标在规定范围内的自适应能力，所以这类比值控制系统也曾被称为自整配比控制系统。

## 1.2.3 均匀控制系统

### 1. 均匀控制问题的提出与特点

在连续生产过程中，前一设备的出料往往是后一设备的进料，而且随着生产的进一步强化，前、后生产过程的联系更加密切，此时设计自动控制系统应该从全局来考虑。例如，用精馏方法分离多组分的混合物时，总是几个塔串联运行；在石油裂解气深冷分离的乙烯装置中，前、后串联 8 个塔连续生产。为了保证这些相互联系的塔能正常地连续生产，每一个塔都要求进入塔流量保持在一定范围内，同时也要求塔底液位不能过高或过低。

图 1-9 是两个串联的精馏塔孤立设置控制系统，精馏塔甲的出料直接作为乙塔的进料，为了保证甲塔液位稳定在一定范围内，故而设有液位控制系统；根据乙塔入料稳定的要求，又设置了流量控制系统，显然，这两个控制系统工作起来是相互冲突的，以致无法工作。为了解决前、后两个塔之间的矛盾，可以在两塔之间增加中间缓冲罐来克服，但这样势必增加投资，而且对于某些生产连续性很强的过程又不允许中间储存的时间过长，因此，还要从自动化方案的设计上寻求解决的方法。能够完成这一控制任务的控制系统，称为均匀控制系统。均匀控制系统把液位、流量统一在一个控制系统中，从系统内部解决工艺参数之间的矛盾，具体来说，就是让甲塔的液位在允许的限度内波动，与此同时让流量平稳缓慢地变化。

均匀控制系统的名称来自系统所能完成的特殊任务，它使前、后设备在物料供应上相互均匀、协调，统筹兼顾的均匀控制系统归纳起来有如下几个特点。

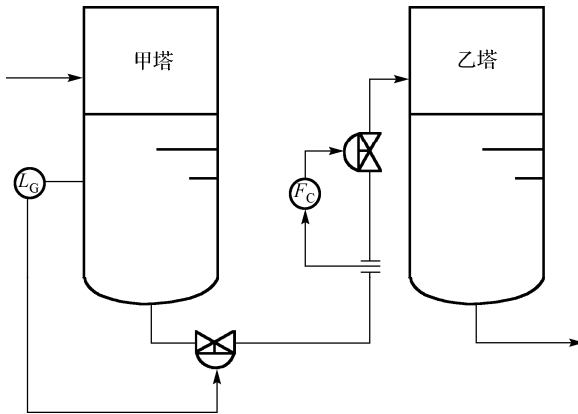


图 1-9 两个串联的精馏塔孤立设置控制系统

### 1) 结构上无特殊性

均匀控制是指控制目的而言，而不是由控制系统的结构来定的。均匀控制系统在结构上无任何特殊性，它可以是一个单回路控制系统，也可以是一个串级控制系统，或者是一个双冲量控制系统。所以，一个普通的控制系统，能否实现均匀控制的目的，主要在于系统控制器的参数整定，可以说，均匀控制是通过降低控制回路灵敏度来获得的，而不是靠结构变化得到的。

### 2) 参数变化，而且应是缓慢变化

因为均匀控制是前、后设备物料供应之间的均匀，所以表征这两个物料的参数都不应为某一固定的数值。两个参数都变化，且变化比较缓慢。

需要注意的是，均匀控制在有些场合不是简单地让两个参数平均分摊，而是视前、后设备的特性及重要性等因素来确定均匀的主次。这就是说，有时则以流量为主，在均匀方案的确定及参数整定时要考虑到这一点。

### 3) 参数应限定在允许范围内变化

均匀控制系统中被控变量是非单一的、定值的，允许它在给定值附近一个范围内变化。即根据供求矛盾，两个参数的给定值不是定点而是定范围。

明确均匀控制系统的目的及其特点是十分必要的，因为在实际运行中，有时因不清楚均匀控制的设计意图而变成单一参数的定值控制，或想把两个参数都调成一条直线，最终导致均匀控制的失败。

## 2. 均匀控制方案

### 1) 常用的几种结构形式

均匀控制系统经常采用两种结构形式。

(1) 简单均匀控制。简单均匀控制系统采用单回路控制系统的结构形式，如图 1-10 所示。从系统结构形式上看，它与单回路液位定值控制系统是一样的，但由于它们的控制目的不同，通常，均匀控制系统的控制器整定在较大的比例度和积分时间上，一般比例度要大于 100%，以较弱的控制作用达到均匀控制的目的。

(2) 串级均匀控制。如图 1-11 所示为精馏塔的塔釜的液位与流量的串级均匀控制系统。

从结构上看，它与一般的液位和流量串级控制系统是一致的，但这里采用串级形式并不是为了提高主参数液位的控制质量，流量副回路的引入主要是克服控制阀前、后的波动及自衡作用对流量的影响，使采出流量变化平缓。串级均匀控制系统中的主控制器即液位控制器，与简单均匀控制的处理相同，以达到均匀控制的目的。

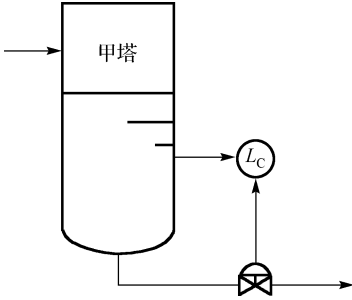


图 1-10 简单均匀控制系统

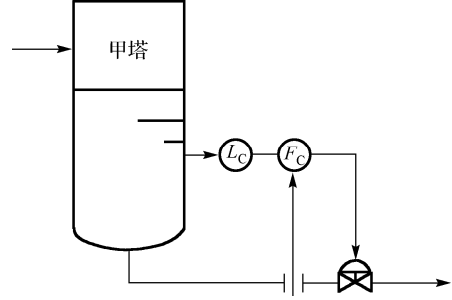


图 1-11 串级均匀控制系统

## 2) 控制规律的选择

简单均匀控制系统的控制器及串级均匀控制系统的主控制器一般采用纯比例环节，有时也采用比例—积分的控制规律。串级均匀的副控制器一般用纯比例环节，如果为了照顾流量副参数，使其变化更加稳定，也可以采用比例—积分控制规律。在所有的均匀控制系统中，都不需要也不应加微分环节，因为微分环节是加快控制的，刚好与均匀控制的要求相反。

## 3) 参数整定

串级均匀控制系统中的流量副控制器参数整定与普通流量控制器整定差不多，而均匀控制系统的其他几种形式的控制器都要按均匀控制的要求来进行参数整定。整定的主要原则是一个“慢”字，即过渡过程不允许出现明显的振荡，可以凭经验整定，用看曲线调参数的方法来进行，它的具体整定原则和方法如下。

### (1) 整定原则。

保证液位不超出允许的波动范围，先设置好控制器参数。

修正控制器参数，充分利用容器的缓冲作用，使液位在最大的范围内波动，输出流量尽量平稳。

根据工艺对流量和液位两个参数的要求，适当调整控制器的参数。

### (2) 方法步骤。

#### ① 纯比例控制。

a. 先将比例度放置在估计液位不会越限的数值，如  $\delta=100\%$ 。

b. 观察记录曲线，若液位的最大波动小于允许范围，则可增加比例度，比例度的增加必然使液位“质量”降低，而使流量过程曲线变好。

c. 如发现液位将超出允许的波动范围，则应减小比例度。

d. 这样反复调整比例度，直到液位、流量的曲线都满足工艺提出均匀要求为止。

#### ② 比例积分控制。

a. 按纯比例控制进行整定，得到合适的比例度。

在适当加大比例度后，加入积分环节，逐步减小积分时间，直到流量曲线将要出现缓慢的周期性衰减振荡过程为止，而液位有恢复到给定值的趋势。

b. 最终根据工艺要求，调整参数，直到液位、流量的曲线都符合要求为止。

## 1.2.4 分程控制系统

### 1. 概述

在反馈控制中通常是一台控制器的输出只控制一个控制阀。然而分程控制系统却不然，在这种控制系统中，一台控制器的输出可以同时控制两个以上的控制阀，控制器的输出信号被分割成若干个信号范围段，而由每一段信号去控制一个控制阀。

分程控制系统中控制器输出信号的分段是由附设在控制阀上的阀门定位器来实现的。阀门定位器相当于一个可变放大倍数且零点可以调整的放大器。如果在分程控制系统中采用了 A、B 两个分程阀，并且要求控制 A 在  $0.02\sim 0.06\text{MPa}$  范围做全行程动作，要求控制 B 在  $0.06\sim 0.10\text{MPa}$  范围做全行程动作，那么，就可以对附设在控制阀 A、B 上的阀门定位器分别进行调整；使控制阀 A 的阀门定位器在  $0.02\sim 0.06\text{MPa}$  的输入信号下，输出由  $0.02\text{MPa}$  变化到  $0.1\text{MPa}$ ，这样控制阀 A 即在  $0.02\sim 0.06\text{MPa}$  信号范围内完全行程；调整控制 B 的阀门定位器在  $0.02\sim 0.06\text{MPa}$  的输入信号下，输出由  $0.02\text{MPa}$  变化到  $0.1\text{MPa}$ ，这样控制阀 B 即在  $0.02\sim 0.06\text{MPa}$  信号范围内完全行程。这样一来，当控制器输出信号在小于  $0.06\text{MPa}$  范围内变化时，就只有控制阀 A 随着信号压力的变化而改变自己的开度，而控制阀 B 则处在某个极限位置（全开或全关）开度不变；当控制器输出信号大于  $0.06\text{MPa}$  范围内变化时，控制阀 A 因已移动到极限位置而开度不在变化，而控制阀 B 却随着信号的变化改变阀门的开度。

分程控制系统设置的目的是有两种：其一是扩大控制阀的可调范围，以便改善控制系统的品质，使系统更为合理可靠；其二是为了满足某些工艺操作的特殊需要。

分程控制系统就控制阀的开闭形式可以分为两类：一类是两个控制阀同向动作，即随着控制器输出的增大或减少，分程控制阀都逐渐关小，如图 1-12 所示；另一类是两个控制阀异向动作，即随着控制器输出信号增大或减小，一个控制阀逐渐开大（或逐渐开大），如图 1-13 所示。

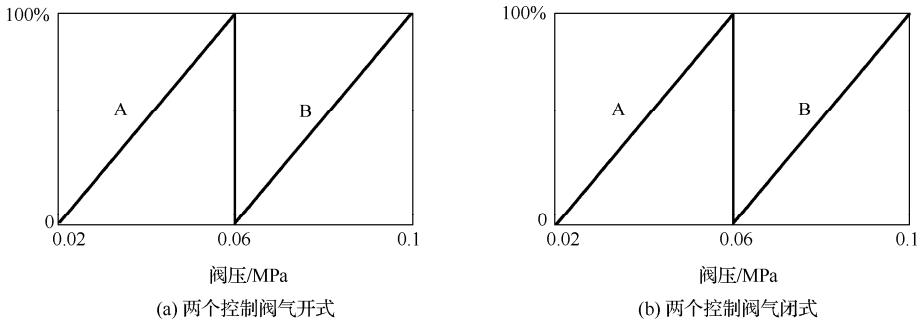


图 1-12 两个控制阀同向动作

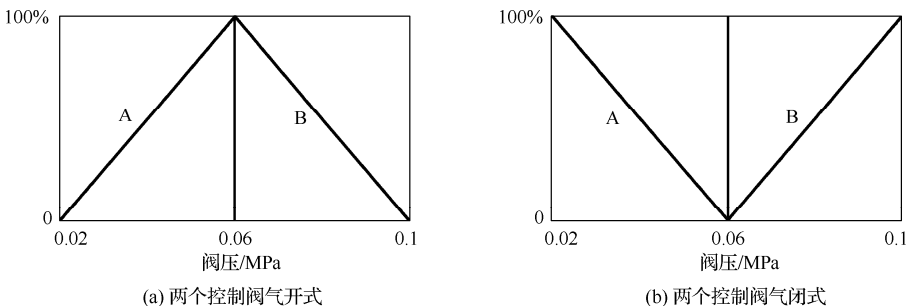


图 1-13 两个控制阀异向动作

以上这两种情况都扩大了控制阀的可调范围，改善了系统的品质。分程同向或异向的选择问题，要根据工艺的实际需要来确定。

## 2. 分程控制系统的应用

(1) 扩大控制阀可调范围，改善品质。

这就是说，采用两只流通能力相同的控制阀构成分程控制后，其控制阀可调范围比单只控制阀进行控制时的可调范围扩大了一倍。

由于控制阀可调范围扩大了，可以满足不同生产负荷的要求，而且控制的精度也可以得到提高，控制质量得以改善。同时，生产稳定性和安全性也可进一步得以提高。

(2) 控制两种不同的介质，以满足工艺生产的需求。

(3) 采用适当的生产安全的防护措施。

### 1.2.5 前馈控制系统

#### 1. 前馈控制系统的特点

为了对前馈控制系统有进一步的认识，列出前馈控制系统的特点，并与反馈控制系统进行简单比较。

(1) 前馈控制系统。

前馈控制系统是按照干扰作用的大小进行控制的，而被控变量偏差产生的直接原因是干扰作用，因此当干扰一出现，前馈控制系统就直接根据检测到的干扰，按一定的规律去进行控制。这样，当干扰发生后，被控变量还未发生变化，前馈控制系统就产生了控制作用，在理论上可以把偏差彻底消除。显然前馈控制系统对于干扰的克服要比反馈控制系统及时得多，这个特点也是前馈控制系统的一个主要优点。基于这个特点，可把前馈控制系统与反馈控制系统进行比较，如表 1-3 所示。

表 1-3 前馈、反馈控制系统的比较

控制类型	控制的依据	检测的信号	控制作用的发生时间
反馈控制	被控变量的偏差	被控变量	偏差出现后
前馈控制	干扰量的大小	干扰量	偏差出现前

(2) 前馈控制系统属于“开环”控制系统。

反馈控制系统是一个闭环控制系统，而前馈控制系统是一个“开环”控制系统，前馈控制系统按扰动量产生控制作用后，对被控变量的影响并不反馈回来影响控制系统的输入信号——扰动量。

前馈控制系统是一个开环控制系统，这一点从某种意义上来说是前馈控制系统的不足之处。反馈控制系统由于是闭环系统，控制结果能够通过反馈获得检验。而前馈控制系统的效果并不能通过反馈加以检验。因此前馈控制系统对被控对象的特性掌握必须比反馈控制系统清楚，才能得到一个比较合适的前馈控制作用。

(3) 前馈控制系统使用的是视对象特性而定的“专用”控制器。

一般的反馈控制系统均采用通用类型的 PID 控制器，而前馈控制器是专用控制器，对于不同的对象特性，前馈控制器的形式是不同的。

(4) 一种前馈控制作用只能克服一种干扰。

由于前馈控制作用是按照干扰进行工作的,而且整个系统是开环的,因此根据一种干扰设置的前馈控制器只能克服这一干扰,由于这个前馈控制器无法感受到,也就无能为力了。而反馈控制只用一个控制回路就可以克服多个干扰,所以这一点也是前馈控制系统的一个弱点。

## 2. 前馈控制系统的几种主要结构形式

### 1) 单纯的前馈控制系统

单纯的前馈控制系统根据对干扰补偿的特点,可分为动态前馈控制系统及静态前馈控制系统。

(1) 动态前馈控制系统。动态前馈控制系统的作用在力求任何时刻均可实现对干扰的补偿,通过合适的前馈控制规律选择,使干扰经过前馈控制器至被控变量这一通道的动态特性与对象干扰通道的动态特性完全一致,并使它们的符号相反便可达到控制作用完全补偿干扰对被控变量的影响。

(2) 静态前馈控制系统。在有些实际生产过程中,并没有动态前馈控制系统那样高的补偿要求,而只要在稳定工况下实现对干扰量的补偿;或者被控过程的干扰通道的动态响应相接近。此时,前馈控制器的输出仅仅是输入量的函数,而与时间无关,前馈控制器就成为静态控制器。

静态前馈控制系统实施是很方便的,由于可以用比例环节作为前馈控制器,所以在生产上应用较广。一般在要求不高或干扰与控制通道的动态响应接近时,均可获得满意的效果。

### 2) 前馈—反馈控制系统

单纯的前馈系统往往不能很好地补偿干扰,存在着不少局限性,这主要表现在单纯的前馈系统不存在被控变量的反馈,即对于补偿的效果没有检验的手段,这样,在前馈作用的控制结果并没有最后消除被控偏差时,系统无法得到这一信息而做进一步的校正。其次,由于实际工业对象存在着多个干扰,为了补偿它们对被控变量的影响,势必要设计多个前馈通道,这就增加了投资费用和维护工作量。此外,前馈控制模型的精度也受多种因素的限制,对象特性要受负荷和工况等因素的影响而产生漂移,因此,一个固定的前馈模型难以获得良好的控制品质。为了解决这一局限性,可以将前馈与反馈结合起来使用,构成所谓前馈—反馈控制系统。在该系统中可综合两者的优点,将反馈控制不易克服的主要干扰进行前馈控制,而对其他干扰则进行反馈控制,这样,既发挥了前馈校正及时的特点,又保持了反馈控制能克服多种干扰,并对被控变量始终给予检验的优点,因而是过程控制中较有发展前途的控制方式。

以换热器为对象,当主要干扰为物料流量时,相应的前馈—反馈控制系统及其框图分别如图 1-14 和图 1-15 所示。

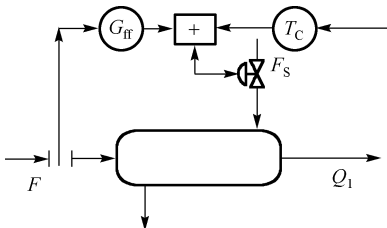


图 1-14 换热器前馈—反馈控制系统

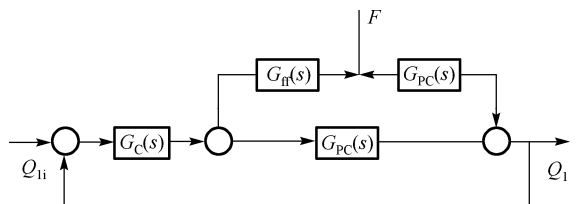


图 1-15 典型前馈—反馈系统框图

由图 1-14 可以看出,当换热器负荷  $F$  发生变化时,前馈控制器获得此信息后,即按一定的控制动作改变加热蒸气  $F_s$ ,以补偿  $F$  对被控变量  $Q_1$  的影响。同时,对于前馈控制器未能

完全消除的偏差，以及未被引入前馈控制器的其他干扰作用，如物料入口温度、蒸气压力的波动引起的  $Q_1$  变化，在温度控制器获得  $Q_1$  的变化后，按常规 PID 作用对蒸气量  $F_s$  产生校正作用。这样两个通道的校正作用相叠加，将使  $Q_1$  尽快地回到给定值。因此，实际上它是一个按干扰控制和按偏差控制的结合，也称为复合控制系统。

前馈—反馈控制系统的优点如下。

(1) 由于增加了反馈控制回路，大大简化了原有的前馈控制系统，只要对主要的干扰进行前馈补偿，其他干扰可由反馈控制系统予以校正。

(2) 反馈回路的存在，降低前馈控制模型的精度要求，为工程上实现比较简单的通用模型创造了条件。

(3) 负荷或工况变化时，模型特性也要变化，可由反馈控制加以补偿，因此具有一定的适应能力。

### 3) 前馈—串级控制系统

由前馈—反馈控制系统可知，前馈控制器的输出与反馈控制器的输出叠加后直接送到控制阀，这实际上是将所要求的物料  $F$  与加热蒸气量  $F_s$  的对应关系，转化为物料流量与控制阀膜头压力间的关系。这样为了保证前馈补偿的精度，对控制阀提出了严格的要求，希望它具有灵敏、线性及尽可能小的滞环区。此外，还要求控制阀前、后的压差恒定，否则，同样的前馈控制器的输出将对应不同的蒸气流量，这就无法实现精确的校正。为了解决上述问题，工程上将在原有的反馈控制回路中再增加一个蒸气流量副回路，把前馈控制器的输出与温度控制器的输出叠加后，作为蒸气流量控制器的给定值，构成如图 1-16 所示的前馈—串级控制系统。

### 3. 前馈控制系统的应用

如何正确选用前馈控制系统是设计中首先碰到的问题。原则上讲，在下列情况下可考虑选用前馈控制系统。

(1) 当对象的滞后或纯滞后较大（控制通道）且反馈控制难以满足工艺要求时，可以采用前馈控制，把主要干扰引入前馈控制，构成前馈—反馈控制系统。

(2) 系统中存在可测、不可控、变化频繁、幅值大且对被控变量影响显著的干扰，在这种情况下，采用前馈控制可大大提高控制品质。所谓可测，是指干扰量可以采用检测变送装置在线转化为标准的电或气的信号。因为目前有些参数，尤其是成分分量还无法实现上述转换，也就无法设计相应的前馈控制系统。所谓不可控，有两层含义：其一，指干扰难以通过设置单独的控制系统予以稳定，这类干扰在连续生产过程中是经常遇到的；其次，在某些场合，虽然设置了专门的控制系统来稳定干扰，但由于操作上的需要，往往要改变其给定值，也属于不可控的干扰。

(3) 当工艺上要求实现变量之间的某种特殊关系，需要通过建立数学模型来实现控制时，这实质上是把干扰量代入已建立的数学模型中去，从模型中求解控制变量，从而消除干扰对被控变量的影响。

当决定选用前馈控制方案后，还要考虑静态前馈与动态前馈的选择问题。由于动态前馈的设备投资高于静态前馈，而且整定也比较麻烦，因此，当静态前馈能满足工艺要求时不必选用动态前馈。如上所述，对象的干扰通道和控制干扰通道时间常数相当时，用静态前馈即可获得满意的控制品质。

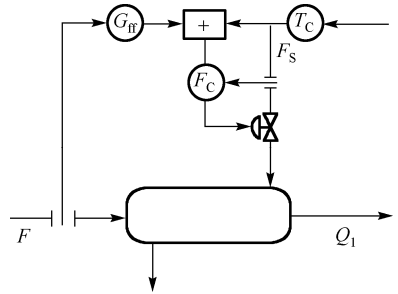


图 1-16 换热器前馈—串级控制系统



## 1.2.6 施密斯 (Smith) 预估控制系统

### 1. 施密斯控制系统的基本原理

在实际生产过程中,大多数工业对象具有较大的纯滞后时间。对象的纯滞后时间  $\tau$  对控制系统的控制性能极为不利。当对象的纯滞后时间  $\tau$  与对象的时间常数  $T_c$  之比,即  $\tau/T_c \geq 0.3$  时,采用常规的比例—积分—微分 (PID) 控制来克服大纯滞后是很难适应的,而且还会使控制过程严重超调,稳定性变差。随着质量分析仪表在线控制的推广应用,克服纯滞后已经成为提高过程控制自动化水平、改进控制质量的一个迫切需要解决的问题。

如图 1-17 所示的单回路控制系统中,  $D(s)$  表示调节器的传递函数,用于校正  $G_p(s)$  部分;  $G_p(s)e^{-\tau s}$  表示被控对象的传递函数,  $G_p(s)$  为被控制对象中不包含纯滞后部分的传递函数,  $e^{-\tau s}$  为被控制对象纯滞后部分的传递函数。

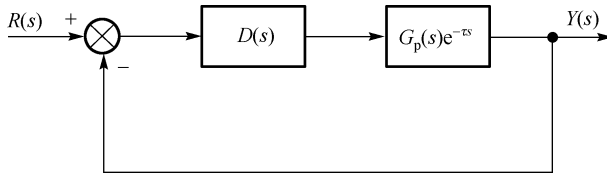


图 1-17 带纯滞后环节的控制系统的框图

施密斯预估控制原理如下。

与  $D(s)$  并接一补偿环节,用来补偿被控制对象中的纯滞后部分。这个补偿环节称为预估器,其传递函数为  $G_p(s)(1 - e^{-\tau s})$ ,  $\tau$  为纯滞后时间,补偿后的系统框图如图 1-18 所示。

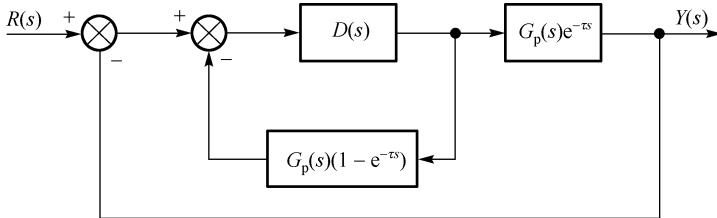


图 1-18 带施密斯预估器的控制系统的框图

由施密斯预估器和调节器  $D(s)$  组成的补偿回路称为纯滞后补偿器,其传递函数  $D'(s)$ :

$$D'(s) = \frac{D(s)}{1 + D(s)G_p(s)(1 - e^{-\tau s})}$$

经补偿后的系统闭环传递函数:

$$\Phi(s) = \frac{D'(s)G_p(s)e^{-\tau s}}{1 + D'(s)G_p(s)e^{-\tau s}} = \frac{D(s)G_p(s)}{1 + D(s)G_p(s)} e^{-\tau s}$$

上式说明,经补偿后,消除了纯滞后部分对控制系统的影响,因为式中的  $e^{-\tau s}$  在闭环控制回路之外,不影响系统的稳定性,拉氏变换的位移定理说明,  $e^{-\tau s}$  仅将控制作用在时间坐标上推移了一个时间  $\tau$ ,控制系统的过渡过程及其他性能指标都与对象特性为  $G_p(s)$  时完全相同。

## 2. 具有纯滞后补偿的数字控制器

如图 1-19 所示, 纯滞后补偿的数字控制器由两部分组成: 一部分是数字 PID 控制器 (由  $D(s)$  离散化得到); 一部分是施密斯预估器。

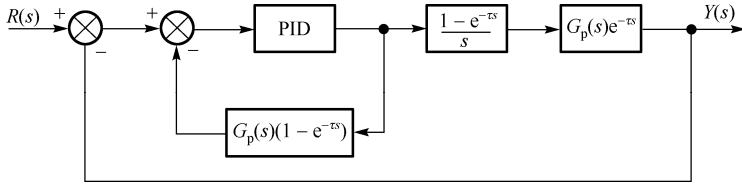


图 1-19 具有纯滞后补偿的控制系统框图

### 1) 施密斯预估器

系统中的滞后环节使信号延迟, 为此, 在内存中专门设定  $N$  个单元作为存放信号  $m(k)$  的历史数据。存储单元的个数  $N$  为

$$N = \tau / T$$

式中,  $\tau$  为纯滞后时间;  $T$  为采样周期。

每采样一次, 把  $m(k)$  记入 0 单元, 同时把 0 单元原来存放数据移到 1 单元, 1 单元原来存放数据移到 2 单元, …… , 以此类推。从单元  $N$  输出的信号, 就是滞后  $N$  个采样周期的  $m(k-N)$  信号。

施密斯预估器的输出可按图 1-20 的顺序计算。

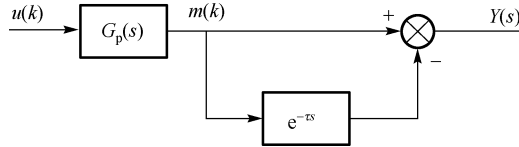


图 1-20 施密斯预估器框图

图 1-20 中,  $u(k)$  是 PID 数字控制器的输出,  $Y(s)$  是施密斯预估器的输出。从图 1-20 中可知, 必须先计算传递函数  $G_p(s)$  的输出  $m(k)$  后, 才能计算预估器的输出, 即

$$Y(s) = m(k) - m(k - N)$$

许多工业对象可近似用一阶惯性环节和纯滞后环节的串联来表示:

$$G_c(s) = G_p(s) e^{-rs} = \frac{K_f}{1 + T_f s} e^{-rs}$$

式中,  $K_f$  为被控对象的放大系数;  $T_f$  为被控对象的时间常数;  $\tau$  为纯滞后时间。

预估器的传递函数:

$$G_r(s) = G_p(s)(1 - e^{-rs}) = \frac{K_f}{1 + T_f s} (1 - e^{-rs})$$

### 2) 纯滞后补偿控制算法步骤

(1) 计算反馈回路的偏差  $e_1(k)$ :

$$e_1(k) = r(k) - y(k)$$

(2) 计算纯滞后补偿器的输出  $Y_r(k)$  :

$$\frac{Y_r(k)}{U(s)} = G_p(s)(1 - e^{-rs}) = \frac{K_f}{1 + T_f s}(1 - e^{-rs})$$

化成微分方程式, 则可写成:

$$T_f \frac{dY_r(t)}{dt} + Y_r(t) = K_f[u(t - nt)]$$

相应的差分方程:

$$Y_r(k) = aY_r(k-1) + b[u(k-1) - u(k-n-1)]$$

式中,  $a = e^{-T/T_f}$ ;  $b = K_f(1 - e^{-\frac{T}{T_f}})$ 。此式称为施密斯预估控制算式。

(3) 计算偏差  $e_2(k)$  :

$$e_2(k) = e_1(k) - Y_r(k)$$

(4) 计算控制器的输出  $u(k)$ , 当控制器采用 PID 控制算法时, 则

$$\begin{aligned} u(k) &= u(k-1) + \Delta u(k) \\ &= u(k-1) + K_p[e_2(k) - e_2(k-1)] + K_i e_2(k) + K_d[e_2(k) - 2e_2(k-1) + e_2(k-2)] \end{aligned}$$

式中,  $K_p$  为 PID 控制的比例系数;  $K_i = K_p T/T_i$  为积分系数;  $K_d = K_p T_d/T$  为微分系数。

## 1.2.7 解耦控制系统

### 1. 解耦控制系统的基本原理

一个生产装置往往要设置若干个控制回路来稳定各个被控变量。回路之间可能相互关联、相互耦合、相互影响, 构成多输入、多输出的相关系统。如图 1-21 所示的温度  $T_1$ 、 $T_2$  控制系统就是相互耦合的系统。

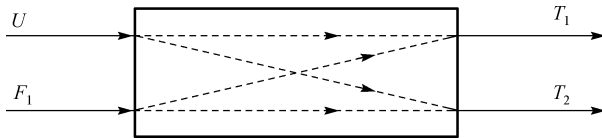
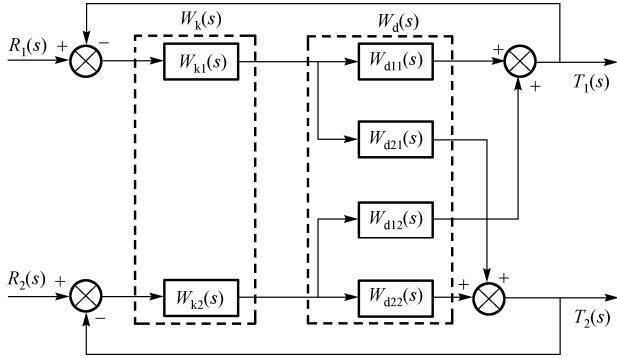


图 1-21  $T_1$ 、 $T_2$  控制系统

由图 1-21 可知, 当  $T_1$  偏低而晶闸管调压器输出电压增大时,  $T_2$  也将增加, 此时通过  $T_2$  控制器作用而开大流量调节阀, 结果  $T_1$  下降, 晶闸管调压器和流量调节阀相互间影响着, 这是一个典型的关联系统。

各个参量之间存在着关联和耦合, 相互影响。这种相互关联、相互耦合的关系如图 1-22 所示。在实际生产过程中, 这种各个变量之间相互耦合、相互影响的控制系统是普遍存在的。而且在多数情况下, 由于这种耦合, 使得系统的性能很差, 过程长久不能平稳下来, 直接影响控制质量, 严重时还会使系统无法正常工作, 甚至造成生产事故, 危及设备和人身安全。为此必须进行“解耦”, 把各个回路之间相互耦合的多输入—多输出系统变换为若干个相互独立的单变量系统。

图 1-22  $T_1$ 、 $T_2$  双变量相关系统框图

实际装置中，系统之间的耦合，通常可以通过设计解耦控制系统，使各个控制系统相互独立（或称自治）。多变量解耦控制的综合方法有对角线矩阵综合法、单位矩阵综合法、前馈补偿综合法。

从 3 种解耦综合方法的理论分析可以知道，通过不同的方法都能达到解耦的目的，但应用单位矩阵综合法有更为突出的优点。应用对角线矩阵综合法与前馈补偿综合法得到的解耦效果和系统的控制质量是一样的，它们都只是设法去掉交叉通道，使其成为两个独立的单回路。而应用单位矩阵综合法，除能达到极其良好的解耦效果之外，还能提高控制质量，减少动态偏差，加快响应速度，缩短过渡时间。

应用前馈补偿综合法构成解耦控制系统，能够消除相互关联，使其成为两个独立的单回路。这种系统结构简单（有时称为简化解耦），实现方便，比较容易理解和掌握。

下面简略介绍前馈补偿综合法。

## 2. 前馈补偿综合法

前馈补偿综合法实际上是把某通道的调节器输出对另外通道的的影响视为扰动作用，然后应用前馈控制的原理，解除控制回路之间的耦合。前馈补偿解耦控制系统框图如图 1-23 所示。

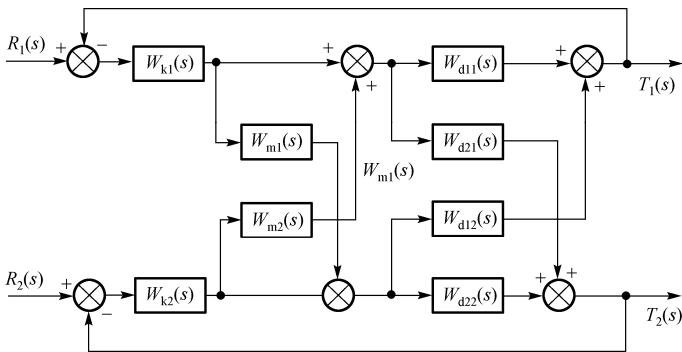


图 1-23 前馈补偿解耦控制系统框图

前馈补偿装置的传递函数可根据前馈补偿原理来求取。根据完全补偿条件，由图 1-23 可得：

$$W_{d21}(s) + W_{m1}(s)W_{d22}(s) = 0$$

$$W_{m1}(s) = -\frac{W_{d21}(s)}{W_{d22}(s)}$$

同理可得:

$$W_{d21}(s) + W_{m2}(s)W_{d11}(s) = 0$$
$$W_{m2}(s) = -\frac{W_{d12}(s)}{W_{d11}(s)}$$

式中,  $W_{m1}(s)$ 、 $W_{m2}(s)$ 为前馈解耦补偿环节传递函数。

显而易见, 应用前馈补偿综合法, 按上式构成解耦控制系统, 能够消除相互关联, 使其成为两个独立的单回路。这种系统结构简单(有时称为简化解耦), 实现方便, 比较容易理解和掌握。

以上前馈补偿解耦综合方法, 虽是以双变量控制系统为例来讲述的, 但对于两个变量以上的相关控制系统的解耦, 也是适用的。虽只讨论在给定扰动下的解耦效果, 但在外扰动作用下, 采用同样的解耦补偿装置, 也一样可以获得比较满意的解耦效果。

解耦有动态解耦和静态解耦之分。简单地说, 动态解耦的补偿是时间补偿, 而静态解耦的补偿是幅值补偿。动态解耦要比静态解耦复杂些, 一般只在要求比较高、解耦补偿装置又比较容易实现的场合下采用。对大多数相关控制系统来说, 使用静态解耦一般都能达到目的, 特别是当被控对象各通道的时间常数相差不太大时, 使用静态解耦一般都能满足要求。由于静态解耦比较简单, 易于实现, 又能取得较好的解耦效果, 故应用场合较多。