

过程控制与自动化仪表



第五章 简单控制系统的设计

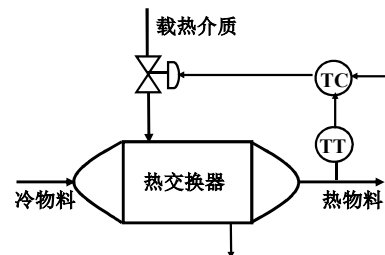
解决的问题：

- (一) 简单控制系统的设计步骤是什么？
- (二) 过程特性对控制质量的影响？
- (三) 控制方案如何确定？
- (四) 调节器的参数如何整定？
- (五) 单回路控制系统设计举例

(一) 简单控制系统的设计概述

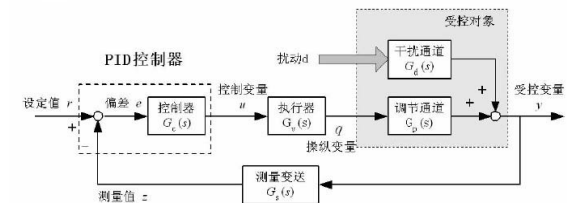
1、简单控制系统的结构：

由一个受控对象、一个测量变送器、一个控制器和一个执行器（调节阀）所组成的闭环控制系统。



(一) 简单控制系统的设计概述

简单控制系统的结构框图如下：



单回路调节系统典型结构

2、对控制系统的一般要求：

系统**稳定**，过度过程时间短，**快**，控制**精度高**，**准**。

(一) 简单控制系统的设计概述

3、控制系统的设计步骤

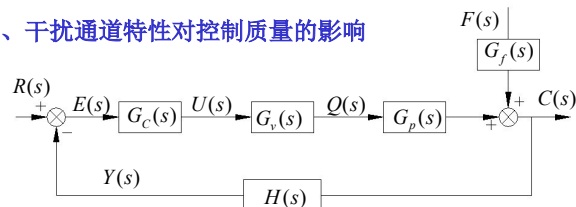
- (1) 熟悉系统的技术要求或性能指标，如：超调量，稳定误差，调节时间，上升时间，衰减比等。
- (2) 了解工艺过程，**建立过程的数学模型**。
- (3) 依据过程的数学模型，**确定控制方案**，即确定操作变量（或控制介质）；被控参数的确定及测量与变送；调节阀的选择；调节器作用方式的选择。
- (4) 依据调节规律对调节质量的影响，结合工艺情况**确定调节规律**。

(一) 简单控制系统的设计概述

- (5) 依据过程的特性**确定调节器的参数**。
- (6) 仿真研究或实验模拟。
- (7) 工程化设计，仪表调校，工程安装，调节器参数的实际整定等。

(二) 过程特性对控制质量的影响

1、干扰通道特性对控制质量的影响



系统输出与干扰之间的传递函数为：

$$\frac{C(S)}{F(S)} = \frac{G_f(S)}{1 + G_c(S)G_v(S)G_p(S)H(S)} \quad \text{假设: } G_f(S) = \frac{K_f}{T_f s + 1}$$

(二) 过程特性对控制质量的影响

$$\frac{C(S)}{F(S)} = \frac{1}{1 + G_c(S)G_v(S)G_p(S)H(S)} \cdot \frac{K_f}{T_f s + 1}$$

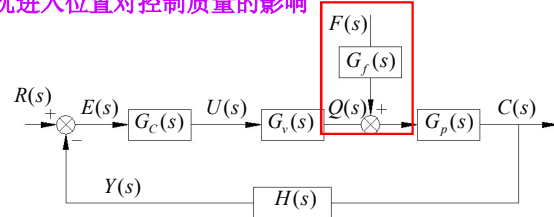
$$\text{若考虑纯滞后: } \frac{C(S)}{F(S)} = \frac{1}{1 + G_c(S)G_v(S)G_p(S)H(S)} \cdot \frac{K_f}{T_f s + 1} \cdot e^{-\tau_f s}$$

结论：

- 1) K_f 越大，由 $F(S)$ 对 $C(S)$ 的作用则越大，即 $C(S)$ 偏离期望值越大；所以希望 K_f 值**越小越好**。
- 2) T_f 越大，惯性越强，对干扰的“滤波”效果越明显，干扰对输出的动态影响越小，所以希望 T_f **越大越好**。
- 3) τ_f 的存在与否，不影响系统的控制质量，所以应尽可能将纯滞后时间长的环节置于干扰通道。

(二) 过程特性对控制质量的影响

干扰进入位置对控制质量的影响



系统输出与干扰之间的传递函数为：

$$\frac{C(S)}{F(S)} = \frac{G_f(S)G_p(S)}{1 + G_c(S)G_v(S)G_p(S)H(S)}$$

(二) 过程特性对控制质量的影响

假设： $G_f(S) = \frac{K_f}{T_f s + 1}$ $G_p(S) = \frac{K_p}{T_p s + 1}$

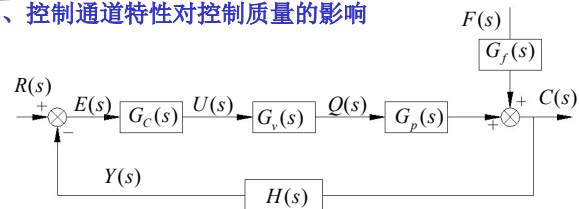
$$\frac{C(S)}{F(S)} = \frac{1}{1 + G_c(S)G_v(S)G_p(S)H(S)} \cdot \frac{K_f}{T_f s + 1} \cdot \frac{K_p}{T_p s + 1}$$

结论：

4) 当干扰进入系统的位置提前，即干扰在 $G_p(S)$ 之前进入系统时，与前面相比又多了一个“滤波”项。所以干扰进入系统的位置越远离被控参数越好。

(二) 过程特性对控制质量的影响

2、控制通道特性对控制质量的影响



系统输出与输入之间的传递函数为：

$$\frac{C(S)}{R(S)} = \frac{G_c(S)G_v(S)G_p(S)}{1 + G_c(S)G_v(S)G_p(S)H(S)}$$

(二) 过程特性对控制质量的影响

$$\frac{C(S)}{R(S)} = \frac{G_c(S)G_v(S)}{1 + G_c(S)G_v(S)G_p(S)H(S)} \cdot \frac{K_p}{T_p s + 1} \rightarrow G_p(s)$$

(1) K_p 越大，控制作用对过程输出的影响越强，克服干扰的能力也越强，系统的稳态误差也越小，被控参数对控制作用的反应越灵敏，在开环放大倍数一定（稳定性的要求）时， K_p 越大，则 K_c 可以减小，降低了对调节器的性能要求，所以： K_p 越大越好；

(2) T_p 越大，对被控参数的调节作用不及时，过渡过程时间拖长，但当 T_p 过小，会使控制作用过于灵敏，容易引起系统振荡，所以，应使 T_p 适当，既不能太大，也不能太小；

(3) 控制通道的纯滞后时间 τ_p 会对控制质量带来极为不利的影响，这是因为：

（二）过程特性对控制质量的影响

- （a）测量方面的纯时延，会使控制器不能及时察觉被控参数的变化。
- （b）控制方面的纯时延，会使控制作用不能及时产生应有的效果；
- （c）纯时延会增加滞后相角，导致系统的稳定性降低；
- （4）控制通道的时间常数应尽可能错开，

这是因为，当广义被控过程近似为：

$$G_0(s) = \frac{K}{(T_1s+1)(T_2s+1)(T_3s+1)}$$

时，由控制理论可知，

其相应的临界稳定增益为：

（二）过程特性对控制质量的影响

$$K_0 = 2 + T_1/T_2 + T_2/T_1 + T_1/T_3 + T_3/T_1 + T_2/T_3 + T_3/T_2$$

由上式可知： K_0 的大小取决于 T_1 、 T_2 、 T_3 的相对比值，如
 $T_1 = aT_2$ ， $T_2 = bT_3$ ，当 $a = b = 2$ ，则有 $K_0 = 11.25$ ，但当 $a = b = 5$ 时，则有 $K_0 = 37.44$ ，当 $a = b = 10$ ， $K_0 = 122.21$

由此可见，时间常数越错开， K_0 越大，对系统稳定性越有利，在保持一定稳定性的条件下，对保持质量越有利。

小结

控制通道的 K_p 越大越好， T_p 适当减小， τ_p 越小越好，多个时间常数的大小越错开越好。

（三）控制方案的确定

1、系统被控参数选取的一般原则

被控变量—生产过程中希望借助自动控制保持恒定值（或按一定规律变化）的变量。

合理选择被控变量，关系到生产工艺能否达到稳定操作、保证质量、保证安全等目的。

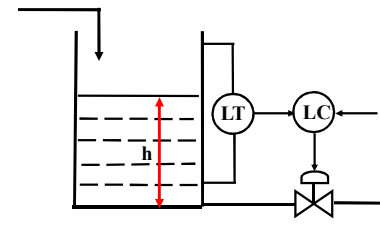
被控变量的选择依据：

- 1) 根据生产工艺的要求，找出影响生产的关键变量作为被控变量。

（三）控制方案的确定

例1 储槽液位控制系统

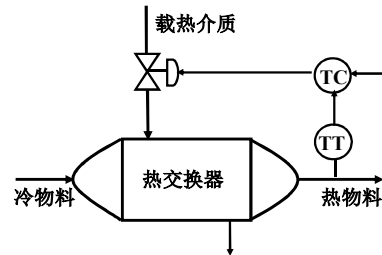
工艺要求储槽液位稳定。那么设计的控制系统就应以储槽液位为被控变量。



(三) 控制方案的确定

例2 换热器出口温度控制系统

工艺要求出口温度为定值。那么设计的控制系统就应以出口温度为被控变量。

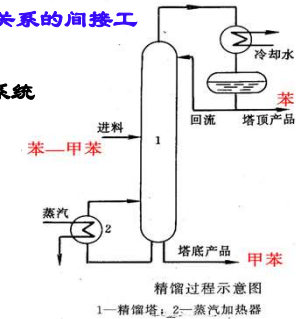


(三) 控制方案的确定

2) 当不能用直接工艺参数作为被控变量时, 应选择与直接工艺参数有单值函数关系的间接工艺参数作为被控变量。

例3 化工的精馏物纯度控制系统

精馏工艺是利用被分离物中各组分的挥发度不同, 将各组分分离。如将苯—甲苯混合液进行分离。



(三) 控制方案的确定

该精馏塔的工艺要求是使塔顶 (或塔底) 馏出物达到规定的纯度。

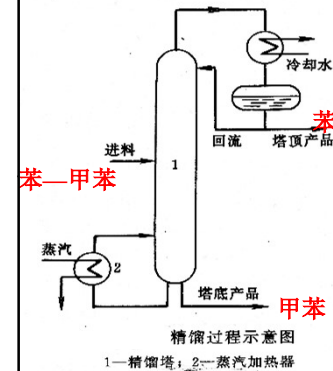
按照被控变量的选择原则1, 塔顶 (或塔底) 馏出物的组分应作为被控变量。

但是, 没有合适的仪表在线检测馏出物的纯度, 则不能直接作为被控变量。

(三) 控制方案的确定

只好在与馏出物的纯度有单值关系的工艺参数中, 找出合适的变量作为被控变量, 进行间接参数控制。

经工艺分析发现, 塔内压力和塔内温度都对馏出物纯度有影响, 选哪个?



(三) 控制方案的确定

间接控制参数的确定

塔顶馏出物苯的浓度分别与压力和温度有单值对应关系，(塔底馏出物甲苯也一样)。

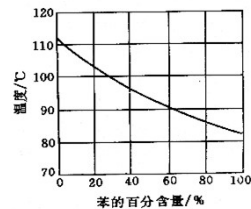


图 7-5 苯-甲苯溶液的 T - x 图

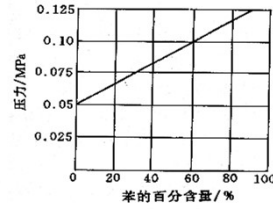


图 7-6 苯-甲苯溶液的 p - x 图

从工艺合理性考虑，选择**温度**作为被控变量。

(三) 控制方案的确定

3) 被控变量必须有足够大的灵敏度

被控变量必须灵敏，容易被测量。

4) 选择被控变量时，必须考虑工艺合理性

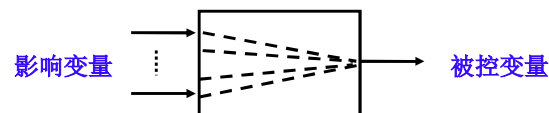
- 选择塔内温度作被控变量
- 工艺上塔内压力一般要求固定
- 采用简单控制系统，只能**设置一个温控系统**，保证塔顶或塔底一端的产品质量

特别说明：被控参数一般由工艺工程师确定，控制工程师无多大选择余地。

(三) 控制方案的确定

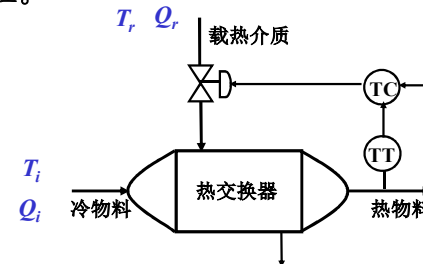
2. 控制变量的确定:

- ❑ 在诸多影响被控变量的因素中选择一个对被控变量影响显著且便于控制的变量，作为控制变量；
- ❑ 其它未被选中的因素则视为系统的干扰。



(三) 控制方案的确定

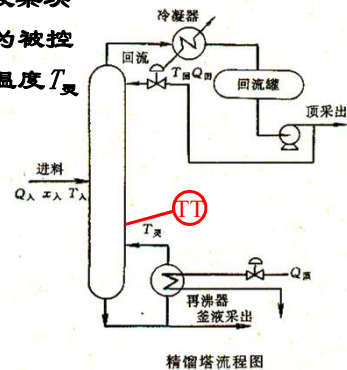
例1中，影响出口**温度**的主要因素有：载热介质温度、载热介质流量、冷物料温度、冷物料流量等。显然，**载热介质流量影响力最大且可控**。故选载热介质流量作为控制变量。



(三) 控制方案的确定

例2中，若选择提馏段某块塔板（灵敏板）的温度作为被控变量。那么，影响灵敏板温度 $T_{\text{灵}}$ 的因素主要有：

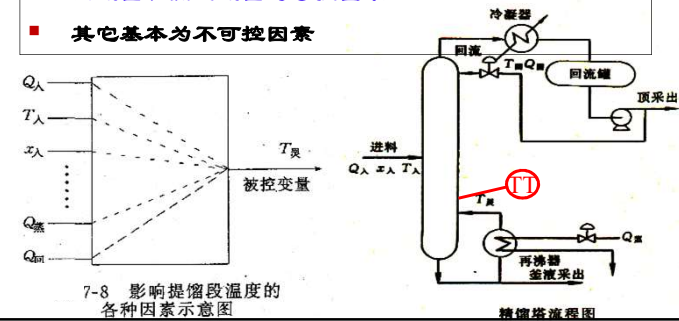
进料的流量（ $Q_{\text{入}}$ ）、
进料的成分（ $x_{\text{入}}$ ）、
进料的温度（ $T_{\text{入}}$ ），
回流的流量（ $Q_{\text{回}}$ ）、
回流的温度（ $T_{\text{回}}$ ），
加热蒸汽流量（ $Q_{\text{蒸}}$ ），
冷凝器冷却温度等。



(三) 控制方案的确定

这些影响因素分为可控的和不可控的两大类：

- 回流量和蒸汽流量为可控因素
- 其它基本为不可控因素

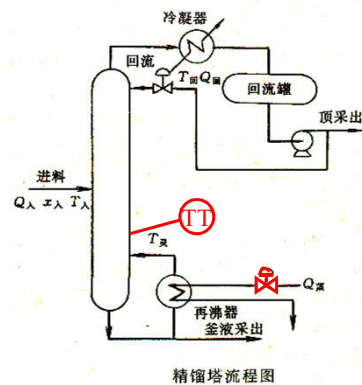


(三) 控制方案的确定

在两个可控因素中，选蒸汽流量为操纵变量。

因为：

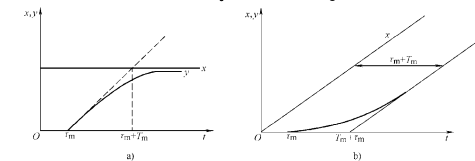
蒸汽流量对提馏段温度影响比回流量对提馏段温度影响更迅速、更显著。



(三) 控制方案的确定

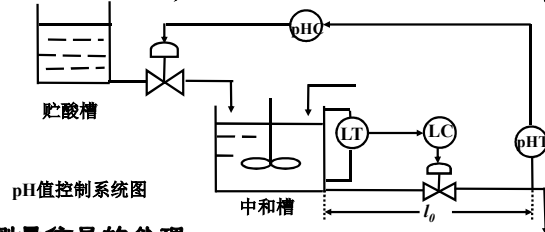
3、被控参数的测量与变送器

- 1) 按照生产过程的工艺要求，首先确定传感器与变送器合适的测量范围（量程）与精度等级。
- 2) 测量仪表反应慢，会造成测量失真。应尽可能选择时间常数小的传感器、变送器。



(三) 控制方案的确定

3) 合理选择检测点, 避免测量造成对象纯滞后 τ_0



4) 测量信号的处理

测量信号的校正与补偿、测量噪声的抑制、测量信号的线性化处理。

(三) 控制方案的确定

4、控制参数的选择（控制通道参数选择）

依据过程特性对控制质量的影响, 不难归纳选择控制参数的一般原则:

- (a) K_p 越大越好, T_p 适当小一些;
- (b) τ_p 越小越好, $\tau_p / T_p < 0.2$
- (c) K_f 尽可能小, T_f 尽可能大, τ_f 尽可能大, 尽可能将大的纯滞后置于干扰通道, 干扰进入系统的位置尽可能远离被控参数。
- (d) 尽可能将广义对象的时间常数错开, 即 T_{\max} / T_{\min} 越大越好。
- (e) 考虑工艺操作的合理性、经济性等因素。

(三) 控制方案的确定

5、调节阀的选择

(1) 气动与电动的选择: 考虑的因素: 推力的大小、被控介质的情况 (高温, 高压, 易燃, 易爆, 剧毒, 易结晶, 强腐蚀, 高粘度等)、安全保证等。

(2) 气动执行器气开、气关的选择原则: 当调节器输出为零时, 使生产处于安全状态。

(3) 调节阀开度和口径的选择原则: 在正常运行状态下, 使调节阀开度处于15%~80%之间。

(4) 调节阀流量特性的选择原则: 使被控过程的特性与调节阀的流量特性相互作用成线性特性。

(三) 控制方案的确定

6、调节器正反作用的选择

当某个环节的输入增加时, 其输出也增加, 称该环节为“正作用”; 反之, 称为“反作用”。

- ☐ 变送器一般都是正作用
- ☐ 气开阀是正作用 (记 $K_v > 0$), 气关阀是反作用 (记 $K_v < 0$)
- ☐ 被控对象有的正作用 (记 $K_p > 0$), 有的反作用 (记 $K_p < 0$)
- ☐ 控制器作用方向以测量输入与输出的关系定义:

正作用: 给定值 - 测量值 (记 $K_c < 0$)

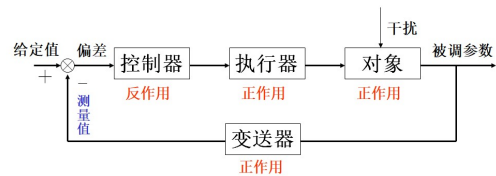
反作用: 给定值 - 测量值 (记 $K_c > 0$)

(1) 先确定 K_p ; (2) 再确定 K_v ; (3) 最后确定 K_c

(三) 控制方案的确定

控制系统中，各个环节的作用方向组合不当的话，会使系统构成正反馈，不但不能起控制作用，反而会破坏生产过程的稳定。

因为执行器和对象有正、反作用，为了保证控制系统负反馈，调节器必须有正、反作用选择。

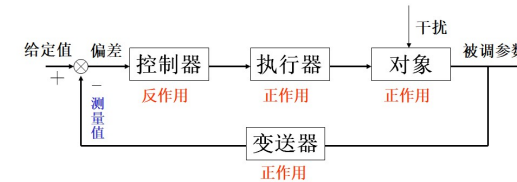
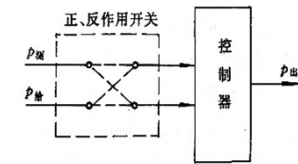


(三) 控制方案的确定

调节器正反作用的确定原则：

则：保证系统构成负反馈

简单的判定方法：闭合回路中有奇数个反作用环节。

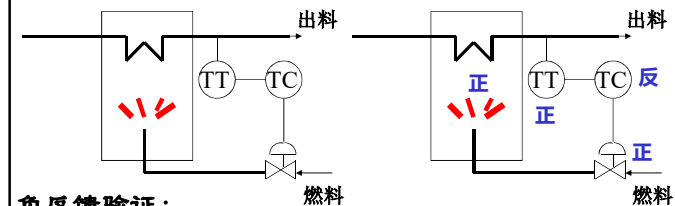


(三) 控制方案的确定

由于控制器的输出决定于被控变量的测量值于给定值之差，所以被控变量的测量值与给定值变化时，对输出的作用方向是相反的。对于控制器的作用方向是这样规定的：当给定值不变，被控变量测量值增加时，控制器的输出也增加，称为“正作用”方向，或者当测量值不变，给定值减小时，控制器的输出增加的称为“正作用”方向。反之，如果测量值增加（或给定值减小）时，控制器的输出减小的称为“反作用”方向。

(三) 控制方案的确定

例1：加热炉出口温度控制系统

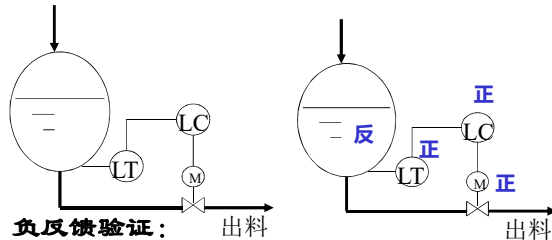


负反馈验证：

设某时刻燃料压力 \uparrow \rightarrow 燃料流量 \uparrow \rightarrow 炉温 \uparrow \rightarrow 出料温度 \uparrow
 \rightarrow TC输入 \uparrow \rightarrow TC输出 \downarrow \rightarrow 阀门小 \rightarrow 炉温 \downarrow \rightarrow 出料温度 \downarrow

(三) 控制方案的确定

例2: 储槽液位控制系统



负反馈验证:

设某时刻进料量 $\uparrow \rightarrow$ 液位 $\uparrow \rightarrow$ LC输入 \uparrow
 \rightarrow LC输出 $\uparrow \rightarrow$ 阀开大 \rightarrow 出料量 $\uparrow \rightarrow$ 液位 \downarrow

(三) 控制方案的确定

7. 调节规律的确定

- (1) 当过程时间常数较大或容积延迟较大时, 引入D;
或 PD、PID;
- (2) 当过程时间常数较小, 负荷变化不大, 允许有静差时, 可选P;
- (3) 当过程时间常数较小, 负荷变化不大, 要求无静差时, 可选PI;

(三) 控制方案的确定

(4) 当时间常数很大, 纯延迟较大, 负荷变化剧烈, 应采用其他控制方案。

(5) 当 $G_p(s) = \frac{K_p e^{-\tau_p s}}{T_p s + 1}$ 时,

当 $\tau_p / T_p < 0.2$ 时, 可选P或PI。

当 $0.2 < \tau_p / T_p < 1.0$ 时, 可选用PD或PID。

当 $\tau_p / T_p > 1.0$ 时, 采用其他控制方案。

(四) PID控制器参数的工程整定

调节器的参数整定是指确定调节器的**比例带**、**积分时间常数**和**微分时间常数**的具体数值。整定的实质是通过改变调节器的参数使其特性与过程的参数相匹配, 以改善系统的动态和静态性能指标取得**最佳**的控制效果。

1940年以前PID控制器的参数整定没有有效的方法。Taylor仪表公司的**John Ziegler**和**Nathanier Nichols**致力于PID调节器的参数整定方法研究。他们于1941年找到了相对直接的整定PID参数的方法。

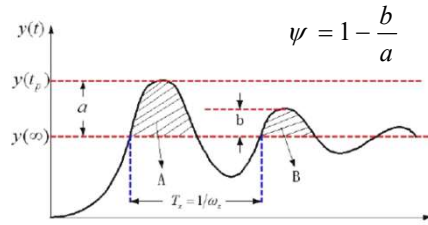
这就是著名的**齐格勒-尼科尔斯Ziegler-Nichols法**



Nathanier Nichols

(四) PID控制器参数的工程整定

典型最佳调节过程



工程上通常将 $\psi = 0.75$ 的调节过程当作“典型最佳调节过程”

生产过程中的控制系统多为恒值调节系统，评定控制系统性能的常用指标有稳态误差、最大超调或超调率、衰减率和过渡过程时间等。

在过程控制系统中更多的采用衰减率 ψ 来表示调节系统的稳定度。

(四) PID控制器参数的工程整定

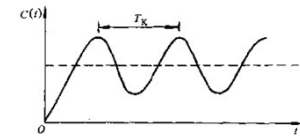
1. 临界比例度法 (Ziegler-Nichols 稳定边界法)

步骤:

1、将PID控制器中的积分与微分作用切除，取比例带为较大值，将系统投入自动运行。

2、作小幅度的设定值阶跃输入，将比例带由大到小变化，直至产生等幅振荡。此时的比例度称为临界比例度 δ_k ，相邻两个波峰间的时间间隔，称为临界振荡周期 T_k 。

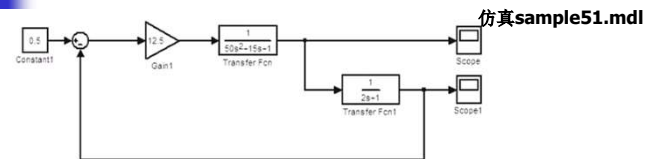
3、记录产生等幅振荡时的调节器比例度和等幅振荡周期，根据选择的调节规律查表选择PID调节器参数。



整定实例：取 $G_m(s) = \frac{1}{2s+1}$

$$G(s) = \frac{1}{(5s+1)(10s+1)}$$

(四) PID控制器参数的工程整定



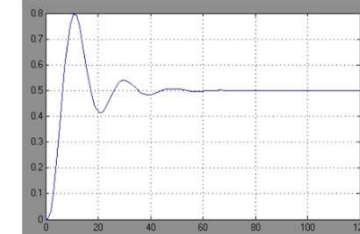
整定参数	$\delta(\%)$	T_I	T_D
P	$2\delta_k$		
PI	$2.2\delta_k$	$0.85T_k$	
PID	$1.7\delta_k$	$0.5T_k$	$0.13T_k$

$$u(t) = K_c \left[e(t) + \frac{1}{T_I} \int e(t) dt + T_D \frac{de(t)}{dt} \right]$$

$$\delta_k = 0.08 \quad T_k = 15.12$$

$$K_c = 7.35, T_I = 7.5, T_D = 1.9$$

(四) PID控制器参数的工程整定



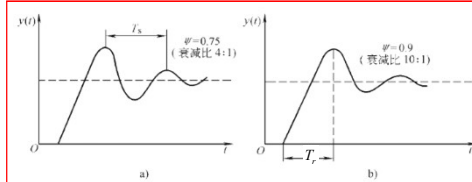
缺陷:

- 1、有些工业过程不允许系统长时间处于等幅振荡。
- 2、有些系统根本就不能产生等幅振荡。对此，就把最小刻度的比例度作为临界比例度 δ_k 进行调节器参数整定。

(四) PID控制器参数的工程整定

2、衰减曲线法

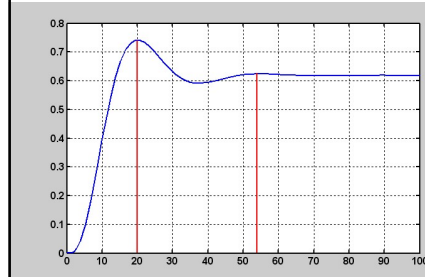
在**纯比例**的条件下施加一阶跃扰动并减小比例带，使系统出现上图所示的衰减曲线，记录下此时的比例带和震荡周期或峰值时间，由以上两个参数查表确定PID参数。



衰减率 φ	整定参数 调节规律		$\delta(\%)$	T_i	T_D
0.75	P		δ_r		
	PI		$1.2\delta_r$	$0.5T_r$	
	PID		$0.8\delta_r$	$0.3T_r$	$0.1T_r$
0.90	P		δ_r		
	PI		$1.2\delta_r$	$2T_r$	
	PID		$0.8\delta_r$	$1.2T_r$	$0.4T_r$

(四) PID控制器参数的工程整定

实例: $G(s) = \frac{1}{(5s+1)(10s+1)}$ $G_m(s) = \frac{1}{s+1} \cdot \frac{1}{2s+1}$ $G_v(s) = 1$



$$n = 4:1$$

$$\delta_s = 61.8\%$$

$$T_s = 35s$$

$$K_c = \frac{1}{1.2\delta_s} = \frac{1}{74.2\%} \approx 1.35$$

$$T_i = 0.5T_s = 17.5$$

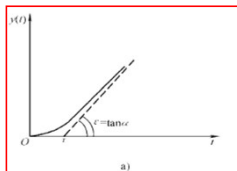
$$K_c = \frac{1}{0.8\delta_s} = \frac{1}{49.4\%} \approx 2.02$$

$$T_i = 0.3T_s = 10.5, T_D = 0.1T_s = 3.5$$

(四) PID控制器参数的工程整定

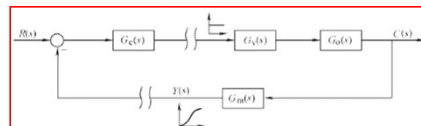
3. Ziegler-Nichols反应曲线法

具体做法是对于下图所示的系统，先使系统处于**开环**状态，在输入端施加一个阶跃信号，记录下测量变送环节的输出响应曲线



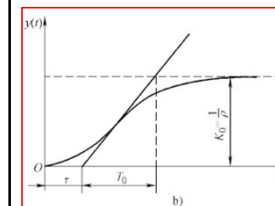
无自平衡能力对象

$$G(s) = \frac{\varepsilon}{s} e^{-\tau s}$$



调节规律	$G_C(s)$	δ	T_i	T_D
P	$1/\delta$	$\varepsilon\tau$		
PI	$(1 + \frac{1}{T_i s})/\delta$	$1.1\varepsilon\tau$	3.3τ	
PID	$(1 + \frac{1}{T_i s} + T_D s)/\delta$	$0.85\varepsilon\tau$	2τ	0.5τ

(四) PID控制器参数的工程整定



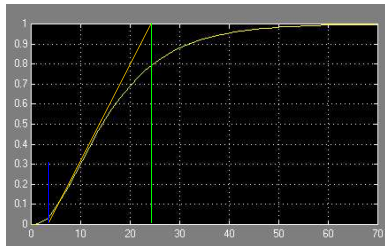
有自平衡能力对象

$$G_0(s) = \frac{K_0}{1+T_0 s} e^{-\tau s} = \frac{1/\rho}{1+T_0 s} e^{-\tau s}$$

调节规律	$G_C(s)$	δ	T_i	T_D
P	$1/\delta$	$1/\rho \cdot \tau/T_0$		
PI	$(1 + \frac{1}{T_i s})/\delta$	$1.1/\rho \cdot \tau/T_0$	3.3τ	
PID	$(1 + \frac{1}{T_i s} + T_D s)/\delta$	$0.85/\rho \cdot \tau/T_0$	2τ	0.5τ

(四) PID控制器参数的工程整定

实例: $G(s) = \frac{1}{(5s+1)(10s+1)}$ $G_m(s) = \frac{1}{2s+1}$ $G_v(s) = 1.0$



$$G(s) = \frac{K}{Ts+1} e^{-\tau s}$$

$$G(s) = \frac{1}{20s+1} e^{-4s}$$

$$T_0 = 20 \quad \tau = 4 \quad K = 1$$

$$\delta = \frac{1.1}{\rho} \frac{\tau}{T} = 0.22$$

$$T_i = 3.3\tau = 13.2$$

(四) PID控制器参数的工程整定

三种工程整定方法的比较

1. 共同点: 通过试验然后按工程整定经验公式计算而得

2. 不同点:

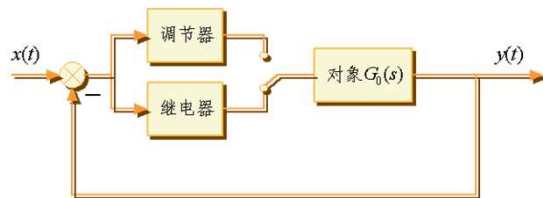
1) 反应曲线法: **开环**试验, 理论性强, 典型模型, 适用范围广。

2) 临界比例度法与衰减曲线法: **闭环**试验, 无需模型, 但应用受限, 实验数据难以准确, 变化较快的过程不适用。

3) 从减少干扰对试验信息影响的角度看, 后两者优于前者, 闭环试验对干扰有较好的抑制作用。从这个意义上讲: **衰减曲线法最好, 临界比例度法次之, 反应曲线法最差。**

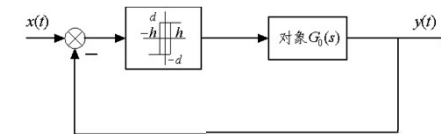
(五) PID控制器参数的自动整定

1) 极限环法



采用极限环法整定PID参数的PID控制器都可以工作于调节器与继电器两种模式, 当需要对PID参数进行整定时可使控制系统切换到继电器调节模式(两位式调节器)。在这种模式下可以测定系统的临界频率与临界增益, 然后采用稳定边界法整定调节器的PID参数。

(五) PID控制器参数的自动整定



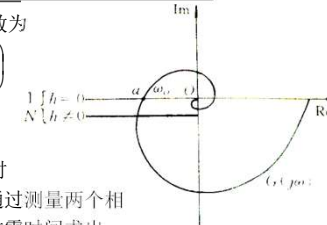
继电器非线性的描述函数为

$$N = \frac{4d}{\pi\alpha} \angle -\arcsin\left(\frac{h}{\alpha}\right)$$

只要满足 $G(j\omega) = -\frac{1}{N}$

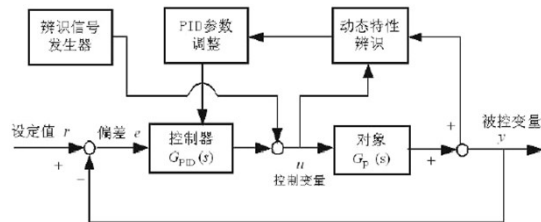
就可以出现极限环, 此时

$$K_{cr} = \frac{4d}{\pi\alpha} \quad T_{cr} \quad \text{可以通过测量两个相邻的过零时间求出。}$$



(五) PID控制器参数的自动整定

2) 系统辨识法



采用此方法整定PID参数还可以克服被控对象的时变和非线性甚至可以实现智能PID的算法。

(五) PID控制器参数的自动整定

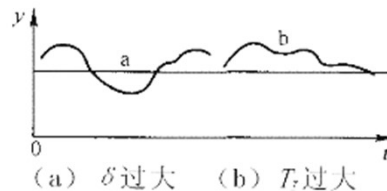
■ PID常用口诀:

参数整定找最佳，从小到大顺序查；
先是比例后积分，最后再把微分加；
曲线振荡很频繁，比例度盘要放大；
曲线漂浮绕大湾，比例度盘往小扳；
曲线偏离恢复慢，积分时间向下变；
曲线波动周期长，积分时间再加强；
曲线振荡频率快，先把微分向下降；
动差大来波动慢，微分时间再长点；
理想曲线两个波，前高后低4比1；
一看二调多分析，调节质量没问题。

(五) PID控制器参数的自动整定

5. 现场凑试法

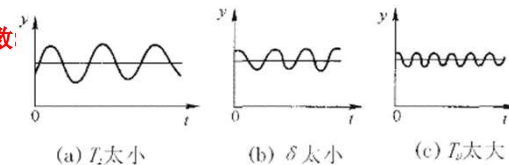
■ 根据波形调参数:



1) 凡是 δ 太大或 T_i 过大时，都会使被控变量变化缓慢，不能使系统很快地达到稳定状态。两者的区别是： **δ 过大**，曲线漂移较大，变化不规则，如图a； **T_i 过大**，曲线虽然带有振荡分量，但它漂移在设定值的一边，而且渐进地靠近设定值，如图b。

(五) PID控制器参数的自动整定

■ 根据波形调参数:



2) 凡是 δ 过小， T_i 过小或 T_o 过大时，都会使系统剧烈振荡，甚至产生等幅振荡。区别是： **T_i 过小时**，系统振荡周期较长， **T_o 过大时** 振荡周期较短； **δ 过小时**，振荡周期介于两者之间。

3) 等幅振荡不一定是由参数整定不当所引起。例如阀门定位器、调节器或变送器调校不良，调节阀的传动部分存在间隙，往复泵出口管线的流量等，都表现为被控量的等幅振荡，因此，整定参数时必须联系上面这些情况，做出正确判断。

(五) PID控制器参数的自动整定

■ 经验参数1:

各类控制系统中调节器参数经验数据表

被控变量	特 点	δ (%)	T_i (min)	T_d (min)
温 度	对象容量滞后较大, 即参数受干扰后变化迟缓, δ 应小; T_i 要长; 一般需要加微分	20~60	3~10	0.5~3
液 位	对象时间常数范围较大。要求不高时, δ 可在一定范围内选取, 一般不用微分	20~80	1~5	
压 力	对象的容量滞后一般, 一般不加微分	30~70	0.4~3	
流 量	对象时间常数小, 参数有波动, δ 要大; T_i 要短; 不用微分	40~100	0.3~1	

(五) PID控制器参数的自动整定

■ 经验参数2:

P参数设置

如不能肯定比例调节系数P应为多少, 请把P参数先设置小些(如30%), 以避免开机出现超调和振荡, 运行后视响应情况再逐步调大, 以加强比例作用的效果, 提高系统响应的快速性, 以既能快速响应, 又不出现超调或振荡为最佳。

I参数设置

如不能肯定积分时间参数I应为多少, 请先把I参数设置大些(如1800秒), 系统投运后先把P参数调好, 然后再把I参数逐步往小调, 观察系统响应, 以系统能快速消除静差进入稳态, 而不出现超调振荡为最佳。

D参数设置

如不能肯定微分时间参数D应为多少, 请先把D参数设置为0, 即去除微分作用, 系统投运后先调好P参数和I参数, 再逐步增加D参数, 加微分作用, 以改善系统响应的快速性, 以系统不出现振荡为最佳。

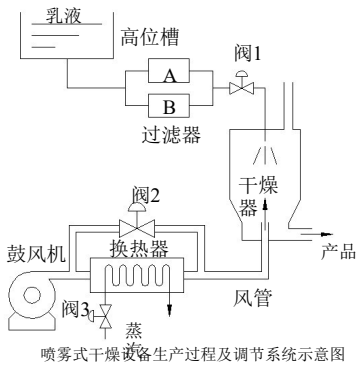
(六) 单回路控制系统设计举例-喷雾式干燥设备过程控制系统设计

1. 生产工艺简介

已浓缩的乳液由高位槽流下, 经过滤器(两个轮换使用, 以保证连续操作)去掉凝结块, 然后到干燥器。

乳液从喷嘴喷出, 空气则由鼓风机送至加热器加热(用蒸汽间接加热), 热空气经风管至干燥器, 乳液中水分即被蒸发, 而乳粉则随湿空气一道送出再行分离。

干燥后成品质量要求高, 含水量不能波动大。



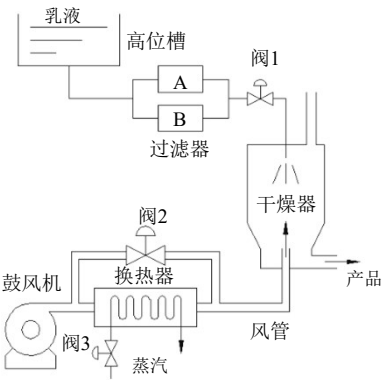
喷雾式干燥设备生产过程及调节系统示意图

(六) 单回路控制系统设计举例-喷雾式干燥设备过程控制系统设计

2. 控制系统方案设计

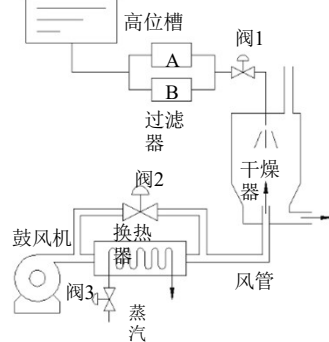
(1) 被控参数和控制参数选择

a. 被控参数选择——产品质量(水分含量)与干燥温度密切相关, 但一般情况下测量水分的仪表精度较低, 故选用间接参数(干燥器的温度)。温度与水分含量——对应。



(六) 单回路控制系统设计举例-喷雾式干燥设备过程控制系统设计

b. 控制参数的选择



扰动分析:

- 1、乳液温度和流量波动，干扰记为 $f_1(t)$ 。
- 2、旁路冷风流量，干扰记为 $f_2(t)$ 。
- 3、蒸汽压力、温度变化，干扰记为 $f_3(t)$ 。

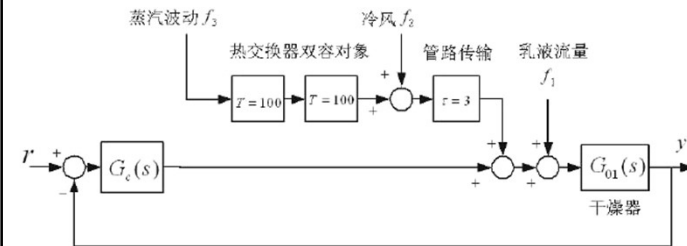
选择任何一个量作为控制参数均可实现温度控制——三种方案

对象特性:

- 1、换热器为双容对象， $T_1=T_2=100s$ 。
- 2、风管到干燥器的纯延迟时间 $\tau=3s$ 。

(六) 单回路控制系统设计举例-喷雾式干燥设备过程控制系统设计

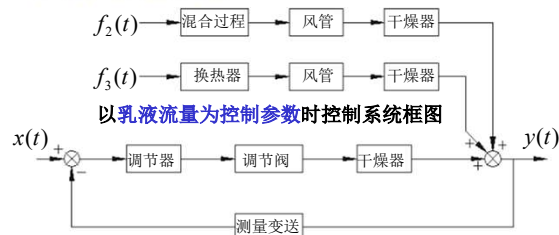
控制参数选择方案一



系统框图

(六) 单回路控制系统设计举例-喷雾式干燥设备过程控制系统设计

控制参数选择方案一

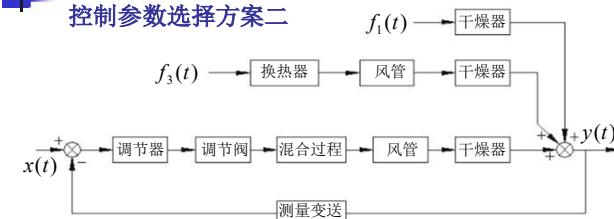


这个控制方案的性能是最优的！

然而乳液流量是控制系统的生产负荷，由整个系统的期望产量确定。**生产负荷通常不能作为控制参数！**

(六) 单回路控制系统设计举例-喷雾式干燥设备过程控制系统设计

控制参数选择方案二



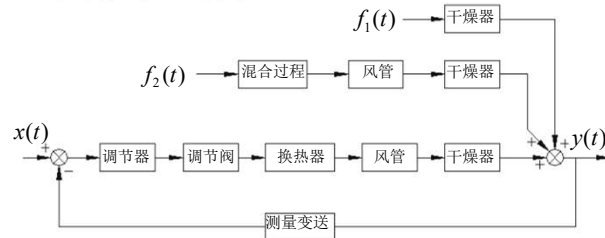
以冷风量为控制参数时系统框图

控制回路增加了一个纯滞后环节**调节性能下降**，但是该方案避免了工艺的不合理。

由于系统的纯滞后时间小，对系统性能影响不大。因此方案二是**可行的方法！**

(六) 单回路控制系统设计举例-喷雾式干燥设备过程控制系统设计

控制参数选择方案三



以蒸汽量为控制参数时系统框图

滞后大，容量滞后和纯滞后同时存在，这个控制方案的性能是最差的。

根据以上分析方案二的控制参数选择最合适！

(六) 单回路控制系统设计举例-喷雾式干燥设备过程控制系统设计

(3) 仪表的选型——电动单元组合仪表(DDZ)

(4) 测温元件与变送器：

控温度在**600°C**以下，热电阻温度计，三线制接法配温度变送器。

(5) 调节阀选型：选气动调节阀，且事故时要求不要超温！

气关形式，选用对数流量特性的调节阀

(6) 调节器：PI或PID。

(六) 单回路控制系统设计举例-喷雾式干燥设备过程控制系统设计

调节器的正反作用的确定：

由于调节阀为气关方式 因此 $K_V < 0$

由于风量（控制量）的增加，其输出（温度）降低，故 $K_0 < 0$ ，反作用过程。

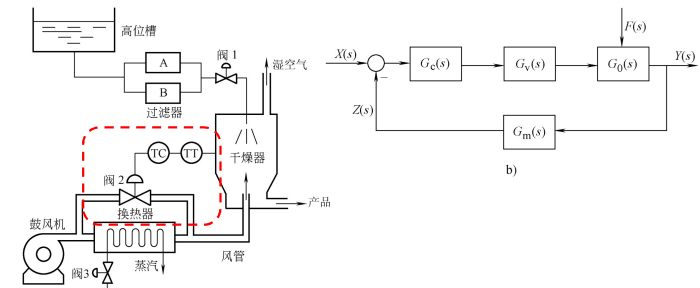
通常传感器的增益为正， $K_m > 0$

已知： $K_V < 0, K_0 < 0, K_m > 0$

要求： $K_V \cdot K_0 \cdot K_m \cdot K_C > 0$ ，故 $K_C > 0$ 。即调节器选反作用。

(六) 单回路控制系统设计举例-喷雾式干燥设备过程控制系统设计

3、控制系统原理与框图



4、调节器参数的工程整定