

非线性分程控制系统设计的方法

王 永 初

(精密机械工程系)

摘 要

分程控制系统是一种重要的工业过程控制系统,这种系统广泛应用于由一个调节器操纵两个调节阀门的情况。由于线性调节模式具有明显的调整与设计简单的优点,所以在分程控制中经常得到采用,但在应用中这种方法也显示出某些缺点,如增加原材料和能量的损耗。本文根据节能的观点,论述分程控制系统的正确设计、划分非线性行程的原则和非线性控制模式的选择。非线性分程系统可由常规工业自动化仪表或微型计算机组成。结论的正确性已经仿真加以证实。

一、分程调节存在的问题

分程是炼油、化工、医药生产过程中的一种经常采用的控制方法,这种系统的特点是由一个调节器同时管理两台执行器/调节阀门。譬如中和过程为使混合液体的 pH 值达到 7,有时需要加入酸,有时需要加入碱,因此调节器时而与酸管道上的执行器/调节阀门联通,时而与碱管道上的执行器/调节阀门联通。在采用常规的设计方法时,将两台执行器/调节阀门按输入信号分成两个工作区域,如图 1 的实线所示。调节器的输出信号在仪表信号范围的 0—50%, V_1 阀门工作;调节器的输出信号在仪表信号范围的 50—100%, V_2 阀门工作,这种分程称为理想分程。实际上实现理想的分程衔接是有困难的,为了避免衔接出现调节死区,通常改变成图中虚线所示的衔接方式。

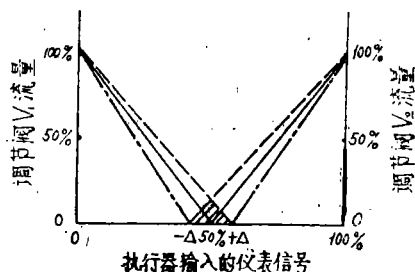


图 1

这就是说,在 $\text{pH}=7$ 的情况下仍然有少量的碱与酸同时加入中和槽,这实际上是原材料的浪费。由于分程调节应用十分普遍,如化学反应器的温度控制系统,化学反应初期一般要通过夹套对反应器进行加热,当化学反应进行一定时间以后,由于伴随化学反应释放出大量的热量,使得反应器内温度

本文 1986 年 5 月 15 日收到。

急剧上升,这时需要切断加热蒸汽,改为夹套通入冷却水,并根据温度的变化及时调整冷却水流量。这种系统如果设计得不好,蒸汽与冷却水可能同时进入夹套,造成热量的大量浪费。因此无论是从节省能量或节省原材料的观点出发,都迫切需要改变目前线性的调节方式。

二、非线性分程调节

我们提出的分程曲线如图 1 中点划线所示,即允许分程曲线不啮接,分程曲线不啮接实际上是将广义控制对象由线性变成非线性。非线性控制上的问题是容易形成固有的极限环,使在稳定的工况下,两台执行器/调节阀门仍然轮番按一定周期开或闭,原材料同样会造成浪费,因此,工程的要求是设计一个有死区操作稳定的分程系统。

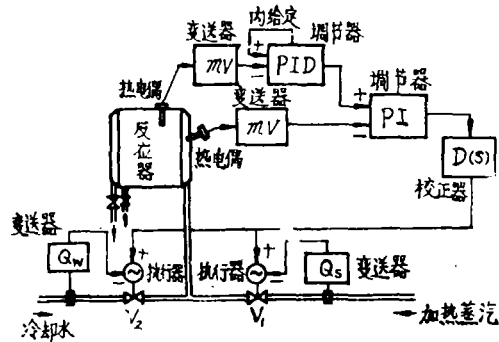


图 2

我们曾经对目前一些已应用分程调节的系统进行过一些调查和试验^[3],发现有些对象将线性分程改成非线性分程,系统仍然可以稳定,有些对象改成非线性分程以后就变成有极限环的系统。后一种情况加入一台正微分器与一台反微分器后,即可消除极限环。系统的组成如图 2 所示。

三、系 统 分 析

加热蒸汽与冷却水对反应器有相反的作用,因此阀门作用曲线可以重新画成图 3(a) 的等效曲线,图中 $(-\Delta, \Delta)$ 是操作变量 $m(t)$ 的死区。例设 I_i 是一个正弦函数,即 $I_i = A \sin \omega t$, 则经过这个非线性环节以后的输出可用如下五段函数来近似

$$m(t) = \begin{cases} 0 & 0 \leq t < t_1 \\ K(A \sin \omega t - \Delta) & t_1 < t < \frac{\pi}{\omega} - t_1 \\ 0 & \frac{\pi}{\omega} - t_1 \leq t \leq \frac{\pi}{\omega} + t_1 \\ K(A \sin \omega t + \Delta) & \frac{\pi}{\omega} + t_1 < t < \frac{2\pi}{\omega} - t_1 \\ 0 & \frac{2\pi}{\omega} - t_1 < t \leq \frac{2\pi}{\omega} \end{cases}$$

$m(t)$ 是一个非线性函数,而且是一个奇函数,可将其展开成

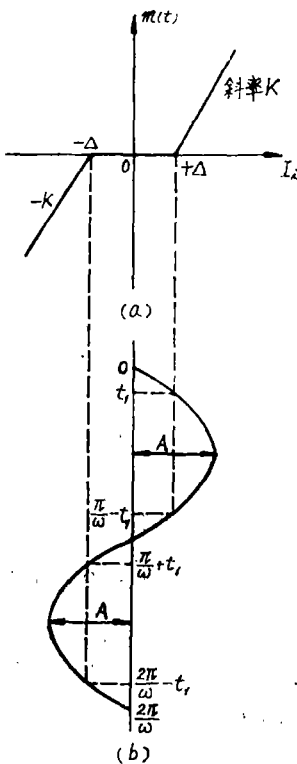


图 3

傅里叶级数

$$m(t) = \sum_{n=1}^{\infty} b_n \sin(n\omega t) \quad (1)$$

其中

$$b_n = \frac{1}{\pi} \int_{-\pi}^{\pi} m(t) \sin(n\omega t) d(\omega t)$$

由于控制系统具有低通滤波的特性, 所以通常利用一次谐波来近似 $m(t)$, 并用描述函数 $N(A)$ 来代替传递函数, 得到

$$\begin{aligned} N(A) &= \frac{m_1}{I_t} \\ &= \frac{2K}{\pi} \left[\frac{\pi}{2} - \sin^{-1}\left(\frac{\Delta}{A}\right) - \frac{\Delta}{A} \sqrt{1 - \left(\frac{\Delta}{A}\right)^2} \right] \end{aligned} \quad (3)$$

表 1 列出 $N(A)$ 同 $\frac{\Delta}{A}$ 的关系。

表 1							
$\frac{\Delta}{A}$	0	0.01	0.05	0.10	0.20	0.30	0.40
$N(A)$	K	0.987K	0.936K	0.873K	0.747K	0.624K	0.505K
$\frac{\Delta}{A}$	0.50	0.60	0.70	0.80	0.90	1	
$N(A)$	0.391K	0.285K	0.188K	0.104K	0.037K	0	

我们可以在 S 的复平面上画出 $-\frac{1}{N(A)}$ 曲线, 根据控制理论知道, 如果除去非线性以外系统的频率特性, 终端轨线 $G(\omega)$ 不同 $-\frac{1}{N(A)}$ 相交, 则这样的系统是稳定的, 如果 $G(\omega)$ 与 $-\frac{1}{N(A)}$ 相交, 则其交点对应的 A_c 值为闭环控制系统产生极限环的振幅, 交点对应的频率 ω_c 为系统自持振荡的角频率。加入补偿函数的目的是使 $G(\omega)$ 轨线始终处在 $\left(-\frac{1}{K}, 0\right)$ 点的右边。如某工程分程 pH 值控制对象特性为

$$G(s) = \frac{2.5}{s(0.2s+1)(0.6s+1)(1.5s+1)} \quad (\text{时间单位为分}) \quad (4)$$

$G(\omega)$ 与 $-\frac{1}{N(A)}$ 的交点条件为 $\angle G(\omega) = -180^\circ$, 根据这个条件求得交点频率 $\omega_c = 0.87$ 弧度/分, 此时有

$$|G(\omega_c)| = 1.527$$

在一般情况下, Δ 取2—4%, 约为3%, 所以 K 值为

$$K = \frac{100\%}{(50-3)\%} = 2.128$$

即 $-\frac{1}{k} = 0.47$, 显然 $G(\omega)$ 轨线与 $-\frac{1}{N(A)}$ 相交. 因此采用一个比例增益 $K_p = 0.20$ 的比

例器作校正, 可以使 $G(\omega)$ 与 $-\frac{1}{N(A)}$ 不相交, 但是开环传递函数的总增益太低会大大降低系统克服干扰的速度. 工程中可以利用一台正微分器与一台反微分器串联, 其传递函数写成

$$D(s) = \frac{T_1 s + 1}{r T_1 s + 1} \times \frac{T_1 s + 1}{\frac{T_1}{\beta} s + 1} \quad (5)$$

由微分器的结构知道, $r = \beta = 10$, 设计中取 $T_1 = \frac{1}{\omega_c}$, 于是式(5)可写成

$$D(s) = \frac{(1.149s + 1)^2}{(11.49s + 1)(0.1149s + 1)}$$

在 $\omega = \omega_c = 0.87$ 弧度/分时, $|D(\omega_c)| = 0.198$, 因此可以保证 $G(\omega)$ 与 $-\frac{1}{N(A)}$ 不相交. 这种设计方法我们在现场试验, 发现有时大扰动时仍有极限环形成, 原因是系统的稳定裕量不够. 因此, 经常在 $D(s)$ 前面增加一个比例或比例积分调节器, 通过修改比例带或积分时间, 一般都可以达到稳定运行. 因此我们可以得出这样的结论: 非线性分程控制的典型控制模式为

$$D(s) = K_q \left(\frac{T_1 s + 1}{T_1 s} \right) \times \frac{(T_1 s + 1)^2}{(10T_1 s + 1)(0.1T_1 s + 1)} \quad (6)$$

四、在衰减状态中进行校正

在对象模型的研究中, 我们发现对象的模型不是唯一的. 在工作频率附近, 复杂的模型可以加以简化、整化与降阶^[7], 最有代表性的两种工业对象模型是 $G(s) = \frac{K_0 e^{-\tau s}}{s(Ts + 1)^2}$ (无

自衡对象)与 $G(s) = \frac{K_0 e^{-\tau s}}{(Ts + 1)^2}$ (自衡对象). 这两种模型通过闭环测试^[2]可以直接求取, 或通过模型的转化获得^[7]. 在此基础上, 我们总结出非线性分程系统的设计方法, 简述如下:

1. 将分程曲线的斜率 K , 调节器(或校正器) $D(s)$, 控制对象 $G_0(s)$ 合并为线性部分

$$\bar{G}(s) = KD(s)G_0(s)$$

当 $G_0(s)$ 包含有零极点时, $D(s)$ 不包含有积分作用. 当 $G_0(s)$ 不包含有零极点时, $D(s)$ 包含有积分作用, $G_0(s)$ 为典型模型.

2. K 并入 $\bar{G}(s)$ 后, 非线性部分的描述函数重新写成

$$\tilde{N}(A) = \frac{2}{\pi} \left[\frac{\pi}{2} - \sin^{-1} \frac{\Delta}{A} - \frac{\Delta}{A} \sqrt{1 - \left(\frac{\Delta}{A} \right)^2} \right]$$

对于具体的执行器/调节阀门 $\frac{\Delta}{A}$ 是预先选定的, 因此 $-\frac{1}{\tilde{N}(A)}$ 可以认为是直角坐标负实轴上的一个点, 最不利的点是 $-\frac{1}{\tilde{N}(A)} = -1$.

3. 非线性分程控制系统的开环传递函数记成

$$\begin{aligned} M(s) &= |\tilde{N}(A)| K D(s) G_0(s) \\ &= \frac{|\tilde{N}(A)| K K_0 K_p (T_1 s + 1) T_1 s + 1)^2 e^{-\tau s}}{T_1 s (10 T_1 s + 1) (0.1 T_1 s + 1) (T s + 1)^2} \end{aligned} \quad (7)$$

并取

$$\begin{cases} T_1 = T \\ T_i = 10 T_1 \end{cases} \quad (8)$$

则式(7)可重新写成

$$\begin{aligned} M(s) &= \frac{|\tilde{N}(A)| K K_0 K_p}{10 T} \times \frac{e^{-\tau s}}{s (0.1 T s + 1)} \\ &= \frac{\bar{K} e^{-\tau s}}{s (0.1 T s + 1)} \end{aligned} \quad (9)$$

其中

$$\bar{K} = \frac{|\tilde{N}(A)| K K_0 K_p}{10 T} \quad (10)$$

4. 以 $(j-m)\omega$ 代替式(9)中的 s , 得到衰减状态下系统的开环频率特性. m 取 0.221, 相当于 $\frac{1}{4}$ 的衰减率

$$M(m, \omega) = \frac{\bar{K} e^{-\tau(j-m)\omega}}{(j-m)\omega [0.1 T (j-m)\omega + 1]} \quad (11)$$

5. 根据闭环的边界条件

$$M(m, \omega) = -1 \quad (12)$$

求得振幅条件

$$\frac{\bar{K} e^{\tau m \omega}}{\sqrt{1+m^2} \omega \sqrt{(1-0.1 T m \omega)^2 + 0.1 T \omega)^2}} = 1 \quad (13a)$$

或写成

$$\bar{K} |M| = 1$$

其中

$$|M| = \frac{e^{\tau m \omega}}{\sqrt{1+m^2} \omega \sqrt{(1-0.1 T m \omega)^2 + (0.1 T \omega)^2}} \quad (13b)$$

相角条件

$$-\tau \frac{360^\circ}{T_s} - \tan^{-1} \left(\frac{1}{-m} \right) - \tan^{-1} \frac{0.1 T \omega}{1 - 0.1 T m \omega} = -180^\circ \quad (14)$$

其中

$$\tan^{-1}\left(\frac{1}{-m}\right)=\tan^{-1}\left(\frac{1}{-0.221}\right)=102.46^{\circ}$$

其图示说明见图 4。于是式(14)可以写成

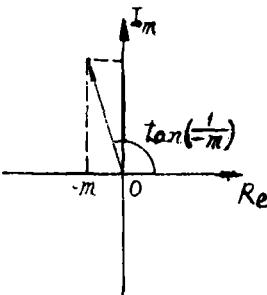


图 4

$$77.54^{\circ}-\frac{360^{\circ}\tau}{T_s}=\tan^{-1}\left(\frac{0.1T-\frac{2\pi}{T_s}}{1-0.1Tm\frac{2\pi}{T_s}}\right) \tag{15}$$

由式(15)可以求出系统响应暂态振荡周期 T_s ，并按下式确定暂态振荡角频率

$$\omega=\frac{2\omega}{T_s} \tag{16}$$

并由式(13)求出 \bar{K} ，于是有

$$K_p=\frac{10T}{|\bar{N}(A)|\bar{K}K_0|M|} \tag{17}$$

五、夹套化学反应器温度的控制

夹套化学反应器温度控制采用串级与分程结合的控制方式，由反应器内温度与夹套温度组成串级控制。主控制回路是反应器内温度控制回路，主调节器选择 PID 调节器，副调节器选择 PI 调节器，校正器选择正微分器与反微分器串联的结构。主调节器的输出作为副调节器的给定信号，副调节器的输出经校正器后同时控制加热蒸汽执行器与冷却水执行器，为了保证分程范围，加热蒸汽与冷却水流量均有流量反馈控制，所以从系统的结构看是一个三级串级控制的分程系统，其结构方框图如图 5 所示。但由于流量控制系统响应速度(一个调节时间仅 2~3 秒钟)比温度系统(一个调节时间几十秒钟)快得多。因此在分析系统时可以将流量系统当作一个简单的比例环节处理。整个系统设计的成败在于副环的设计是否合理。经测试得到夹套温度对象的传递函数为^[3]

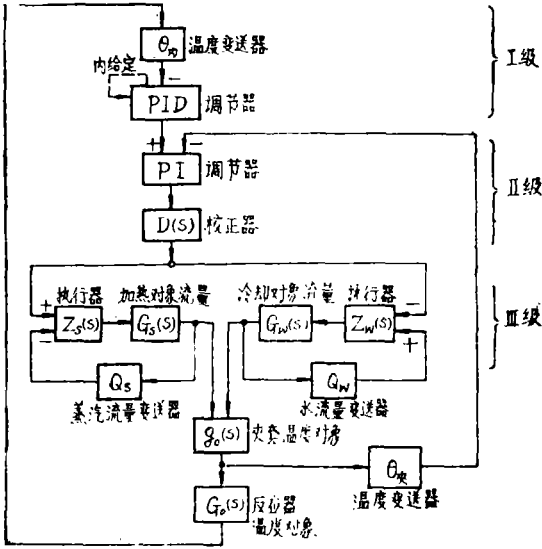


图 5

$$g_o(s)=\frac{10.5e^{-1.58s}}{(20s+1)^2} \tag{时间单位为秒}$$

即已知 $K_0 = 10.5$, $\tau = 1.58$ 秒, 将这些数据以及 $m = 0.221$ 代入式(15)

$$77.54^\circ - \frac{568.8^\circ}{T_s} \tan^{-1} \frac{12.56}{T_s - 2.776}$$

由式(18)利用数值计算方法计算得到

$$T_s = 16.35 (\text{秒})$$

流量控制系统没有另外采用调节器, 而是将执行器的阀位反馈改变流量反馈, 这样执行器既起到执行器的作用, 又起着积分调节器的作用, 分程是通过修改执行器输入与阀门相关开度实现的^[4].

由式(6)求得

$$\omega = \frac{6.28}{16.35} = 0.384 (\text{弧度/秒})$$

由式(13b)得到

$$|M| = 2.571$$

故有

$$K|M| = \frac{N(A)KK_0K_p}{10T} |M| = 1$$

或写成

$$K_p = \frac{10T}{N(A)KK_0|M|} = 3.482$$

换算成比例带为

$$\delta_p \% = 29\%$$

$\theta_{\text{大}}$ 控制回路的调节时的整定参数: 比例带为 29%, 积分时间为 200 秒, 校正器的整定参数为 $T_1 = 20$ 秒。

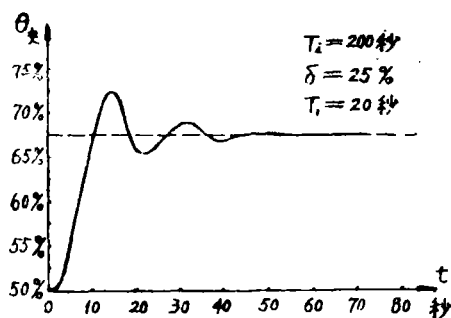


图 6

图 6 表示副回路对于给定值的阶跃响应过程的仿真曲线, 其中 $\theta_{\text{大}}$ 用仪表信号与最大变化范围的百分数表示, 时间以秒为单位。本仿真试验是在 $\delta = 25\%$ 作出, 若增加 $\delta\%$ 值则超调量还可以进一步减少。

六、结 论

图 1 斜影线部分为能量损失部分, 这里以线性分程最低的交叉区域 $(-\triangle-\triangle)$ 为 $-2\sim-2\%$ 计算, 在 pH 值为 7 的中值状态下, 或反应器处于放热与吸热相等的状态, 造成原材料与能量的损失 $\Delta W\% = 2K\Delta = 2 \times (100/52) \times 2 = 7.69\%$ 。假定中性状态占生产时间的比例为 ζ , 则在一个生产周期 t 内造成的损失为 $W = \zeta \times 7.69\%$ 。对于连续生产过程这个损失是相当大的数字, 所以作者认为改变现有的分程控制方式, 既有经济意义而且是切实可行的。

参 考 文 献

- [1] 王永初, 模拟模式与数字模式的拟合(一)~(五), 自动化与仪器仪表, 1—4(1985).
- [2] 王永初著, 仪表系统的闭环测试方法, 四川科学技术出版社, (1984).
- [3] 王永初、任秀珍编著, 工业过程控制系统设计范例, 科学出版社, (1986).
- [4] 王永初编著, 自动调节系统工程设计, 机械工业出版社, (1982).
- [5] Shinskey, F. G., Process Control Systems, McGraw-Hill, (1977).
- [6] Smith, J. M., Mechematical Medeling and Digital Simulation for Engineer and Scientists, John Wiley and Son, (1977).
- [7] 王永初, 数学模型简化、降阶与整化的一种新方法, 炼油化工自动化, 2(1984).

The Design of Nonlinear Separated Span Control System

Wang Yongchu

Abstract

This paper discusses the proper design of a separated span control system, an important industrial control system used widely in the case where one single regulator operate double valves. In view of the high cost in materials and energy of the linear regulation model, the author designs a nonlinear separated span control system to save the energy. It may be formed by the common automatic instrumentation or by a microcomputer. The principle of dividing nonlinear separated span and the selection of nonlinear control models are expounded. The feasibility of the design is proved through simulation.