



南開大學
Nankai University

《过程控制系统》

第8章 特殊控制系统

于宁波

南开大学人工智能学院

第8章 特殊控制系统

过程工业现场还存在一些特殊控制系统：

- 两个控制器同时工作的控制系统，如：双闭环比值控制系统和均匀控制系统等；
- 一个控制器控制多个执行装置，如分程控制系统；
- 一个控制器控制多个被控参数，如选择性控制系统；
- 各设备按照规定的条件和顺序依次动作，如顺序控制系统。

对这类的系统结构、控制目的和整定方式等将在本章分别讨论

第8章 特殊控制系统

➤ 8.1 比值控制系统

➤ 8.2 均匀控制系统

➤ 8.3 分程控制系统

➤ 8.4 选择性控制系统

➤ 8.5 顺序控制系统

➤ 8.6 利用MATLAB对特殊控制系统进行仿真

比值控制实例

- **燃气隧道窑**在陶瓷制品的烧结的过程中，利用的是煤气燃料，煤气在窑内燃烧时应混合一定比例的助燃风。工艺上要求煤气与助燃空气的比例为1: 1.05 为最佳，若助燃空气不足，煤气得不到充分燃烧，造成能源浪费、环境污染；若助燃空气过量，空气中不助燃的气体又将大量热量带走，造成热效率降低。因此，在考虑节能、环保的情况下，对煤气和助燃空气流量的比例加以控制是非常必要的。
- **硝酸的生产过程**中，氨气和空气按一定比例在氧化炉中进行氧化反应。为了使氧化反应能顺利进行，二者的流量应保持一个合适的比例。同时还应考虑生产安全，因为在低温下氨气在空气中的含量为15-28%，高温时为14-30% 的范围，都会有发生爆炸的危险。因此，对进入氧化炉的氨气和空气的流量比例要加以控制，不让它进入爆炸范围，这对安全生产具有重要意义。

比值控制系统

- 所谓比值控制系统，就是自动保持两个或着多个参数之间的比例关系的控制系统。
- 需要保持一定比例关系的两种物料中，
 - 总有一种起主导作用的物料，称这种物料为主物料；
 - 另一种物料在控制过程当中则跟随主物料的变化而成比例地变化，这种物料称为从物料。
- 主、从物料均为流量参数，故又分别称为主物料流量（简称主流量）和从物料流量（简称从流量），常用 Q_1 和 Q_2 表示。工艺上要求两物料的比值系数为 K ，而且
$$K = \frac{Q_2}{Q_1}$$
- 由此可见，在比值控制系统中，从物料是跟随主物料变化的物料流量。因此，比值控制系统实际上是一种随动控制系统。

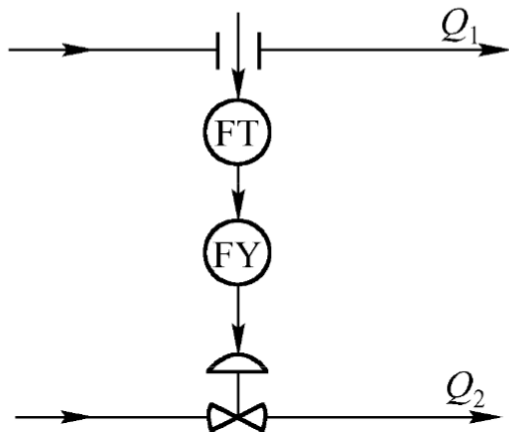
比值控制系统的类型

在生产过程中，根据工艺允许的负荷波动幅度、干扰因素的性质、产品质量的要求不同，实现对两物料流量比的控制方案也不同：

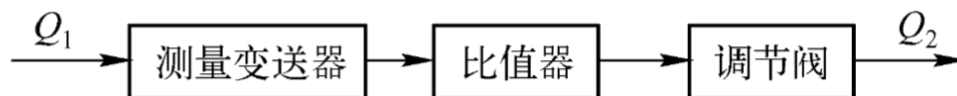
1. 开环比值控制
2. 单闭环比值控制
3. 双闭环比值控制
4. 变比值控制系统

比值控制系统：1. 开环比值控制

- 这是一种结构最简单的比值控制系统，工艺流程图和原理图如图所示。其中，FT为流量测量变送器；FY为比值器。



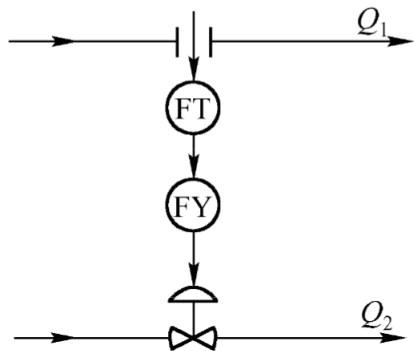
(a) 工艺流程图



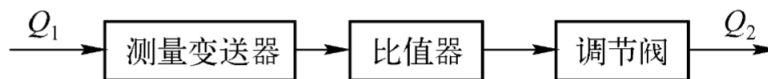
(b) 原理方框图

比值控制系统：1. 开环比值控制

- 稳定状态下，开环比值控制系统中的两种物料流量满足 $Q_2=KQ_1$ 的关系。
- 主物料流量 Q_1 由于受到干扰而发生变化时，比值器根据 Q_1 的变化情况，按比例去改变调节阀的开度，使从物料流量 Q_2 与变化后的 Q_1 仍保持原有的比例关系。
- 但也不难看到，等从物料流量 Q_2 受到外界干扰而发生变化时， Q_1 与 Q_2 的比值关系将遭到破坏，系统对此无能为力。
- 因此，开环比值控制在工程上很少应用。



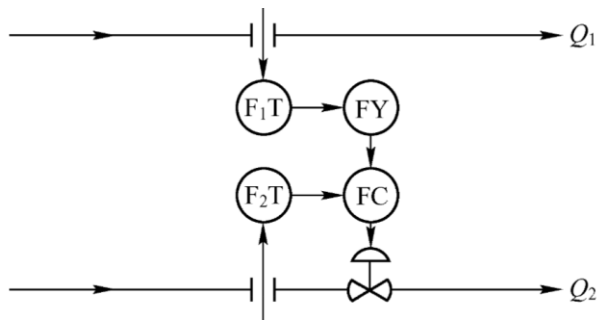
(a) 工艺流程图



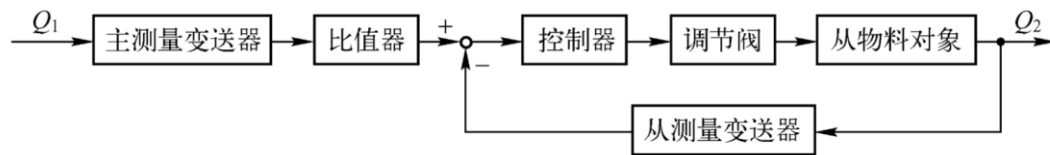
(b) 原理方框图

比值控制系统：2. 单闭环比值控制

- 为了克服开环比值控制系统的缺点，在它的基础上，对从物料增加了一个控制回路，从而形成了单闭环比值控制系统。
- 其工艺流程图和原理方框图如图所示。
- FT为流量测量变送器；FY为比值器；FC为流量控制器。



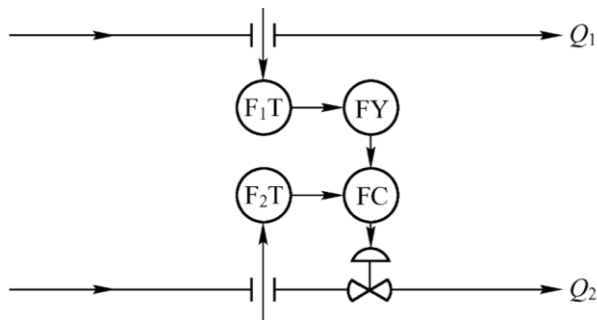
(a) 工艺流程图



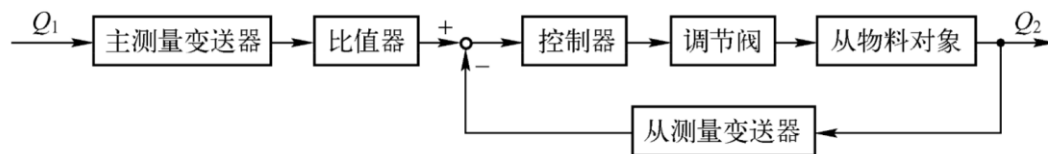
(b) 原理方框图

比值控制系统：2. 单闭环比值控制

- 在稳定状态下，单闭环比值控制系统中的两种物料流量保持 $Q_2=KQ_1$ 的比值关系。
- 当主物料不变时，比值器的输出保持不变，此时的从物料回路是一个**定值控制系统**，如果从物料 Q_2 受到外界干扰发生变化时，经过从物料回路的控制作用，把变化了的 Q_2 再调回到稳态值，可以维持 Q_1 与 Q_2 的比值关系不变。



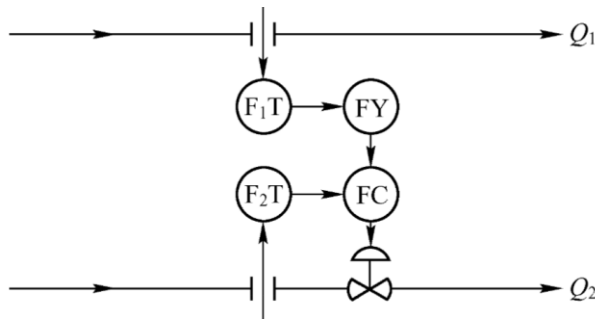
(a) 工艺流程图



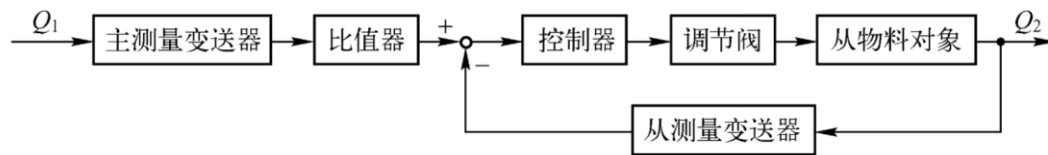
(b) 原理方框图

比值控制系统：2. 单闭环比值控制

- 主物料 Q_1 受到干扰发生变化时，比值器经过比值运算后其输出也相应发生变化。此时，从物料回路是一个**随动控制系统**，它将使从物料 Q_2 随着主物料 Q_1 的变化而成比例变化，使变化之后的 Q_2 和 Q_1 仍维持原来比值关系不变。
- 主物料 Q_1 和从物料 Q_2 同时受到干扰而发生变化时，从物料回路的控制过程是上述两种情况的叠加，不过从物料回路首先应当满足使 Q_2 随 Q_1 成比值关系的变化。



(a) 工艺流程图



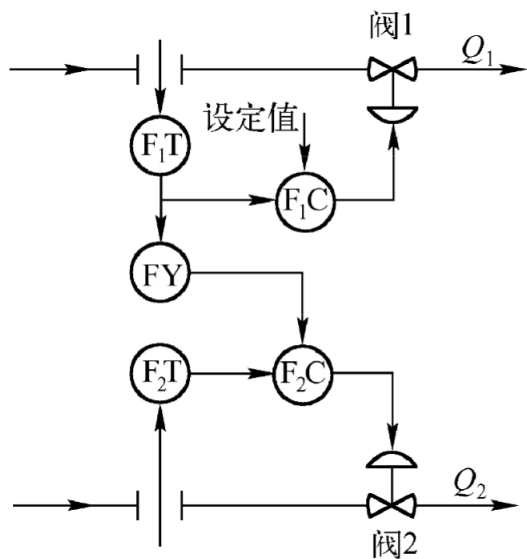
(b) 原理方框图

比值控制系统：2. 单闭环比值控制

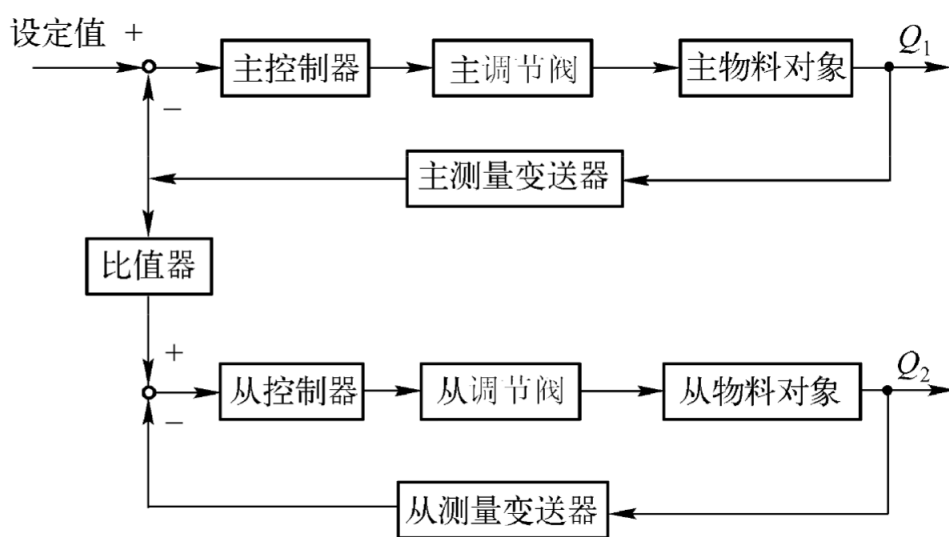
- 单闭环比值控制比开环比值控制要优越得多，它不但能使从物料 Q_2 跟随主物料 Q_1 的变化而变化，而且也可以克服从物料 Q_2 本身干扰对比值的影响，从而实现了主、从物料精确的比值控制。所以在工程上得到广泛应用。
- 应当指出，单闭环比值系统一般只用于负荷变化不大的场合。
 - 原因是，该方案中主物料不是确定值，是随系统负荷升降或受干扰的作用而任意变化的。
 - 因此，主物料 Q_1 出现大幅度波动时，副物料难以跟踪，主、副物料的比值会较大地偏离工艺的要求。
- 如果工艺对保持流量比的要求较高，而主物料 Q_1 仍然是不可控制的，则只能采用单闭环比值系统。

比值控制系统： 3. 双闭环比值控制

- 在比值控制精度要求较高而主物料 Q_1 又允许控制的情况下，很自然地就想到对主物料也进行定值控制，这就形成了双闭环比值系统。
- 其工艺流程图和原理方框图如图所示。



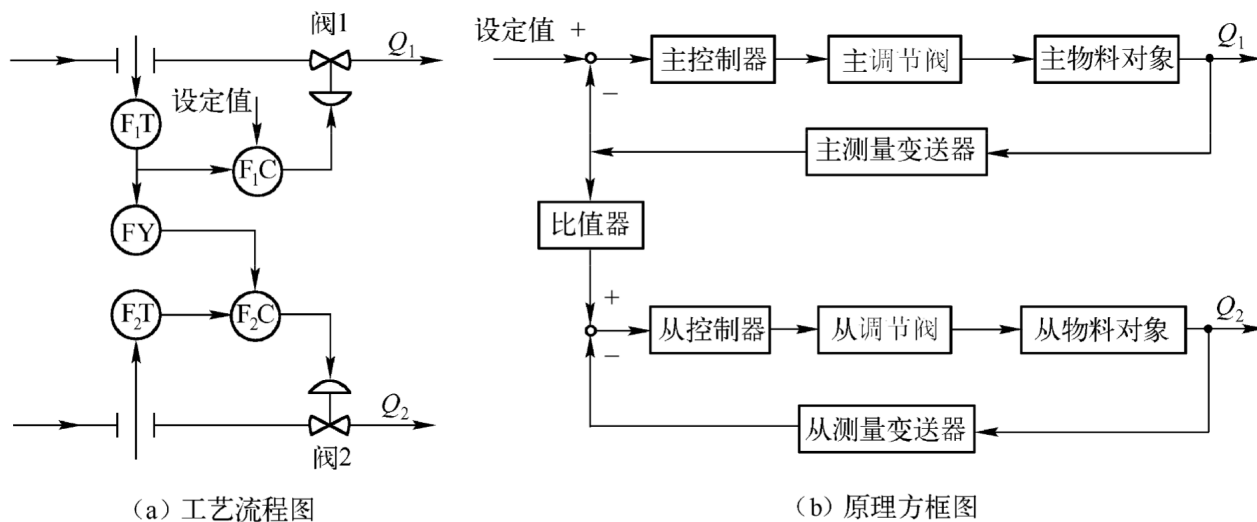
(a) 工艺流程图



(b) 原理方框图

比值控制系统：3. 双闭环比值控制

- 当主物料 Q_1 受到干扰发生波动时，主物料回路对其进行定值控制，使得主物料始终稳定在设定值附近，因此主物料回路是一个定值控制系统。
- 从物料回路是一个随动控制系统，主物料 Q_1 发生变化时，通过比值器的输出使从物料回路控制器的设定值也发生改变，从而使从物料 Q_2 随主物料 Q_1 的变化而成比例地变化。
- 当从物料 Q_2 受到干扰时，和单闭环比值控制系统一样，经过从物料回路的调节，使从物料 Q_2 稳定在比值器输出值上。



比值控制系统： 3. 双闭环比值控制

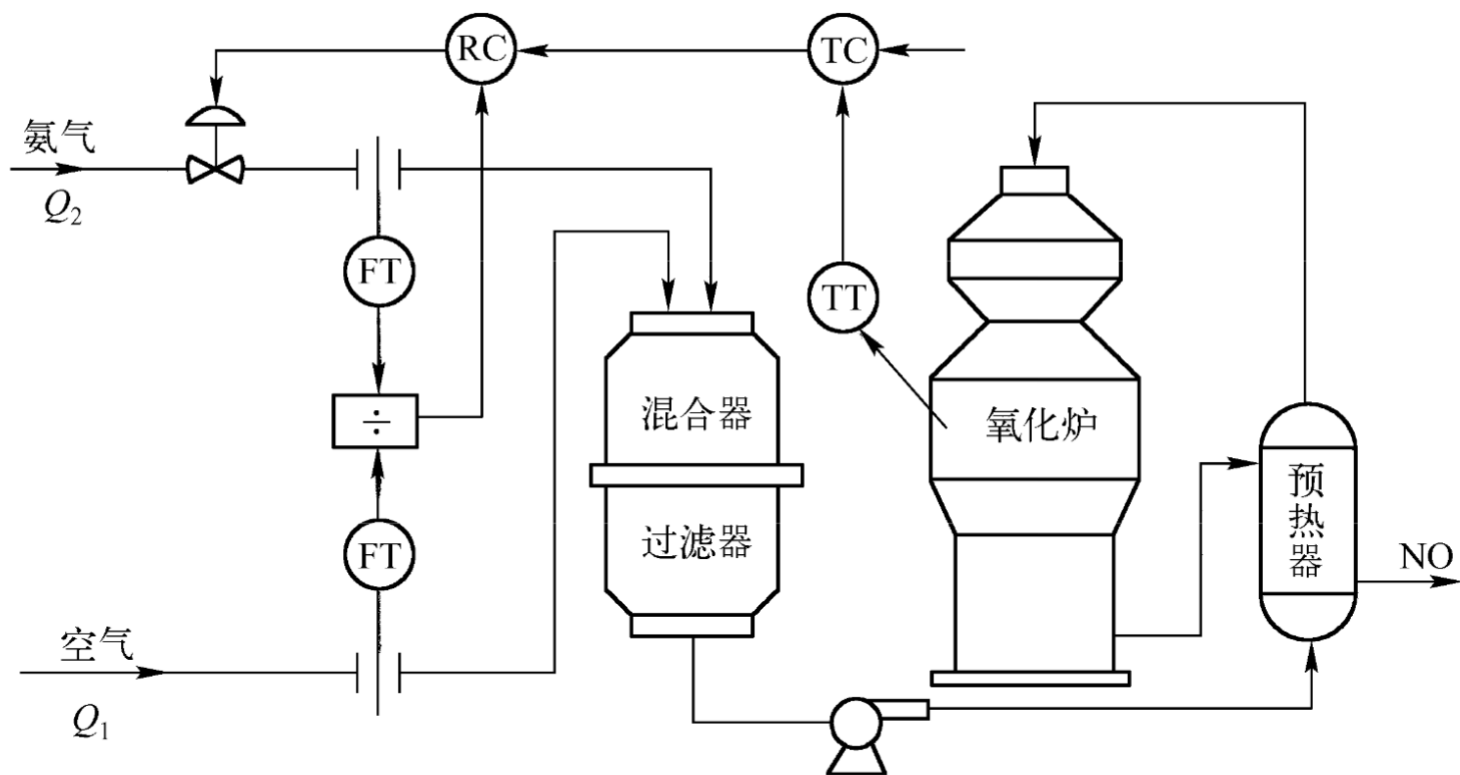
- 双闭环比值控制系统和单闭环比值系统的区别，仅在于增加了主物料控制回路。
- 显然，由于实现了主物料的定值控制，克服了干扰的影响，使主物料变化平稳，与之成比例的副物料变化也将比较平稳。
- 当系统需要升降负荷时，只要改变主物料的设定值，主、副物料就会按比例同时增加或减小，从而克服上述单闭环比值系统的缺点。
- 根据双闭环比值控制系统的优点，常用在
 - 主物料干扰比较频繁的场所，
 - 工艺上经常需要升降负荷的场所，
 - 工艺上不允许负荷有较大波动的场合。

比值控制系统： 4. 变比值控制系统

- 前面介绍的几种比值控制系统都属于定比值控制系统，因为它们的主、副物料之间的比值都是确定的，控制的目的是要保持主、副物料的比值关系为恒值。
- 但在有些生产过程中，要求两种物料的比值能灵活地根据另一个参数的变化来不断修正，显然这是一个变比值控制问题。
- 因为在实际生产过程中，使两种物料的流量比值恒定往往并不是目的，真正的控制目的大多是两种物料混合或反应以后的产品的产量、质量、节能、环保及安全等等。
- 也就是说，比值控制只是生产过程的一个手段，而最终的被控变量并不是比值，被控变量仍应是直接或间接反映产量、质量、节能、环保及安全的过程参数。
- 如果两种物料的比值对被控变量的影响比较显著时，可以将两物料的比值作为操纵变量加以利用，用于克服其他干扰对被控变量的影响。

比值控制系统：4. 变比值控制系统

➤ 氧化炉温度与氨气 / 空气变比值控制系统：



比值控制系统：4. 变比值控制系统

- 氧化炉是硝酸生产中的一个关键设备。原料氨气和空气首先在混合器中混合，经过滤器后通过预热器进入到氧化炉中，在铂触媒的作用下进行氧化反应，生成一氧化氮气体，同时放出大量热量，反应放出的热量可使炉内温度高达 $750\sim 820^{\circ}\text{C}$ ，反应后生成的一氧化氮气体通过废热锅炉进行热量回收，经快速冷却器降温，再进入硝酸吸收塔，与空气第二次氧化后再与水作用生成稀硝酸。
- 在整个生产过程中，稳定氧化炉的操作是保证优质高产、低耗、无事故的首要条件，而稳定氧化炉操作的关键条件是反应温度。因此，氧化炉温度可以间接表征氧化生产的质量指标。

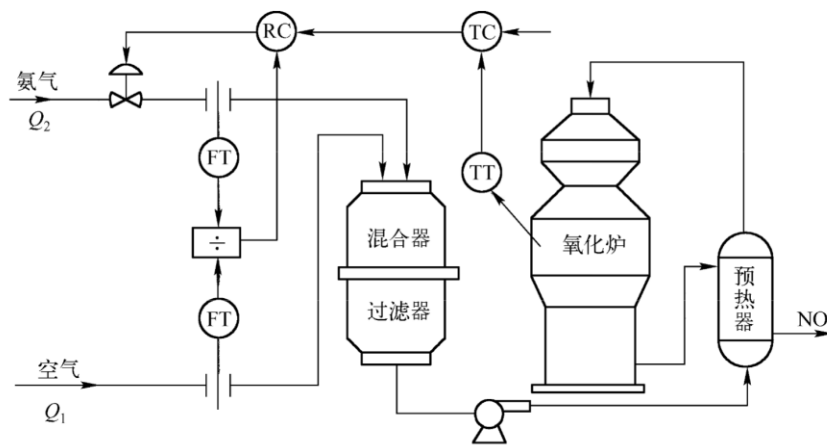


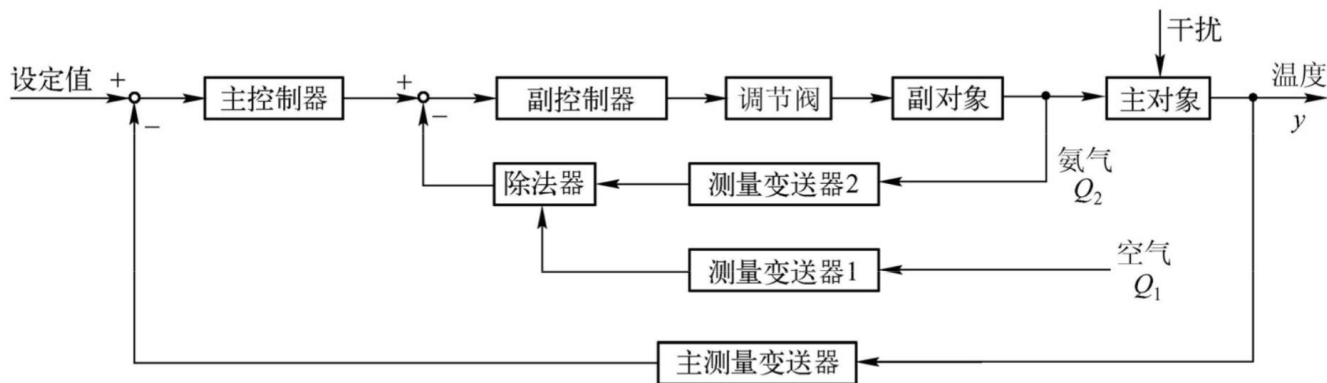
图 8-4 氧化炉温度与氨气/空气变比值控制系统

比值控制系统： 4. 变比值控制系统

- 经测定，影响氧化炉反应温度的主要因素是氨气和空气的比值，当混合器中氨气含量减小1%时，氧化炉温度将会下降64°C。
- 因此，可以设计一个比值控制系统，使进入氧化炉的氨气和空气的比值恒定，从而达到稳定氧化炉温度的目的。
- 然而，对氧化炉温度构成影响的还有其他很多因素，如进入氧化炉的氨气、空气的初始温度、负荷的变化、进入混合器前氨气、空气的压力变化、铂触媒的活性变化以及大气环境温度的变化等等都会对氧化炉温度造成影响。
- 也就是说，单靠比值控制系统使氨气和空气的流量比值恒定，还不能最终保证氧化炉温度的恒定。
- 因此，必须根据氧化炉温度的变化，适当改变氨气和空气的流量比，以维持氧化炉温度不变。

比值控制系统：4. 变比值控制系统

➤ 变比值控制系统的原理方框图如图所示



➤ 可见，

- 变比值控制系统是比值随另一个控制器输出变化的一种比值控制系统。
- 其结构是串级控制系统与比值控制系统的结合。
- 实质上是一种以某种质量指标为主变量，两物料比值为副变量的串级控制系统，所以也称为串级比值控制系统。
- 在变比值控制系统中，流量比值只是一种控制手段，其最终目的通常是保证表征产品质量指标的主被控变量恒定。

比值控制系统的设计：1. 主从物料的选择

- 比值控制系统中，主、从物料的选择影响系统的控制方向、产品质量、经济性及安全性。主从物料的确定是比值控制系统设计的首要一步。
- 在实际生产中，主从物料的选择主要遵循以下原则。
 1. 在可测两种物料中，如果一个物料流量是可控的，另一个物料流量是不可控的。将可测不可控的物料作为主物料，可测又可控的物料作为从物料。
 2. 分析两种物料的供应情况，将有可能供应不足的物料作为主物料，供应充足的物料作为从物料。
 3. 将对生产负荷起关键作用的物料作为主物料。
 4. 一般选择流量较小的物料作为从物料，这样在控制过程中调节阀的开度较小，系统控制灵敏。
 5. 从安全角度，如某种物料供应不足会导致不安全时，应选择该物料为主物料。

比值控制系统的设计：2. 控制系统选用原则

- 比值控制系统常用的类型有单闭环、双闭环和变比值三种，可以根据工艺过程控制要求进行选择。

(1) 单闭环比值控制系统

- 如果两种可测物料中，一个物料流量可控，另一个物料流量不可控，可选用单闭环比值控制系统。此时，不可控的物料作为主物料，可控的物料作为从物料。
- 如果主物料流量为可测可控，但变化不大，受到的扰动较小或扰动的影响不大时，宜选用单闭环比值控制系统。

(2) 双闭环比值控制系统

- 如果主物料流量可测也可控，并且变化较大时，宜选用双闭环比值控制系统。

比值控制系统的设计：2. 控制系统选用原则

(3) 变比值控制系统

- 当两种物料流量的比值与主被控变量（通常为过程的质量指标）之间有内在关系，**需要**根据主物料流量的测量值和主被控变量的设定值来**调整主、从物料流量的比值**以实现主被控变量设定值的跟踪控制或定值控制时，应选择变比值控制系统。
- 具体来讲为：
 - 当比值需要根据生产过程的需要，由另一个控制器来进行调节时，应当选择变比值控制系统；
 - 当主物料作为前馈信号，并且影响串级控制系统的流量副回路时，应当采用变比值控制系统；
 - 当质量偏离控制指标，需要改变流量的比值时，应当选择变比值控制系统。

比值控制系统的设计：3. 比值系数的换算

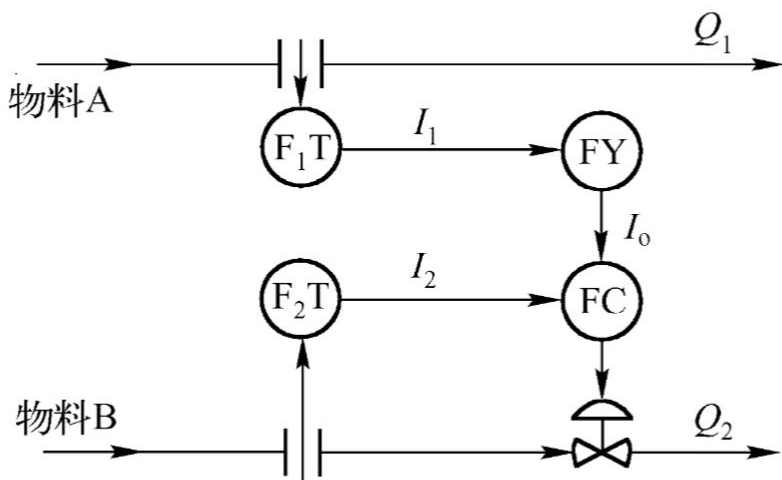
- 控制系统中各种仪表使用的是统一标准信号。如
 - 数显仪表的标准信号为4~20mA的直流电流或1~5V的直流电压；
 - DDZ-II型电动仪表的标准信号为0~10mA的直流电流；
 - DDZ-III型电动仪表的标准信号为4~20mA的直流电流；
 - QDZ型气动仪表的标准信号是0.02~0.1MPa的压力。
- 显然，若信号不一致，相互间就不能协调工作，从而完不成任务。在比值控制系统中，信号的配合有更重要的意义。

比值控制系统的设计：3. 比值系数的换算

- 工艺上所要求的两种物料的比值，一般为重量比、体积比或流量比，如前面所讲两种物料的比值 $K=Q_2/Q_1$ 是两种物料的实际流量之比，而仪表上体现参数与参数之间的关系是相应的电流(压)信号或气压信号。
- 因此，工艺上所要求的流量比不能直接在比值器上设置。
- 所以，当采用常规仪表实施比值控制系统时，由于受仪表测量范围及所采用仪表类型的影响，通常要将工艺上要求的流量比 K 折算成仪表上设置的对应的电信号或气信号之间的比 α 。
- 至于利用计算机控制来实现时，不必计算仪表的信号比值系数 α ，可直接根据工艺所需两物料的比值采用乘法或除法运算即可。
- 下面以标准信号范围为4~20mA的常规仪表为例，推导仪表比值系数 α 的计算公式。计算方法也随流量与测量信号间是否成线性关系而不同。

(1) 流量与其测量信号之间成非线性关系

➤ 如图所示比值控制系统：



➤ 对于节流元件来说，压差正比于流量的平方，故A、B两条管路中的节流元件的压差与流量的关系可以分别写为

$$\left. \begin{aligned} \Delta p_1 &= k_1 Q_1^2 \\ \Delta p_2 &= k_2 Q_2^2 \end{aligned} \right\}$$

$$\left. \begin{aligned} \Delta p_{1\max} &= k_1 Q_{1\max}^2 \\ \Delta p_{2\max} &= k_2 Q_{2\max}^2 \end{aligned} \right\}$$

➤ 其中, k_1 和 k_2 分别为节流元件的放大系数。

(1) 流量与其测量信号之间成非线性关系

- 流量测量变送器 FT 是将压差信号线性地转换为电信号。
- 当流量由零变至最大值 Q_{\max} 时，由于仪表对应的输出信号范围为 4~20mA (DC)，因此可以写出变送器转换式为

$$\left. \begin{aligned} I_1 &= \frac{\Delta p_1}{\Delta p_{1\max}} (20 - 4) + 4 \\ I_2 &= \frac{\Delta p_2}{\Delta p_{2\max}} (20 - 4) + 4 \end{aligned} \right\} \quad \rightarrow \quad \left. \begin{aligned} I_1 &= 16 \left(\frac{Q_1}{Q_{1\max}} \right)^2 + 4 \\ I_2 &= 16 \left(\frac{Q_2}{Q_{2\max}} \right)^2 + 4 \end{aligned} \right\}$$

(1) 流量与其测量信号之间成非线性关系

- 因为对于电动和气动仪表，比值器FY的输出信号与输入信号以及比值系数之间的一般关系为：

输出信号=比值系数×（输入信号 - 零点）+零点

- 所以，物料A的流量信号 I_1 经过电动DDZ-III型比值器FY后的信号 I_o 为：

$$I_o = \alpha(I_1 - 4) + 4$$

- 其中， α 是比值器FY的比值系数，它是根据流量 Q_1 与 Q_2 之间的比值来计算确定的仪表比值系数。

- 可得：
$$\left. \begin{aligned} I_o &= \alpha \times 16 \left(\frac{Q_1}{Q_{1\max}} \right)^2 + 4 \\ I_2 &= 16 \left(\frac{Q_2}{Q_{2\max}} \right)^2 + 4 \end{aligned} \right\}$$

(1) 流量与其测量信号之间成非线性关系

- 由于系统在稳态下应保持它的测量信号 I_2 与设定值 I_0 相等，可得

$$\alpha = \left(\frac{Q_2}{Q_1} \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} \right)^2$$

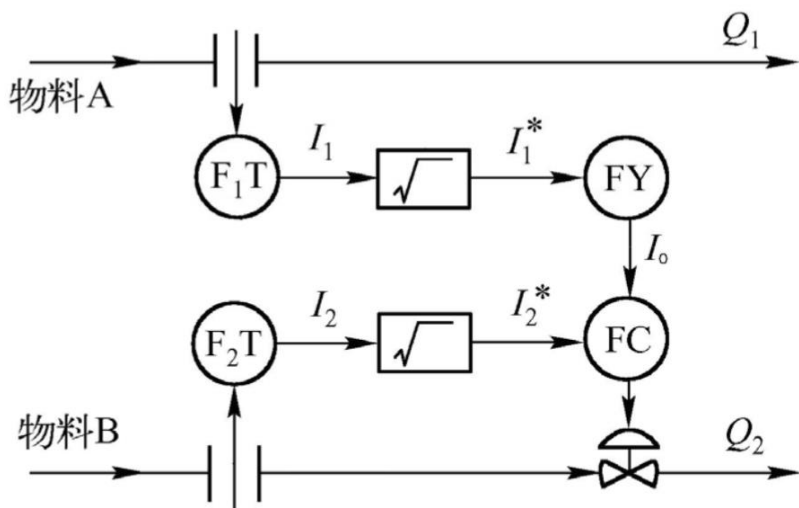
- 假设工艺要求主流量与副流量之比为 $\frac{Q_2}{Q_1} = K$

- 可得： $\alpha = K^2 \left(\frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} \right)^2$

- 上式中的 α 就是比值器 FY 所需的仪表比值系数。
- 上式说明，虽然流量与其测量信号成非线性关系，但是比值系数却是一个常数，它只与测量流量的最大量程有关，与负荷大小无关。

(2) 流量与其测量信号之间呈线性关系

- 有些系统中，在流量变送器后又加上开方器，使流量与测量信号之间不再是非线性关系，如图：



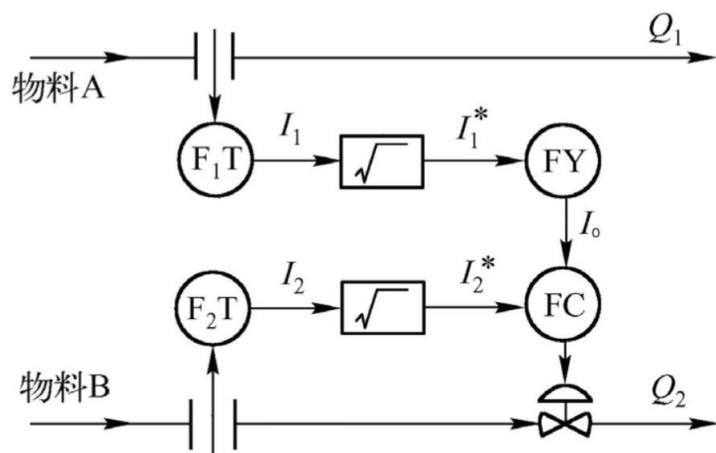
- 从流量测量变送器FT₁和FT₂输出的信号I₁和I₂仍为

$$\left. \begin{aligned} I_1 &= 16\left(\frac{Q_1}{Q_{1\max}}\right)^2 + 4 \\ I_2 &= 16\left(\frac{Q_2}{Q_{2\max}}\right)^2 + 4 \end{aligned} \right\}$$

- 它们经过开方器后的信号为

$$\left. \begin{aligned} I_1^* &= \sqrt{I_1 - 4} + 4 = 4\left(\frac{Q_1}{Q_{1\max}}\right) + 4 \\ I_2^* &= \sqrt{I_2 - 4} + 4 = 4\left(\frac{Q_2}{Q_{2\max}}\right) + 4 \end{aligned} \right\}$$

(2) 流量与其测量信号之间呈线性关系



- 同样，信号 I_1^* 经过比值器FY后得到的信号 I_o 为

$$\begin{aligned} I_o &= \alpha(I_1^* - 4) + 4 \\ &= \alpha\sqrt{I_1 - 4} + 4 \\ &= \alpha \times 4\left(\frac{Q_1}{Q_{1\max}}\right) + 4 \end{aligned}$$

- 利用以上公式，并使 $I_o = I_2^*$ 最后得到比值系数为

$$\alpha = \frac{Q_2}{Q_1} \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} = K \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}}$$

比值控制系统的设计： 3. 比值系数的换算

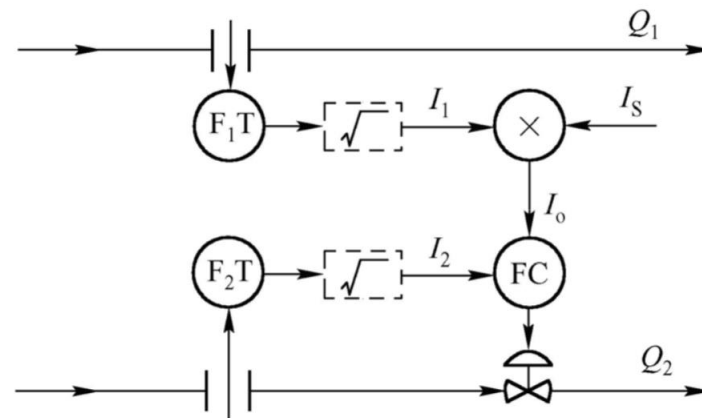
- 在以上推导仪表比值系数换算公式的过程中，采用是标准信号范围为4~20mA的仪表。
- 对于标准信号范围为其它的仪表，利用同样方法也可以得到前述公式的仪表比值系数的换算公式。
- 这说明，仪表比值系数的换算方法与仪表的结构型号无关，仅与仪表的测量范围和测量方法有关。

比值控制系统的设计：4. 实施

- 比值控制系统常用类型有单闭环、双闭环及变比值等，每种类型均可采用气动、电动等不同的仪表构成，因而其构成方案很多。但最根本的是采用什么方式来实现主、副物料的比值运算。
- 在比值控制系统中，需要对主从物料进行 $Q_2 = KQ_1$ 或 $Q_2 / Q_1 = K$ 控制，故通常将比值控制系统的实施方案分为相乘和相除两类。

比值控制系统的设计：4.1 相乘方案

- 图为应用乘法器实现单闭环比值控制的相乘方案。
- 图中虚线框表示对流量检测信号是否进行线性化处理。
- 以标准信号范围为 $4\sim 20\text{mA}$ 的仪表为例，在此设计的主要任务是按工艺要求的流量比值系数 K ，正确设置乘法器的设定值 I_s



比值控制系统的设计：4.1 相乘方案

- 由图可知，乘法器的运算信号为

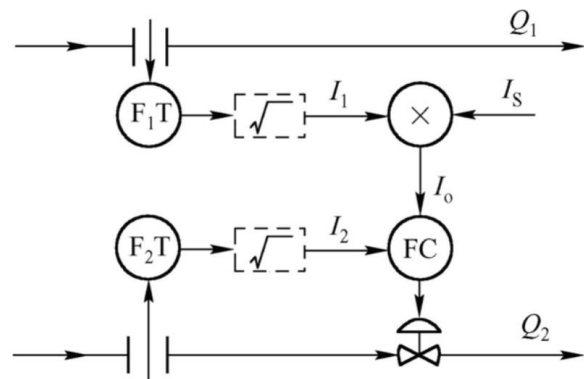
$$I_o = \frac{(I_1 - 4)(I_s - 4)}{20 - 4} + 4$$

I_1 、 I_s 为乘法器的输入信号；

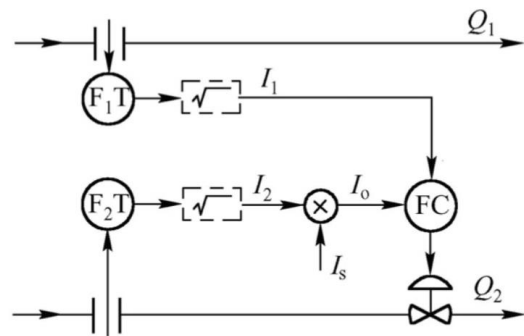
I_o 为乘法器的输出信号。

- 系统在稳态时，控制器的设定值 I_o 和测量值 I_2 相等，所以将 $I_o = I_2$ 代入上式可得

$$I_s = \frac{I_2 - 4}{I_1 - 4} (20 - 4) + 4$$



乘法器方案



乘法器接从流量一侧

仪表的输出信号不可能超出其信号值范围，
仪表比值系数 α 不能大于 1

比值控制系统的设计：4.1 相乘方案

$$I_s = \frac{I_2 - 4}{I_1 - 4} (20 - 4) + 4$$

- 如果没有使用开方器，流量为非线性变送时，

$$I_s = K^2 \frac{Q_{1\max}^2}{Q_{2\max}^2} 16 + 4$$

- 如果采用开方器，流量为线性变送时，

$$I_s = K \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} 16 + 4$$

比值控制系统的设计：4.1 相乘方案

- 根据标准信号范围为4~20mA的仪表的输入、输出信号只能为4~20mA。要保证 I_s 在标准信号范围内，则要求

$$K^2 \frac{Q_{1\max}^2}{Q_{2\max}^2} \leq 1 \quad \text{或} \quad K \frac{Q_{1\max}}{Q_{2\max}} \leq 1$$

- 所以在选择流量检测仪表的量程时，应满足

$$Q_{2\max} \geq K_{\max} Q_{1\max}$$

- 其中， K_{\max} 为工艺要求的**可能最大比值**。

比值控制系统的设计：4.1 相乘方案

- 由此可知，当采用常规仪表时，乘法器的设定值信号 I_s 的计算公式为：

设定值信号 $I_s = \text{仪表比值系数} \times \text{仪表的量程范围} + \text{零点}$

- 数显仪表或电动DDZ-III型仪表：

$$I_s = \alpha(20 - 4) + 4 = 16\alpha + 4 \text{ (mA)}$$

- 电动DDZ-II型仪表：

$$I_s = 10\alpha \text{ (mA)}$$

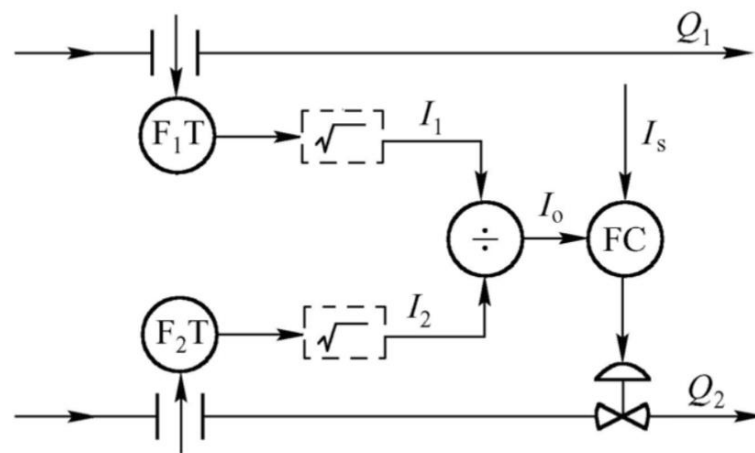
- 气动DDZ-III型仪表：

$$I_s = \alpha(0.1 - 0.02) + 0.02 = 0.08\alpha + 0.02 \text{ (MPa)}$$

- 其中， α 为仪表比值系数，它仅与仪表的测量范围和测量方法及物料流量比值 $K=Q_2/Q_1$ 有关。
- 对于分流器、乘法器等仪表可直接设置仪表比值系数 α 。

比值控制系统的设计：4.2 相除方案

- 图为应用除法器实现单闭环比值控制的相除方案。
- 图中虚线框表示对流量检测信号是否进行线性化处理。
- 仍以标准信号范围为4~20mA的仪表为例加以分析，在此设计的主要任务就是，按照工艺要求的流量比值系数 K ，设置控制器的设定值 I_s 。



比值控制系统的设计：4.2 相除方案

- 由图可知，除法器的运算信号为

$$I_o = \frac{I_2 - 4}{I_1 - 4} (20 - 4) + 4$$

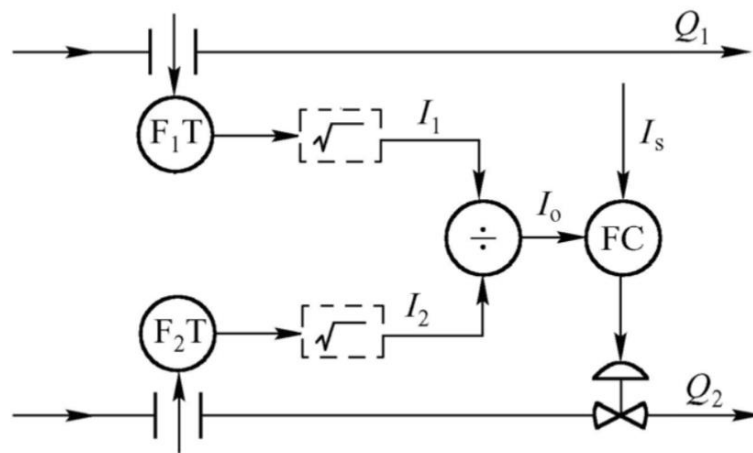
- 系统在稳态时，控制器的设定值

I_o 和测量值 I_2 相等， $I_o = I_2$ ，所以

$$I_s = \frac{I_2 - 4}{I_1 - 4} (20 - 4) + 4$$

- 可见，应用除法器和应用乘法器时计算设定值 I_s 的公式相同。

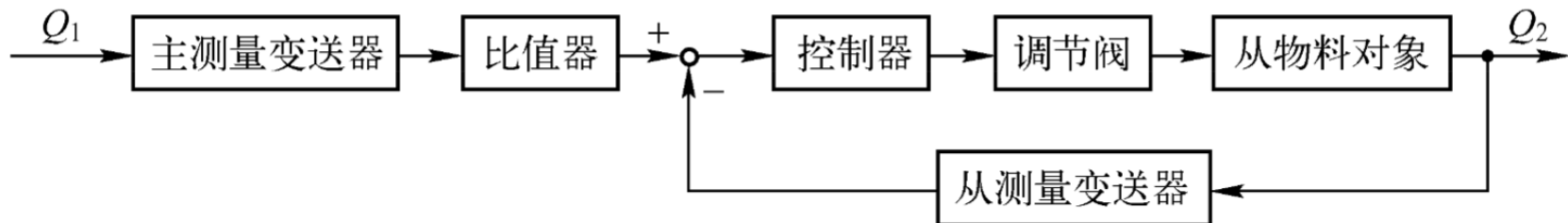
- 因为除法器的输出就是两流量的比值，所以对比值可直接显示，非常直观。而且控制设定值就是比值，便于精确设定，操作方便。如果将比值设定改作第三参数，就可实现变比值控制。



比值控制系统的设计：5. 开方器的采用

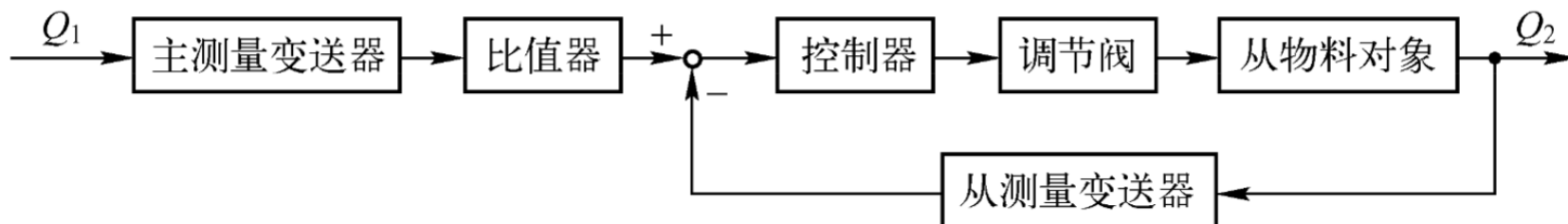
- 就一个采用差压法测量流量的比值控制系统来说，是否采用开方器，要根据对被控变量的控制精度要求及负荷变化的情况来决定。
 - 当控制精度要求不高，负荷变化又不大时，可忽略非线性的影响而不使用开方器。
 - 反之，就必须使用开方器，使测量变送环节线性化。

控制器的选型和整定：1. 单闭环比值控制



- 在单闭环比值控制系统中，从物料回路是跟随主物料变化的一个随动控制系统。
- 因此，要求从物料能准确、快速地跟随主物料而变化，并且不宜有过调，故应采用PI控制规律。
- 但是，不能按一般定值控制系统4:1或10:1衰减过程的要求进行整定，而应当将从物料回路的过渡过程整定成非周期临界情况，这时的过渡过程既不振荡而反应又快。

控制器的选型和整定：1. 单闭环比值控制



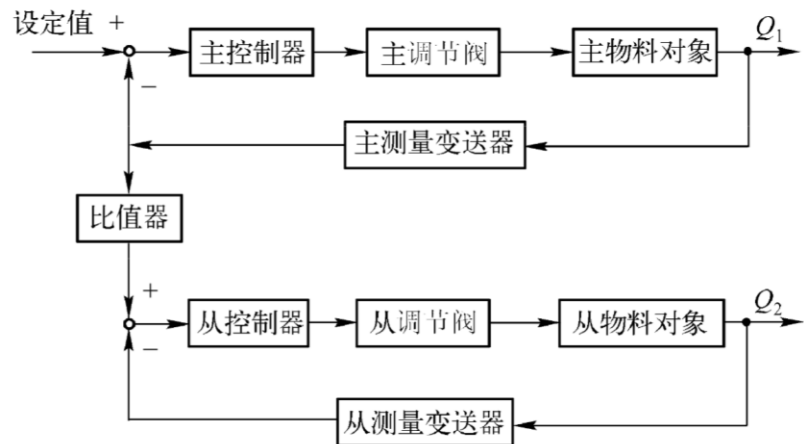
➤ 对从物料回路控制器参数的整定步骤可归纳为：

- 1) 根据工艺要求的流量比值系数 K ，换算出仪表信号比值系数 α ，按照 α 进行投运。
- 2) 将从物料回路中控制器的积分时间置于最大值，由大到小逐步改变比例带 δ ，直到在阶跃干扰下过渡过程处于振荡与不振荡的临界过程为止。
- 3) 在适当放宽比例带（一般为20%）的情况下，逐步缓慢地减小积分时间，直到出现震荡与不震荡的临界过程或稍有一点过调的情况为止。

➤ 控制器正、反作用方式的选择与单回路控制系统完全类同。

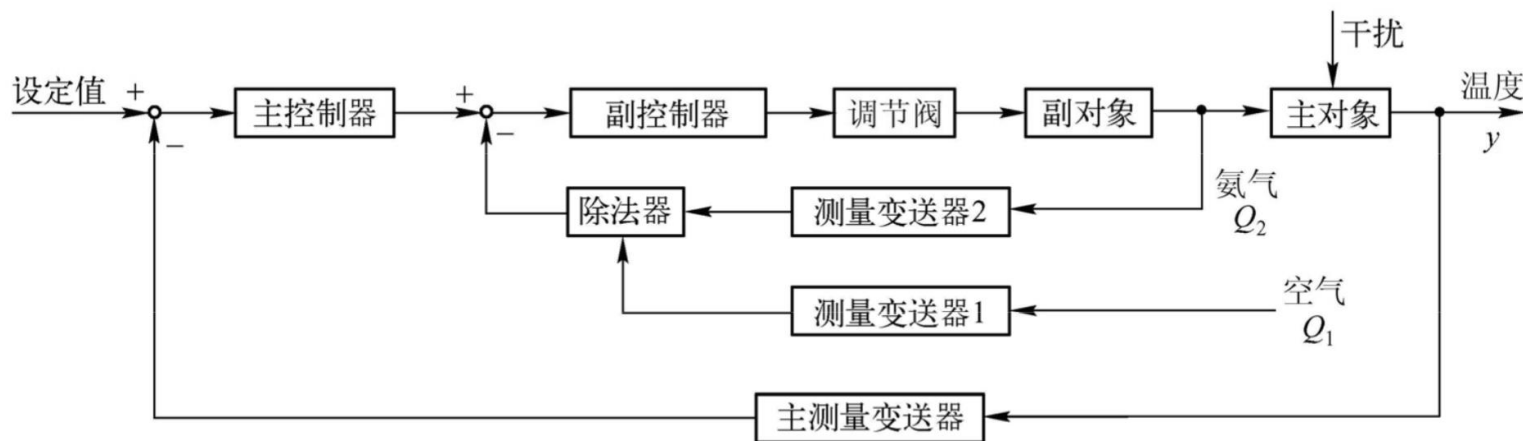
控制器的选型和整定：2. 双闭环比值控制

- 双闭环比值控制系统中的主物料回路是定值控制系统，往往工艺要求主物料恒定在设定值上。
- 从物料回路在实现自身稳定控制的同时还要对主物料的变化进行跟踪，从而实现主从物料的比值恒定，即从物料也应是恒定的。
- 再者，因为比值控制系统对象一般都是流量对象，滞后时间都比较小，而且在管路中存在有很多不规则的干扰噪声，因此主、从控制器都不宜采用微分作用。



- 所以，主、从控制器都应选择PI控制作用。
- 而且，应当使从物料回路响应较主物料回路快一些，以便从物料能跟得上主物料的变化，以保证主从物料的比值恒定。
- 避免从回路的共振

控制器的选型和整定： 3. 变比值控制



- 变比值控制系统，结构上是串级控制系统，又称为串级比值控制系统。
- 因此，
 - 其主控制器一般选择PI或PID，其参数整定可按串级控制系统进行。
 - 副流量对象回路是一个随动控制系统，因此对副控制器的要求和整定方法与单闭环比值控制系统基本相同。

第8章 特殊控制系统

- 8.1 比值控制系统
- **8.2 均匀控制系统**
- 8.3 分程控制系统
- 8.4 选择性控制系统
- 8.5 顺序控制系统
- 8.6 利用MATLAB对特殊控制系统进行仿真

均匀控制系统的概念

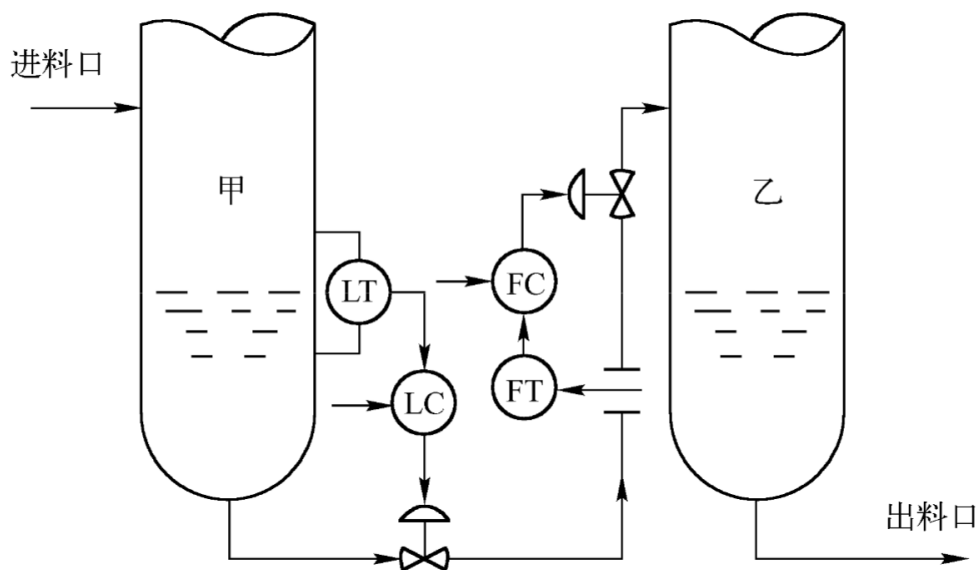
- 使两个有关联的被控变量在规定范围内缓慢地、均匀地变化，使前后设备在物料的供求上相互兼顾、均匀协调的系统称之为**均匀控制系统**。
- 均匀控制系统是为了适应连续性的生产需要而产生的。因此，也因它的控制作用方式而得名。
 - 从**结构上**看，与单回路定值控制系统和串级控制系统没有什么两样，
 - 可是它们的**控制目的却不相同**。
- 当然，均匀控制系统也是由简单控制系统演变而来的。

精馏塔分离石油裂解气

- 为了将石油裂解气分离，前后串联了八个塔：
 - 产品塔将产品送至储罐，
 - 其余各塔都是物料连续送往下一个塔进行再分离。
- 为保证精馏塔生产过程稳定地进行，总是要求每个塔的塔底液位稳定，不要超出允许范围。对此
 - 设置了液位定值控制系统，以塔底出料量为操作变量；
 - 同时，为保证精馏塔运行正常，每个塔也要求它的进料量保持平稳，对此设置了流量定值控制系统，

精馏塔分离石油裂解气

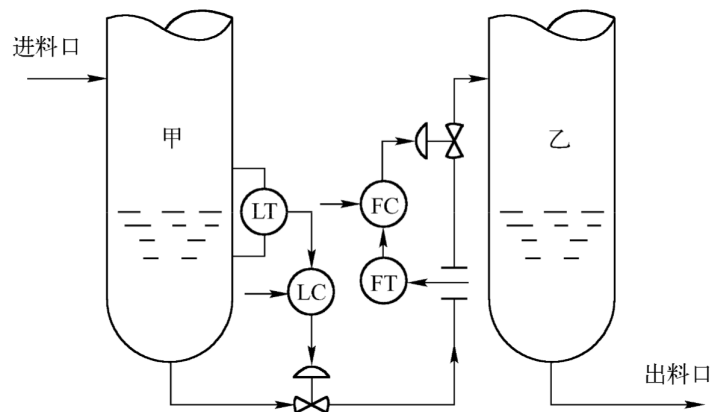
- 如图所示甲塔的液位控制系统和乙塔的流量控制系统。
 - 单独对每一个塔来说，这种设置是可以的，
 - 对于相邻的、前后有物料联系的两个塔整体来看，两个控制系统将会发生矛盾。



前后精馏塔的供求关系系统图

精馏塔分离石油裂解气

- 甲塔要实现其液位稳定，是通过控制它的出料量来实现的，也就是说，**要保证液位稳定，它的出料量必然不稳定。**
- 甲塔**的出料量恰恰又是乙塔的进料量**：
 - 乙塔**的流量控制系统**要保证其进料量的稳定，**势必造成甲塔液位不稳定**；
 - 甲塔**的液位控制系统**势必造成乙塔**的进料量不稳定**。
- 甲塔**的液位和乙塔的进料量，不可能同时都稳定不变**。这就是存在于两个控制系统之间的矛盾。

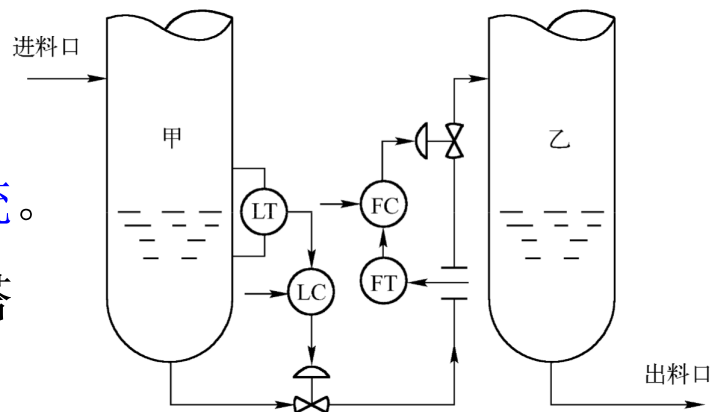


前后精馏塔的供求关系系统图

- 人们曾利用缓冲罐来解决这个矛盾，即在甲、乙塔之间增设一个有一定容量的缓冲罐。但这需要增加一套容器设备，加大了投资成本。另外对于某些中间产品在缓冲罐中停留时间一长，会产生分解或自聚现象，从而限制了这种方法的使用。

精馏塔分离石油裂解气

- 解决这个矛盾的方法是采用**均匀控制系统**。
- **条件**是工艺上应该允许甲塔的液位和乙塔的进料量在一定范围内可以缓慢变化。

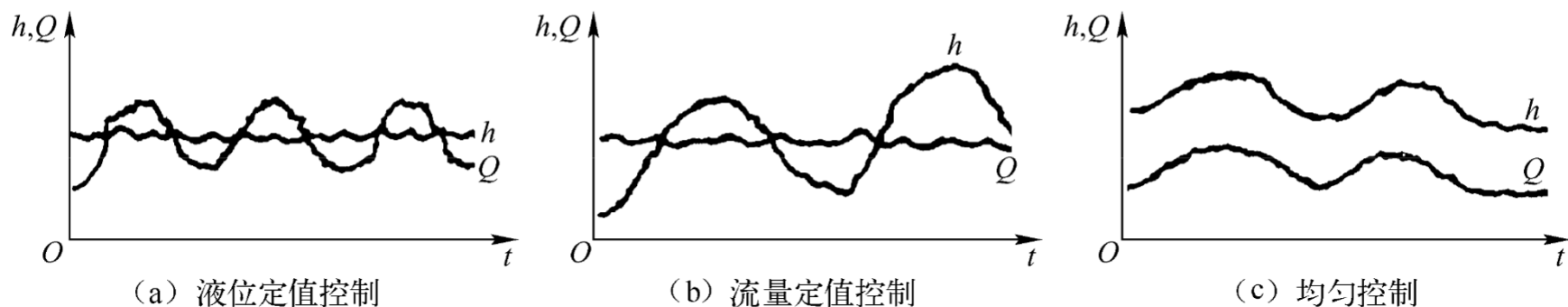


前后精馏塔的供求关系系统图

- 控制系统主要着眼于物料平衡，使甲、乙两塔物料供求矛盾的过程限制在一定条件下的慢变化，从而满足甲、乙两塔的控制要求。
- 例如，当甲塔的液位受到干扰偏离设定值时，
 - **不是**采取很强的控制作用，立即改变阀门开度，以出料量的大幅波动，换取液位的稳定，
 - **而是**采取较弱的控制作用，缓慢地调节控制阀的开度，以出料量的缓慢变化来克服液位所受到的干扰。
 - 在这个调节过程中，**允许液位适当偏离设定值。从而使甲塔的液位和乙塔的进料量都被控制在允许的范围內。**

均匀控制系统的特点

- **结构上无特殊性**。同样的一个单回路液位控制系统，由于控制作用的强弱不同，它即可以是一个单回路液位定值控制系统，也可以是一个简单均匀控制系统。因此，**均匀控制是指控制的目的，而不是由控制系统的结构来决定的**。
- **两被控变量都是变化的，而且应在工艺允许的操作范围内缓慢变化**。这与定值控制希望的控制过程要短的要求是不同的。均匀控制指的是前后设备物料供求上的均匀。因此，表征前后设备物料的被控变量都不应该稳定在某一固定数值上。



(a) 表示把**液位控制**成比较稳定的直线，下一设备的进料量必然波动很大，这样可能造成乙塔的进料量超过它所能承受的最大负荷和最低处理量，使生产无法进行。

(b) 表示把后面设备的**进料量控制**成比较稳定的直线，则甲塔的液位必然波动很大，液位过高会造成冲塔现象，而液位过低又有使塔釜流干的危险。

(c) 所示的液位和流量的控制过程曲线符合**均匀控制**的含义。两者都有波动，但波动比较缓慢。

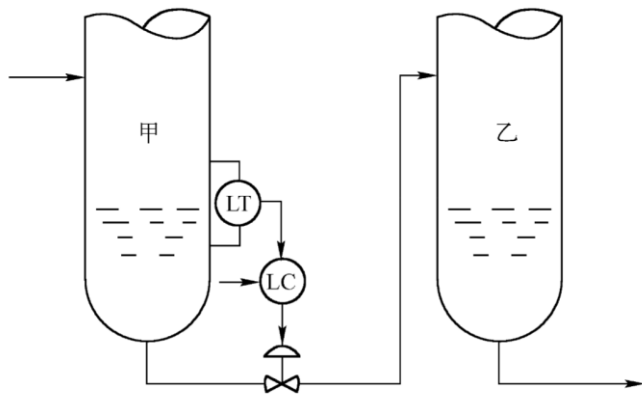
均匀控制系统的设计

➤ 常用的均匀控制系统有三类形式：

1. 简单均匀控制系统
2. 串级均匀控制系统
3. 双冲量均匀控制系统

均匀控制系统的设计：1. 简单均匀控制系统

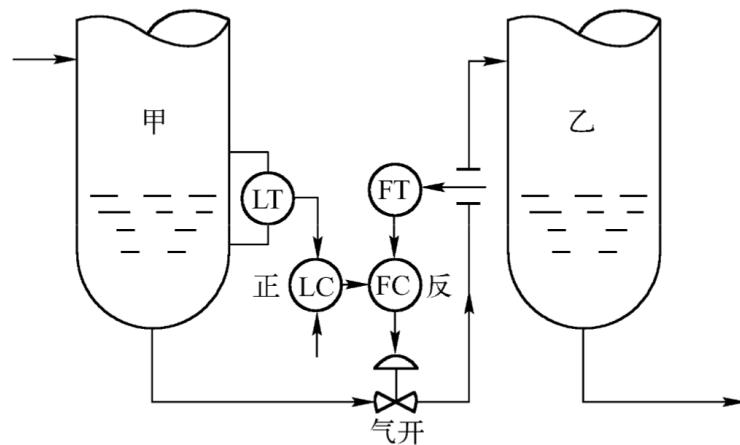
- 如图所示，在系统的结构形式上，它与纯液位定值控制系统没有区别，但两者的目的却不同。
- 因为在调节过程中，两个变量都变化，所以，**不应该有微分作用的控制规律**。
- 比例作用一般都作为基本控制。但**纯比例控制**在系统出现连续的同向干扰时，**容易造成被控变量的波动越过允许范围**，
- 因此，适当引入积分作用，选择**PI控制**。
- 为达到均匀控制的目的，在控制器参数整定时，**比例作用和积分作用均不能整定得太强**，因此，**比例度要宽，积分时间要长**。一般比例度为 $\delta=100\sim150\%$ ；积分时间为几分钟到十几分钟。
- **简单均匀控制系统结构简单、所用仪表较少**。



- 当甲塔的液位对象具有自平衡作用或乙塔内的压力发生波动时，尽管控制阀开度没变，其流出量仍会发生相应变化。
- **只适用于干扰较小、对流量均匀程度要求较低**的场合

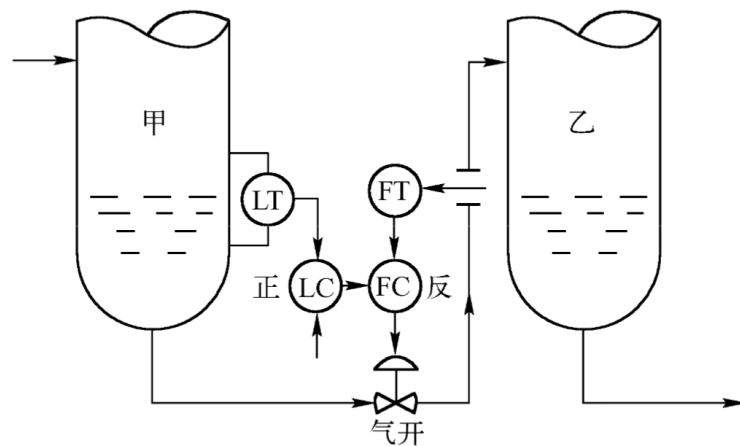
均匀控制系统的设计：2. 串级均匀控制系统

- 如图为前后两个精馏塔液位与流量的串级均匀控制系统。由图可见，液位控制器的输出作为流量控制器的设定值，两者串联工作。因此，从结构上看就是典型的串级控制系统。
- 但是，这里的控制目的却是使液位与流量均匀协调。
- 假如干扰使甲塔的液位上升，正作用的液位控制器输出信号会随之增大，通过反作用的流量控制器使控制阀门缓慢开大；在工艺参数上，液位不是立即快速下降，而是继续缓慢地上升。同时乙塔的进料量也在缓慢增加，当液位上升到某一数值时，甲塔的输出量等于干扰造成进料量的增加量，液位就不再上升而暂时达到最高液位。这样，液位和流量均处于缓慢变化中，完成了均匀协调的控制目的。



均匀控制系统的设计：2. 串级均匀控制系统

- 要达到均匀控制的目的，与简单均匀控制系统一样，主、副控制器中都不应有微分作用。
- 液位控制器宜选择PI控制作用。
- 流量控制器主要用来克服乙塔压力波动对流量的影响，一般比例控制就可以。但如果乙塔的压力波动较大，或对流量的稳定要求也比较高时，流量控制器也可采用PI控制作用。
- 串级均匀控制系统中，主控制器的参数整定与简单均匀控制系统相同。
- 副控制器的参数整定与普通流量控制器整定没有什么差异，要求副回路的工作频率较高，能较快地克服进入副回路的干扰，因此副控制器要用大的比例带和小的积分时间，副控制器的参数整定范围一般为 $\delta=100\%\sim 200\%$ ，积分时间为 $0.1\sim 1\text{ min}$ 。

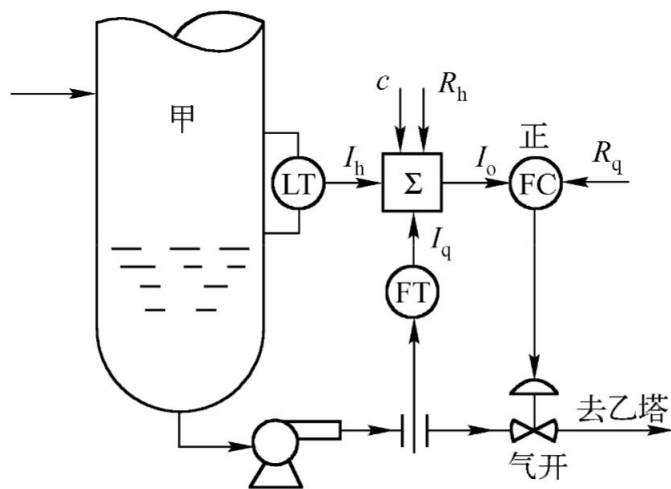


均匀控制系统的设计：3. 双冲量均匀控制系统

- 所谓双冲量均匀控制系统，就是将两个变量的测量信号，经过加法器后作为被控变量的系统。
- 右图为精馏塔液位与出料量的双冲量均匀控制系统工艺流程图。
- 假定该系统用气动单元组合式仪表来实施，其运算规律为：

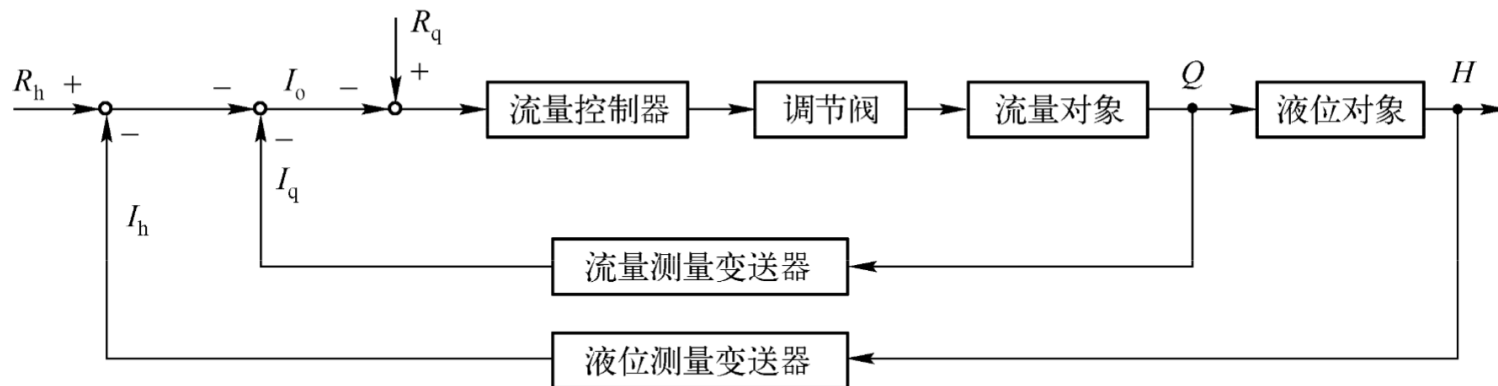
$$I_o = I_h - I_q - R_h + c$$

- 式中，
 - I_o 为流量控制器的输入信号；
 - I_h ， I_q 分别为液位和流量测量信号；
 - R_h 为液位的设定值；
 - c 为可调偏置。



- 由于流量控制器接受的是由加法器送来的两个变量之差，并且又要使两变量之差保持在固定值上，所以控制器应该选择PI控制规律。

均匀控制系统的设计：3. 双冲量均匀控制系统



- 如果将液位检测变送器看作是一个放大系数等于1的比例控制器，双冲量均匀控制系统可以看成是主控制器是液位控制器，且比例度为100%的纯比例控制，副控制器为流量控制器的串级均匀控制系统。
- 因此，它具有串级均匀控制系统的优点，而且比串级均匀控制系统还少用一个控制器。由于双冲量均匀控制系统的主控制器比例度不可调，所以它只适用于生产负荷比较稳定的场合。
- 双冲量控制系统中的流量控制器属于串级均匀控制系统中的副控制器，所以流量控制器应按副控制器的要求进行参数整定，即大的比例带和小的积分时间，比例度 δ 取值范围为100%~200%，积分时间在0.1~1min之间。

均匀控制系统的整定*

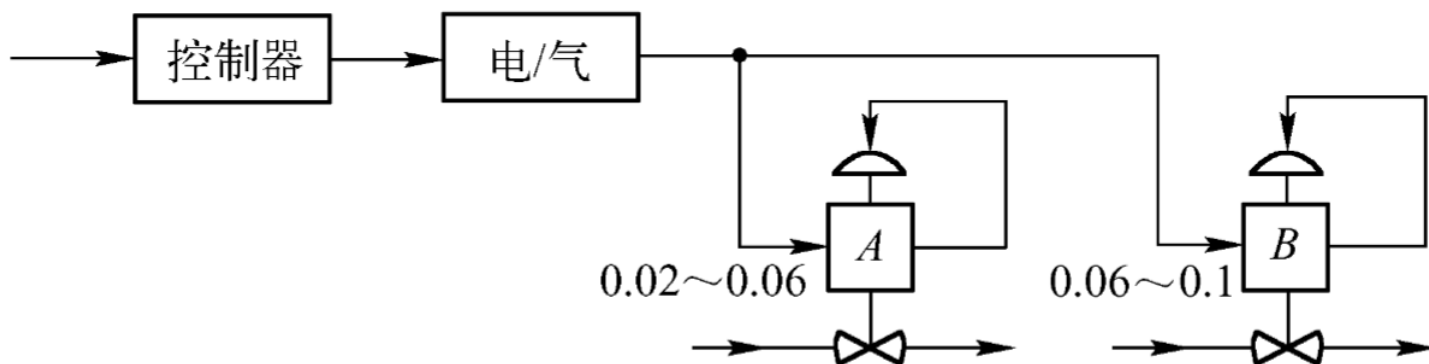
- 简单均匀控制系统和双冲量均匀控制系统，要整定的控制器都是一个，可以按照单回路控制系统的整定方法进行，只是要注意比例度要宽、积分时间要长，通过“看曲线、整参数”，使液位和流量达到均匀协调的最终目的。
- 在此重点介绍串级均匀控制系统的参数经验整定方法。
- 所谓经验整定法就是，根据经验给主、副控制器各设置一个适当的参数，然后由小到大进行调整，使被控变量的过渡过程曲线呈缓慢的非周期衰减过程：
 - 1) 先将主控制器的比例度放到一个适当的经验数值上，然后对副控制器的比例度由小到大调整，直到副变量呈现缓慢的非周期衰减过程为止。
 - 2) 已整定好的副控制器比例度不变，由小到大地调整主控制器的比例度，直到主变量呈现缓慢的非周期衰减过程为止。
 - 3) 根据对象的具体情况，为了防止同向干扰造成被控变量出现的余差超过允许范围，可适当加入积分作用

第8章 特殊控制系统

- 8.1 比值控制系统
- 8.2 均匀控制系统
- **8.3 分程控制系统**
- 8.4 选择性控制系统
- 8.5 顺序控制系统
- 8.6 利用MATLAB对特殊控制系统进行仿真

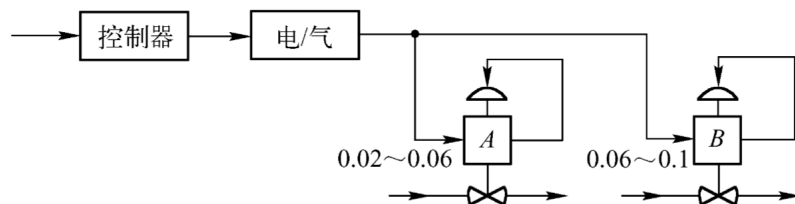
分程控制系统的基本概念

- 在前面的单回路反馈控制系统中，一台控制器的输出信号只操纵一个控制阀工作。
- 然而，实际生产中也常看到另一种情况，由一台控制器的输出信号去操纵两个或两个以上的控制阀工作，而且每一个控制阀上的操纵信号，只是控制器整个输出信号的某一段。这种称为分程控制。



分程控制系统示例

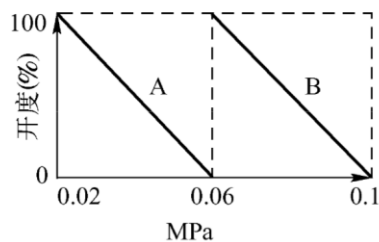
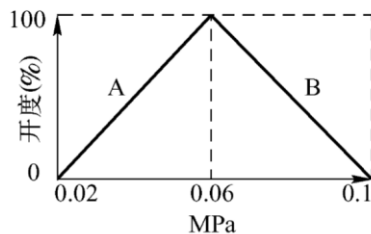
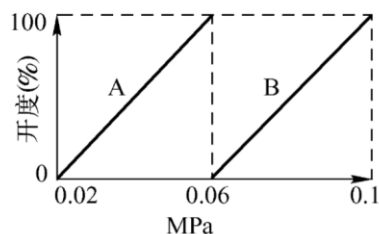
- 为了实现分程的目的，往往要借助于附设在每个阀上的阀门定位器，将控制器的输出信号压力分成若干区间，再由阀门定位器将不同区间内的信号压力转换成能使相应的控制阀作全行程动作的信号压力。
- 如图所示，某系统有两个控制阀，阀A和阀B。要求A阀在控制器输出信号压力为 $0.02\sim 0.06\text{MPa}$ 变化时，做全行程动作。B阀在控制器输出信号压力为 $0.06\sim 0.1\text{MPa}$ 时，做全行程动作。



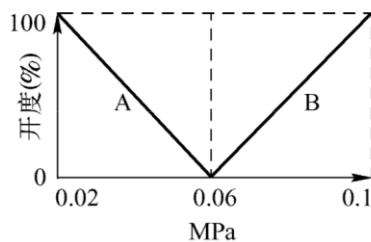
- 利用A阀上的阀门定位器将 $0.02\sim 0.06\text{MPa}$ 控制信号压力转换成 $0.02\sim 0.1\text{MPa}$ 控制信号。利用B阀上的阀门定位器将 $0.06\sim 0.1\text{MPa}$ 的控制信号转换成 $0.02\sim 0.1\text{MPa}$ 的控制信号，从而使A阀在控制器输出信号小于 0.06MPa 时动作；当信号大于 0.06MPa 时，A阀已处于极限位置，B阀开始动作。实现了分程控制过程

两个控制阀的分程组合动作

- 根据控制阀的气开和气关作用方式，以及两个控制阀是同向动作还是异向动作，在分程控制的应用中，可以形成四种不同的组合形式：



(a) 两阀同向



(b) 两阀异向

- 图中(b)表示两阀异方向动作。一个阀是气开式，另一个是气关式。
- 以A阀为气开，B阀为气关为例，
- 控制信号压力为0.02MPa时，A阀为全关，B阀为全开；
 - 随着控制信号压力增大，A阀开始打开，B阀不动作；
 - 当控制信号压力至0.06MPa时，A阀全开，B阀仍全开；
 - 控制信号再增大，B阀开始关闭；
 - 直到控制信号为0.1MPa时，B阀全闭。此时，A阀全开，B阀全闭。

分程控制的应用：1. 扩大控制阀的可调比

- 在过程控制中，有些场合需要控制阀的可调范围很宽。如果仅用一个大口径的控制阀，当控制阀工作在小开度时，阀门前后的压差很大，流体对阀芯、阀座的冲蚀严重，并会使阀门剧烈振荡，影响阀门寿命，破坏阀门的流量特性，从而影响控制系统的稳定。若将控制阀换小，其可调范围又满足不了生产需要，致使系统不能正常工作。
- 可将大小两个阀并联分程后当作一个阀使用，从而扩大了可调比，改善了阀的工作特性，使得在小流量时有更精确的控制。

假定并联的两个阀，

小阀 A 的最大流通能力为 $C_{A\max} = 4$

大阀 B 的最大流通能力为 $C_{B\max} = 100$

两阀的可调比相同，即 $R_A = R_B = 30$

小阀 A 的最小流通能力为 $C_{A\min} = \frac{C_{A\max}}{R_A} = \frac{4}{30} = 0.133$

两阀并联组合在一起的可调比 R_{AB} 为

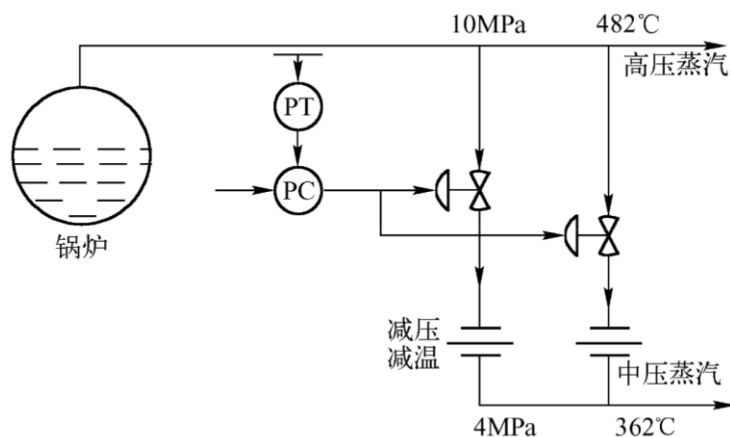
$$R_{AB} = \frac{C_{A\max} + C_{B\max}}{C_{A\min}} = \frac{4 + 100}{0.133} \approx 782$$

可见，阀组合后的可调比为一个阀可调比的 26 倍。

分程控制的应用：1. 扩大控制阀的可调比

如图所示锅炉主蒸汽压力保护系统，

- 当主蒸汽压力由于某些原因突然升高时（如突然甩负荷），系统把高压蒸汽向低压侧泄放、达到保护高压管网的目的；
- 当高压侧压力升高是由于负荷略微减少或燃烧系统扰动引起的时，则稍加泄放就能将压力调回安全值以内；
- 如果是由于保护等原因，造成高压负荷突然全部甩掉，则需要大量的向低压侧泄放才能满足高压管网安全的要求。
- 如果采用单只调节阀，根据可能出现的最大流量，则需要安装一个口径很大的调节阀。而该阀在正常生产条件下开度就很小，而且压差大温度高，不平衡力使调节阀振荡剧烈，严重影响调节阀的寿命和控制系统品质。



蒸汽减压分程控制系统图

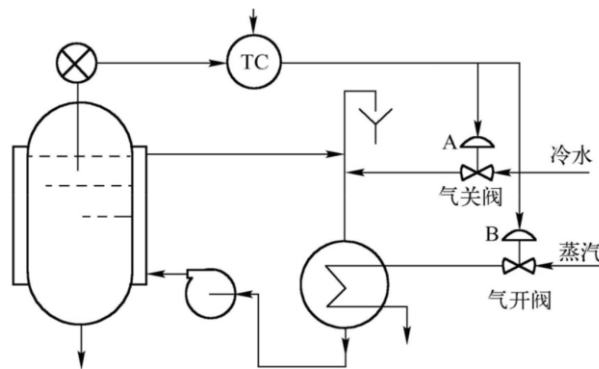
改为一个小阀和一个大阀分程控制，

- 正常的小流量时，只有小阀进行控制，大阀处于关闭状态；
- 如果流量增大到小阀全开还不够，在分程控制信号的操纵下，大阀打开参与控制；

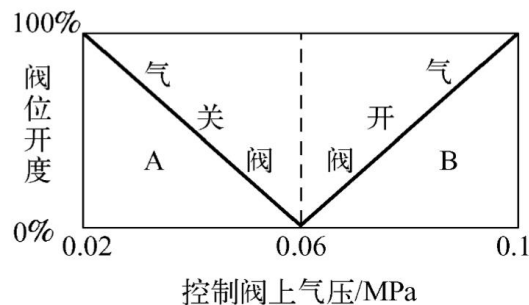
从而扩大了调节阀的可调范围，改善了控制质量，保证了控制精度

分程控制的应用：2. 满足工艺操作的特殊要求

- 在某些间歇式生产的化学反应过程中，当反应物投入设备后，为使其达到反应温度，往往在反应开始前需要给它提供一定热量。一旦达到反应温度后，就会随着化学反应的进行而不断释放出热量，这些热量如果不及时移走，反应会越来越剧烈，以致于会有爆炸的危险。
- 对这种**间歇式化学反应器**，既要考虑反应前的预热问题，又要考虑反应过程中及时移走反应热的问题。为此，可设计如图的分程控制系统。



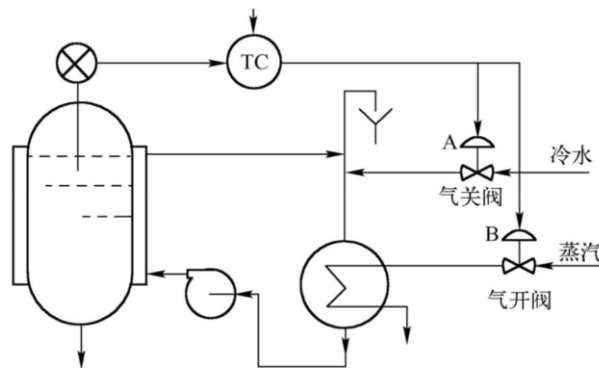
反应器温度分程控制系统图



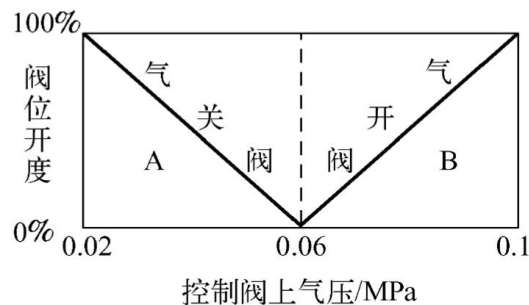
反应器温度控制分程阀动作图

分程控制的应用：2. 满足工艺操作的特殊要求

- 当反应器配料工作完成以后，在进行化学反应前的升温阶段，由于起始温度低于设定值，因此反作用的控制器输出信号将逐渐增大，A阀逐渐关小至完全关闭，而B阀则逐渐打开，此时蒸汽通过热交换器使循环水被加热，再通过夹套对反应器加热、升温，以便使反应物温度逐渐升高。
- 当温度达到反应温度时，化学反应发生，于是就有热量放出，反应物的温度将继续升高。
- 当反应温度升高至超过设定值后，控制器的输出将减小，随着控制器输出的减小，B阀将逐渐关闭，而A阀则逐渐打开。这时反应器夹套中流过的将不再是热水而是冷水，反应所产生的热量就被冷水带走，从而达到维持反应温度的目的。



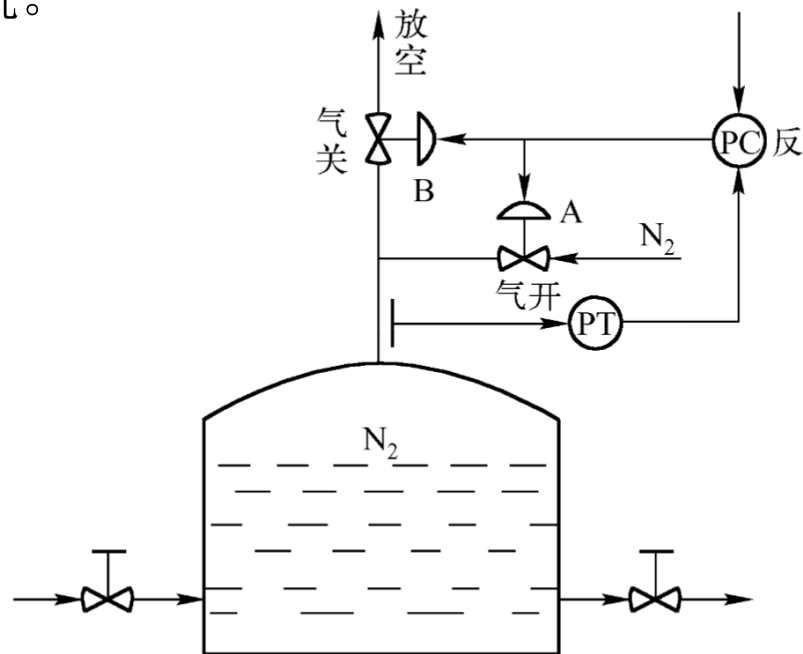
反应器温度分程控制系统图



反应器温度控制分程阀动作图

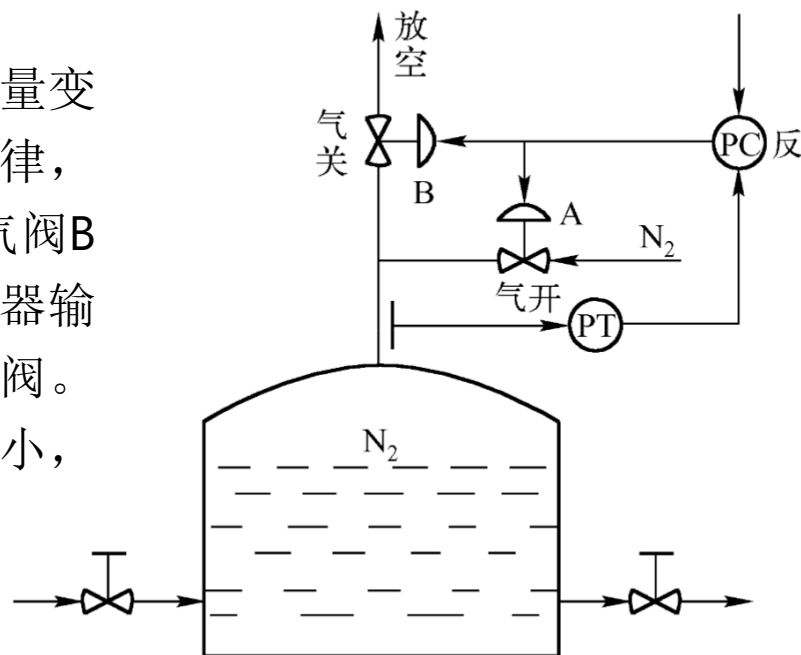
分程控制的应用：3. 用于安全生产的防护措施

- 炼油厂或石油化工厂中，有许多贮罐存放着各种油品或石油化工产品。这些贮罐建造在室外，为使这些油品或产品不与空气中的氧气接触，被氧化变质，或引起爆炸危险，常采用罐顶充氮气（ N_2 ）的办法，使其与外界空气隔绝。
- 例如图所述的罐顶氮封分程控制系统。



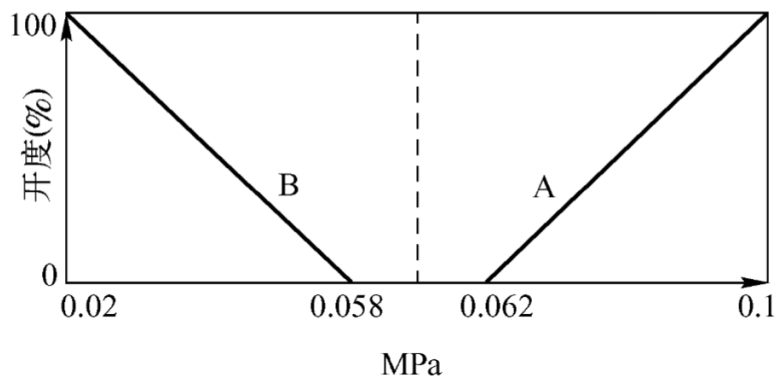
分程控制的应用：3. 用于安全生产的防护措施

- 实行氮封的技术要求是要始终保持罐内的N₂气压为微量正压。
- 贮罐内贮存的材料量增减时，将引起罐顶压力的升降，应及时进行控制，否则将会造成贮罐变形。因此，当贮罐内液位上升时，应停止继续补充N₂，并将罐顶压缩的N₂适量排出。反之，当液位下降时，应停止排放N₂而继续补充N₂。只有这样才能做到既隔绝了空气，又保证了贮罐不变形的目的。
- 罐顶氮封分程控制系统中，PT为压力测量变送器，PC为压力控制器，选择PI控制规律，具有反作用；充气阀A选择气开式，排气阀B选择气关式。当罐顶压力减小时，控制器输出增大，从而将打开充气阀而关闭排气阀。反之当罐顶压力增大时，控制器输出减小，关闭充气阀，打开排气阀。

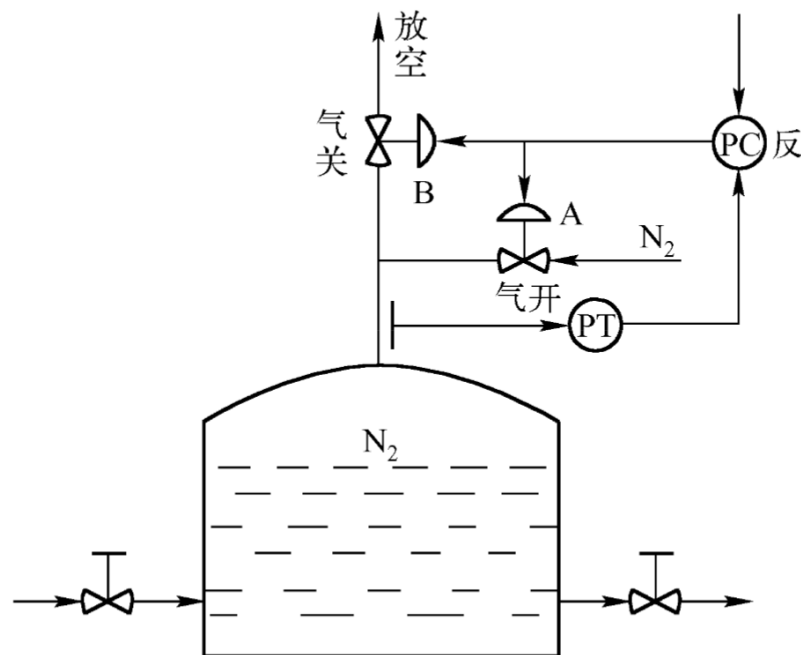


分程控制的应用：3. 用于安全生产的防护措施

- 为了避免A、B两阀频繁开关，也有效地节省氮气，针对一般罐顶部空隙较大，压力对象时间常数较大，同时对压力的控制精度要求又不高，所以，B阀的分程信号压力为0.02~0.058MPa，A阀的分程信号压力为0.062~0.1MPa，中间存在一个间歇区或称为不灵敏区，如图所示。



氮封分程控制阀动作图



分程控制系统的实施

1. 分程信号的确定

- 在分程控制系统中，控制器输出信号的分段是由生产工艺要求决定的。控制器输出信号需要分成几段，哪个区段控制哪个阀完全取决于生产工艺的要求。

2. 对调节阀泄漏量的要求

- 所谓泄漏量即为阀门完全关闭时的流物料。在分程控制系统中，应尽量使两个调节阀都无泄漏量。特别在大阀与小阀并联分程使用时，如果大阀的泄漏量过大，小阀将不能正常发挥其控制作用，甚至不起控制作用。

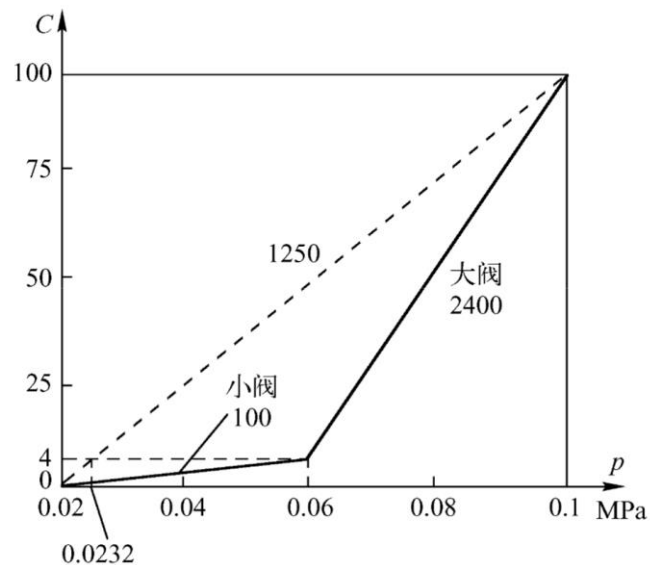
3. 利用阀门定位器实现信号分送

- 仪表厂家生产的控制阀，接受的控制信号范围一般都为0.02~0.1MPa，自身没有信号分程能力。可利用阀门定位器，通过调整阀门定位器的零点和范围来实现信号分程。

分程控制系统的实施

4. 分程信号的衔接

- 两个阀并联分程时，实际上就是将两个阀当作一个阀来使用，这时存在由一个阀向另一个阀平滑过渡的问题。
- 例如两个线性阀并联分程使用，小阀流通能力 $C_1=4$ ，大阀流通能力 $C_2=100$ ，若按控制信号的范围对称分程，则它们的分程信号范围：小阀为 $0.02\sim 0.06\text{MPa}$ ，大阀为 $0.06\sim 0.1\text{MPa}$ 。两个阀的合成流量特性如图中实线所示。

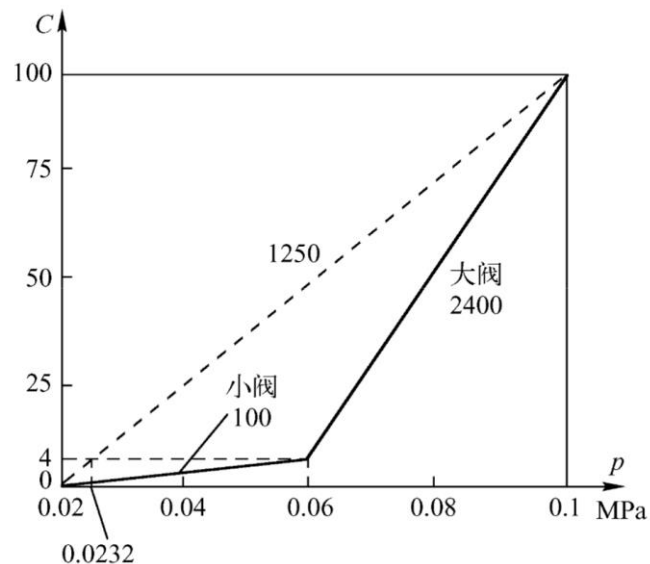


线性阀分程特性

- 由于小阀和大阀流量特性的增益不同，大阀的增益是小阀增益的24倍，致使两阀在衔接处有突变现象，形成一个折点，这对控制品质带来不利影响。

分程控制系统的实施：4. 分程信号的衔接

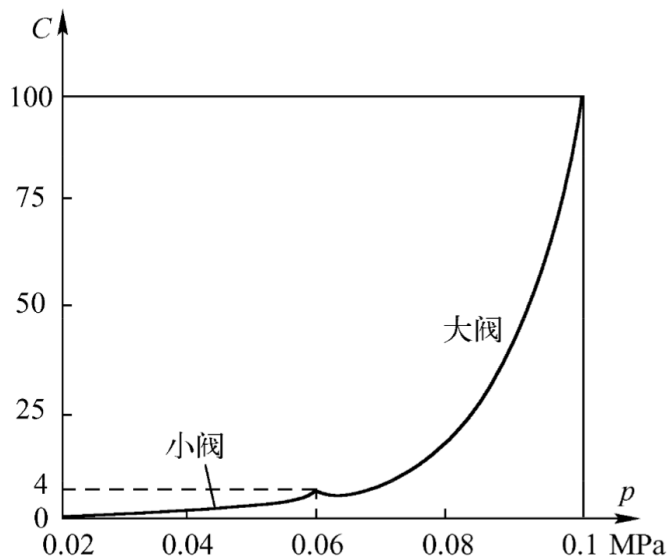
- 要克服这种现象，维持全行程的增益恒定，只有令小阀分程信号的范围为0.02~0.0232MPa，动作范围为0%~4%；大阀为0.0232~0.1MPa，动作范围为4%~100%，大小阀衔接处才没有折点，如图中虚线所示。
- 但这样的分程信号范围太悬殊，几乎和不分程一样。
- 因此，将线性阀用于这种两阀增益差别过大的分程控制，对控制品质是不利的，只有当两个调节阀的流通能力很接近时，采用线性阀作为分程控制使用才比较合适。



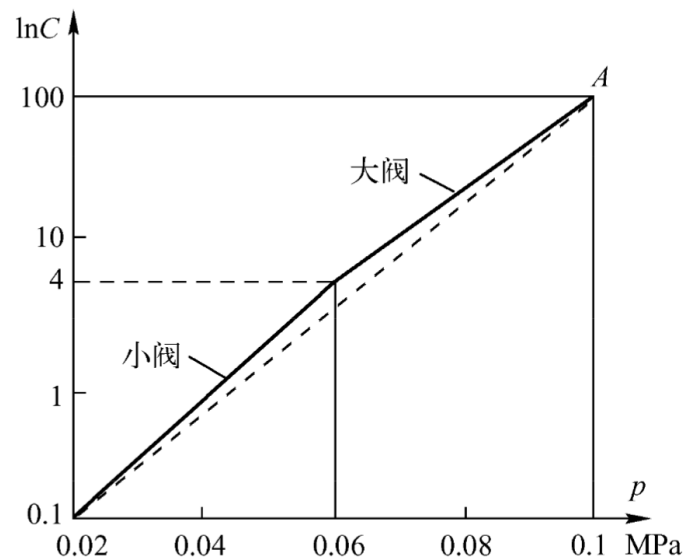
线性阀分程特性

分程控制系统的实施：4. 分程信号的衔接

- 如果使用两个对数流量特性的阀进行并联分程，效果要比两个线性阀分程好得多。例如小阀门和大阀门的流通能力分别为 $C_1=4$ 和 $C_2=100$ ，它们的分程信号范围仍是小阀为 $0.02\sim0.06\text{MPa}$ ，大阀为 $0.06\sim0.1\text{MPa}$ ，其合成流量特性如图所示。



(a) 直角坐标平面

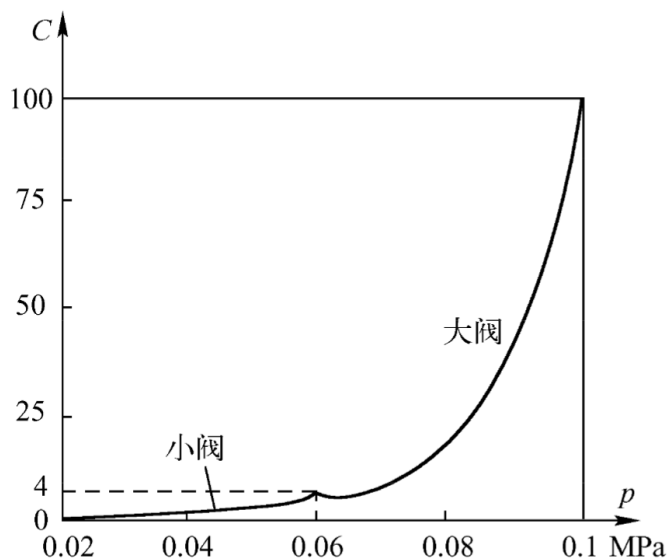


(b) 半对数坐标平面

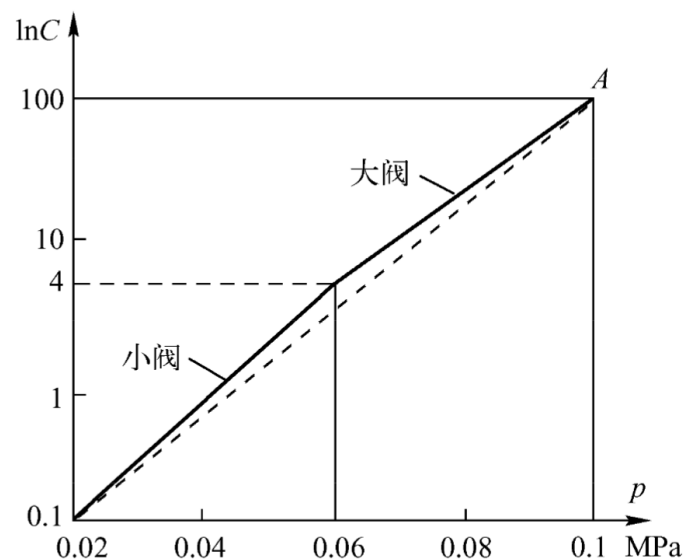
对数阀分程特性

分程控制系统的实施：4. 分程信号的衔接

- 但是，从图可以看出，在两特性的衔接处仍不平滑，还存在有一定的突变现象。
- 此时可采用部分分程信号重叠的办法加以解决。



(a) 直角坐标平面



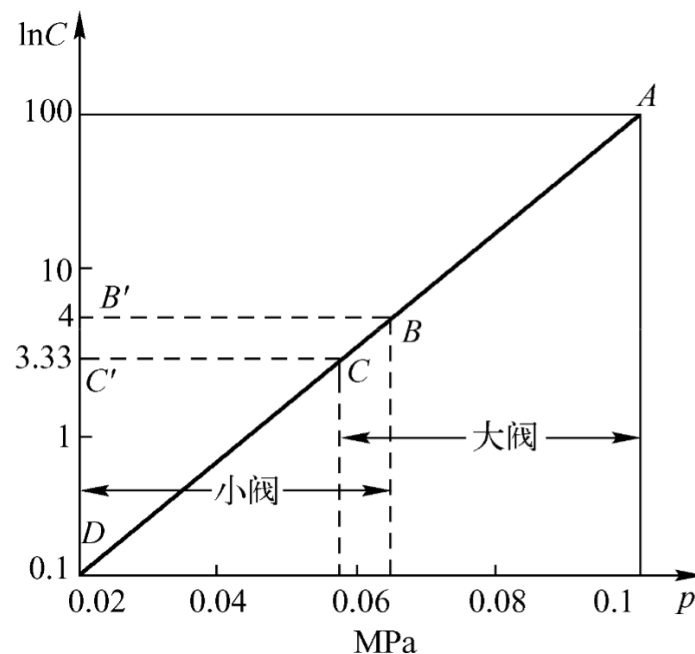
(b) 半对数坐标平面

对数阀分程特性

分程控制系统的实施：4. 分程信号的衔接

部分分程信号重叠方法，如图所示：

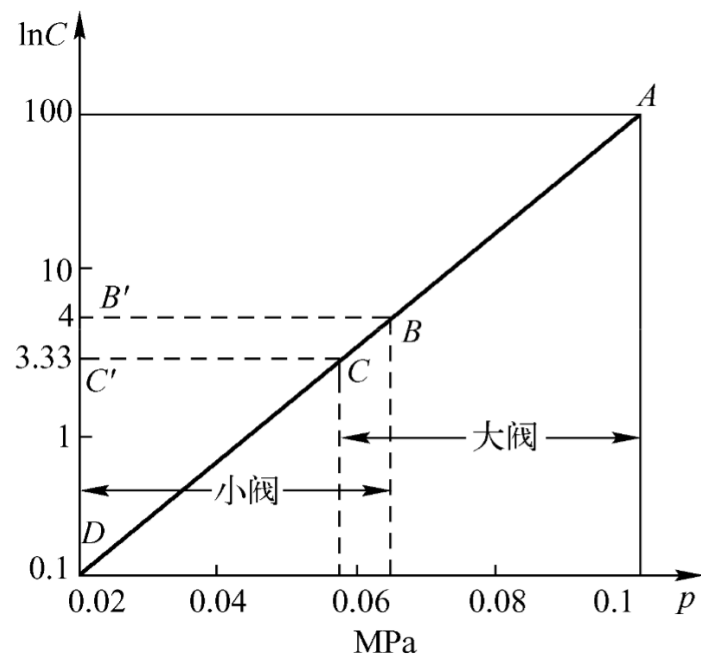
1. 在由控制信号压力为横坐标，以流通能力 C 的对数值为纵坐标的半对数坐标上，找出0.02MPa对应小阀的最小流通能力点 D 和0.1MPa对应大阀的最大流通能力点 A ，连接 AD 即为对数阀的分程流量特性。
2. 在纵坐标上找出小阀的最大流通能力（ $C_{1\max}=4$ ）点 B' 和大阀的最小流通能力（ $C_{2\min}=3.33$ ）点 C' 。
3. 过 B' 、 C' 点作水平线与直线 AD 交于 B 、 C 点。找出 B 、 C 点在横轴的对应坐标值0.065MPa和0.055MPa。



确定重叠分程信号图

分程控制系统的实施：4. 分程信号的衔接

- 由此可以得到分程信号范围:小阀为0.02~0.065MPa, 大阀为0.055~0.1MPa。
- 这样, 分程控制时, 不等到大阀全关, 小阀已开始关小; 不等到小阀全开, 大阀已开始渐开, 从而使两阀在衔接处平滑过渡。
- 利用这种重叠信号可以弥补两个调节阀在衔接处流量特性的突变现象, 使控制品质得以改善。信号重叠部分的多少, 取决于两阀C值的差, 其差数越大则信号重叠部分越多。



确定重叠分程信号图

分程控制系统的实施：4. 分程信号的衔接

- 由于对数阀合成的流量特性比线性阀效果好，一般都采用两个对数阀并联分程。
- 如果系统要求合成阀的流量特性为线性，则可以通过添加其他非线性补偿环节的方法，将合成的对数特性校正为线性特性。

分程控制系统的实施

- 分程控制系统属于单回路控制系统。
 - 因此，其控制器的选型和参数整定方法与一般单回路控制系统相同。
 - 但是，与单回路控制系统相比，分程控制系统的主要特点是分程且阀多。
 - 所以，在分程控制系统中，当两个调节阀分别控制两个操纵变量时，这两个调节阀所对应的控制通道特性，可能差异很大。这时，控制器的参数整定必须注意，需要选取一组合适的控制器参数来兼顾两种情况。
- 在分程控制系统中，不要把控制器的给定值设在两个分程调节阀的交接处，以免引起两个阀门频繁动作降低阀门寿命。
- 还要注意调节阀的泄漏问题，特别是大阀与小阀并联分程时，大阀的泄漏量要小，否则小阀不能充分发挥作用，流量的可调范围仍然拉不开。

第8章 特殊控制系统

- 8.1 比值控制系统
- 8.2 均匀控制系统
- 8.3 分程控制系统
- **8.4 选择性控制系统**
- 8.5 顺序控制系统
- 8.6 利用MATLAB对特殊控制系统进行仿真

基本概念

- 选择性控制是过程控制中属于**约束性控制**类的控制方案。
- 所谓**选择性控制系统**，就是把由工艺生产过程中的限制条件所构成的逻辑关系自动叠加到正常的控制系统中的一种组合逻辑方案。
- 生产过程中一般都有一定的**安全保护措施**，例如声光报警或自动安全联锁。即当生产工艺参数达到安全极限时，报警开关接通，通过报警灯或警铃发出报警信号，改为人工手动操作或通过自动安全联锁装置，强行切断电源或气源，使整个工艺装置或某些设备停车，待操作人员排除故障后再重新启动。
- 随着生产的现代化，一些生产过程速度很快，操作人员往往还没有反应过来，事故可能已经发生了。现在的生产多数都是大规模的连续生产，安全联锁装置在故障时强行使一些设备停车，引起大面积停工停产，会造成很大的经济损失。
- 因此，一种既能自动起保护作用而又不停车的“软保护”措施就应运而生了。这就是**选择性控制系统**，也称为**取代控制系统**或**超驰控制系统**。

选择性控制系统的类型

- 根据选择器在控制回路中的位置可分为两类：
 - 一类是选择器接在控制器与执行器之间，
 - 一类是选择器接在变送器与控制器之间。
- 根据选择性控制系统中被选择的变量性质，又可分为以下三种类型：
 1. 对被控变量的选择性控制系统
 2. 对操纵变量的选择性控制系统
 3. 对测量信号的选择

}

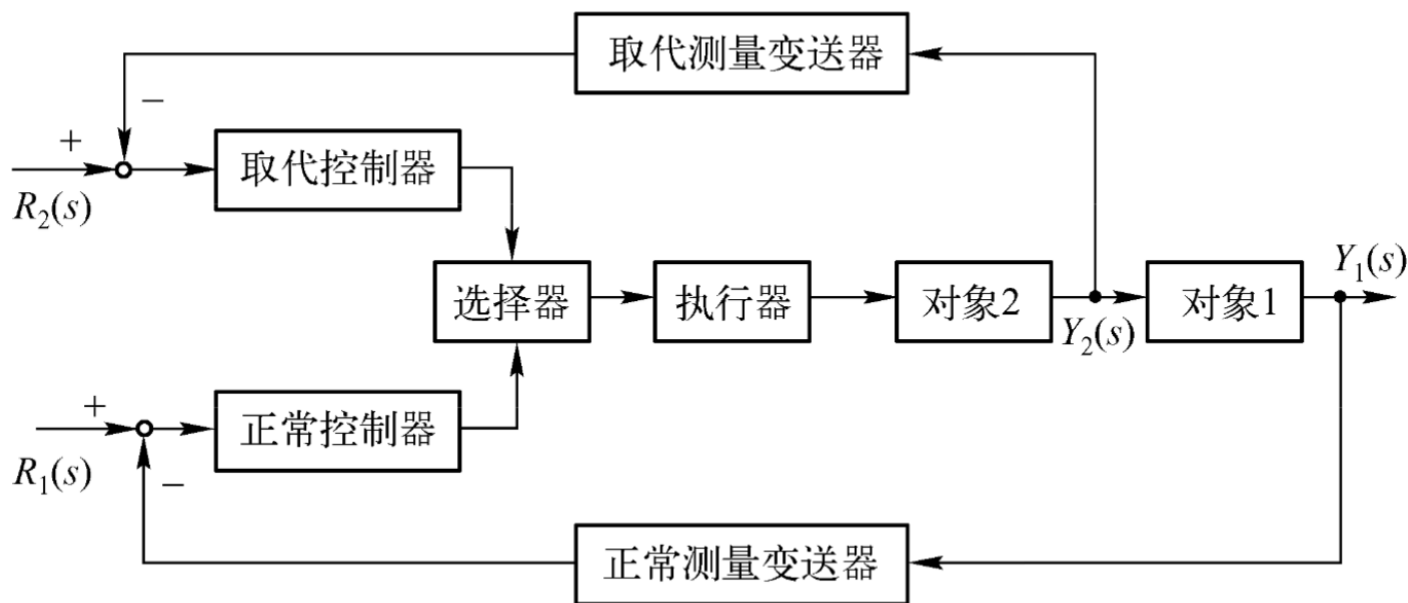
选择器接在控制器与执行器之间

}

选择器接在变送器与控制器之间

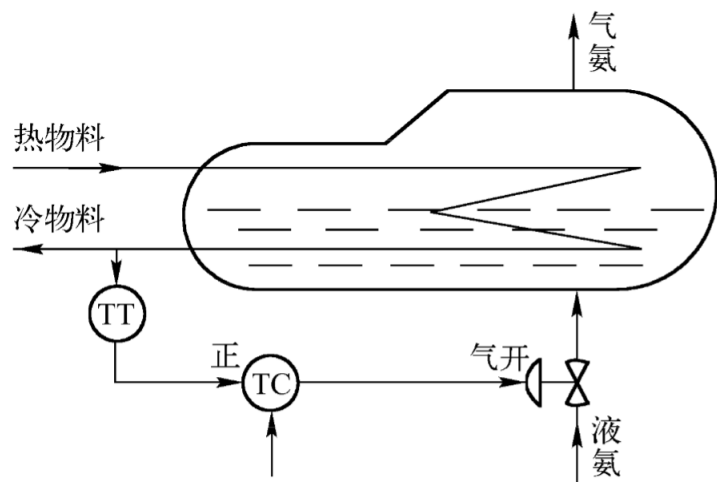
1. 对被控变量的选择性控制系统

- 当生产过程中某一工况参数超过安全软限时，用另一个控制回路代替原有的正常控制回路，使工艺过程能安全运行的控制系统中，选择器位于两个控制器和一个执行器之间，这种对被控变量进行选择的控制系統，是选择性控制的基本类型，其方框图如图所示。

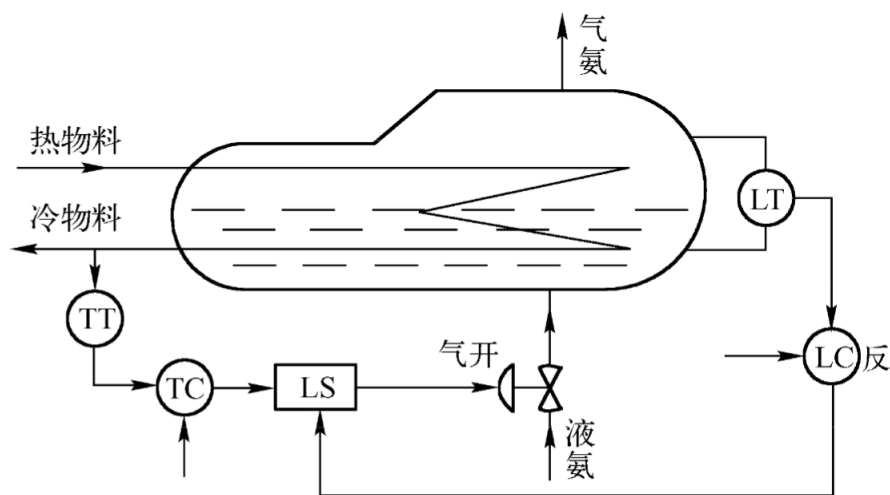


1. 对被控变量的选择性控制系统

- 液态氨蒸发冷却器是工业生产中用得很多的一种换热设备，它利用液态氨的蒸发吸取大量的气化热，来冷却流经管内的被冷却物料。
- 在温度和液位两个被控变量之间进行选择的选择性控制系统：



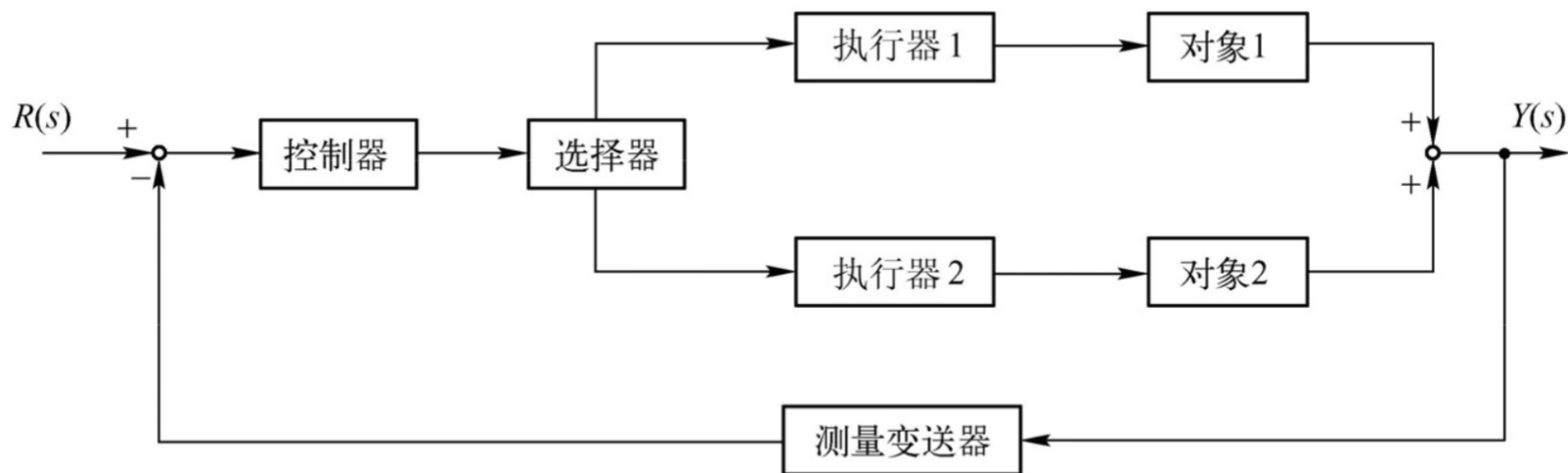
(a) 一般控制系统



(b) 选择性控制系统

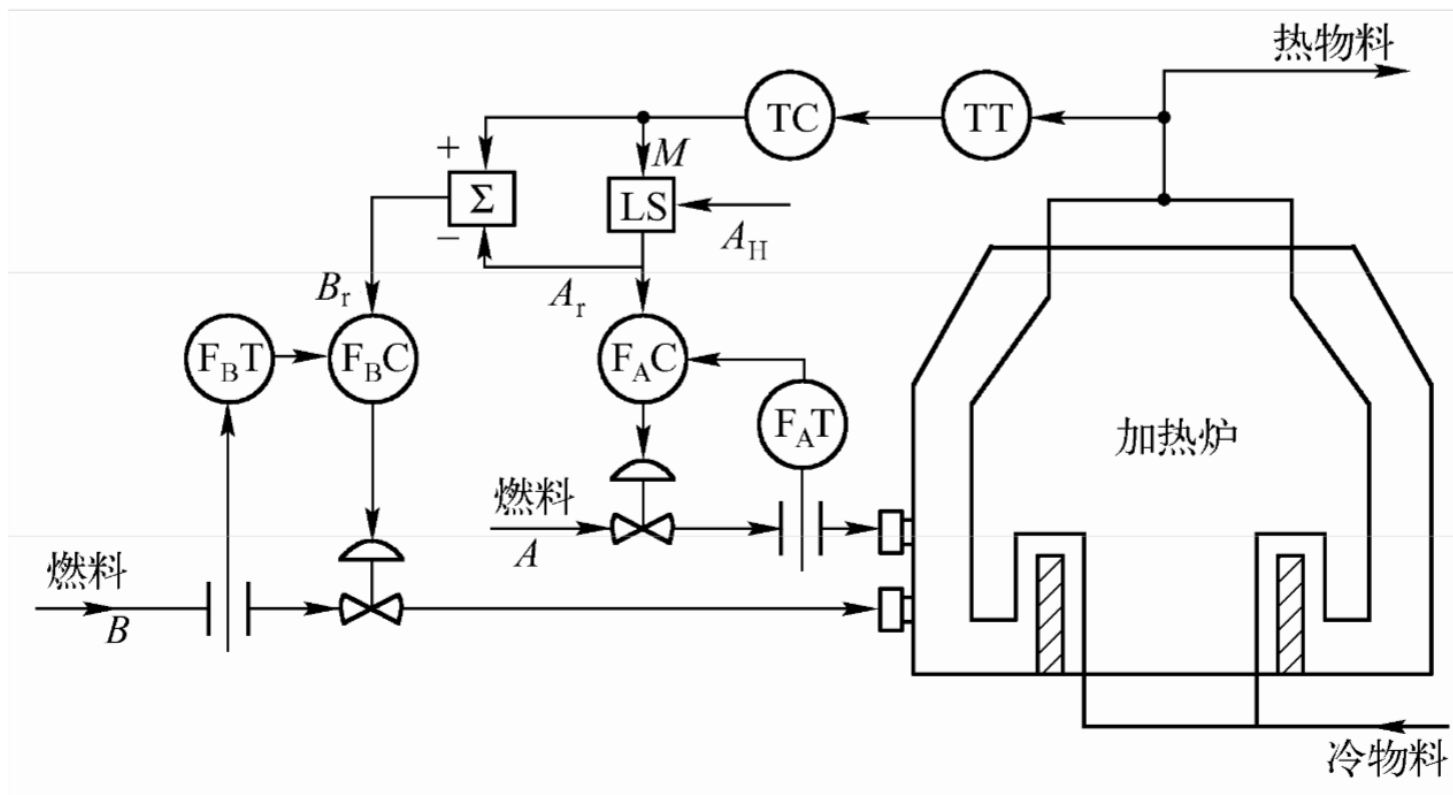
2. 对操纵变量的选择性控制系统

- 对操纵变量的选择性控制系统的原理方框图如图所示。
- 被控变量只有一个，操纵变量有两个，选择器对操纵变量加以选择。



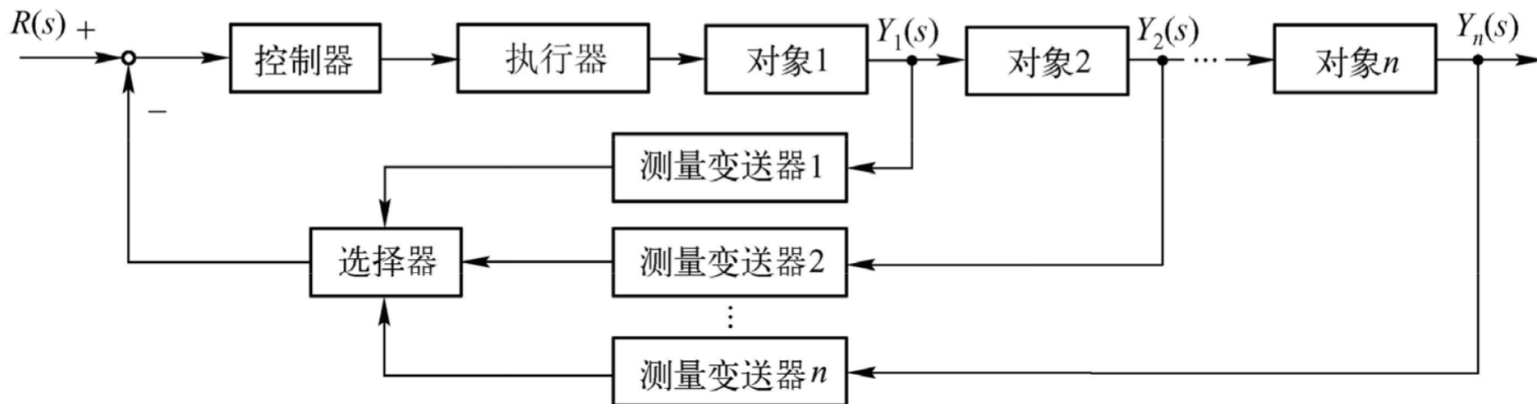
2. 对操纵变量的选择性控制系统

- 在A燃料和B燃料两个操纵变量之间进行选择的加热炉选择性控制系统：

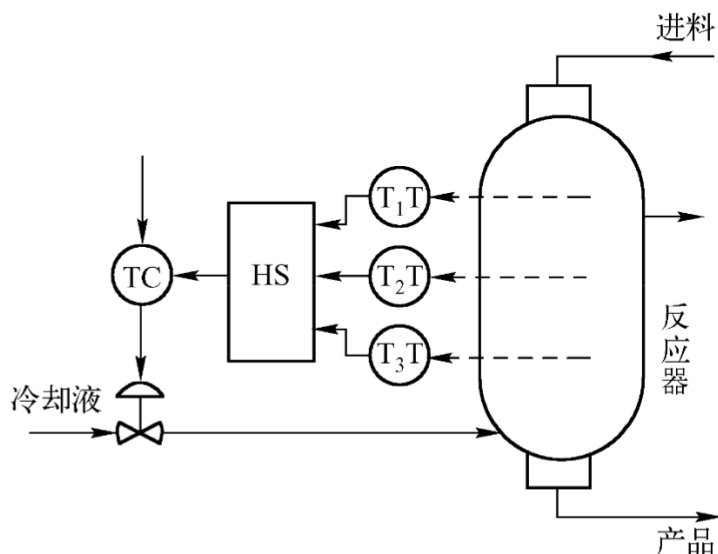


3. 对测量信号的选择

- 将选择器接在变送器的输出端，主要实现对被控变量的多点测量信号进行选择，其方框图如图所示。



3. 对测量信号的选择



- 如图所示，某一反应器的各处温度测量值进行选择的控制系统。
- 图中的反应器内，装有固定触媒层，由于热点温度的位置可能会随着催化剂的老化、变质和流动等原因而有所移动。
- 为防止反应温度过高而烧坏触媒，在触媒层的不同位置都安装了温度检测点。

控制器的选型和整定

1. 选择器的选型
2. 控制器的选型
3. 控制器的参数整定
4. 抗积分饱和措施

1. 选择器的选型

- 选择器的类型可以根据生产处于不正常情况下，取代控制器输出信号的高低来确定：
 - 如果其输出为高信号，则应选高选器HS；
 - 如果为低信号，则应选低选器LS。
- 出于安全方面的考虑，如果有可能一般选用低选器。
- 取代控制时，用能保证安全的信号作为送往调节阀的输出值。如选用低选器，那么即使在失电或其他故障情况下，输出值也为零，能满足安全的需要。同时也与调节阀气开、气关的选择正好对应，当控制器输出为零时，系统能保证安全。

2. 控制器的选型

- 由于对正常控制器的控制精度要求较高，控制规律的选择和前面讲的单回路定值控制系统一样，
 - 一般情况下采用PI作用，
 - 若容积时延较大，可引入一定的微分。
- 取代控制器在多数情况下处于开环待命状态，只有在出现故障时，用它作为暂时性的措施，
 - 一般选P作用就可以。
 - 当对极限值要求严格时，也可采用PI作用。

3. 控制器的参数整定

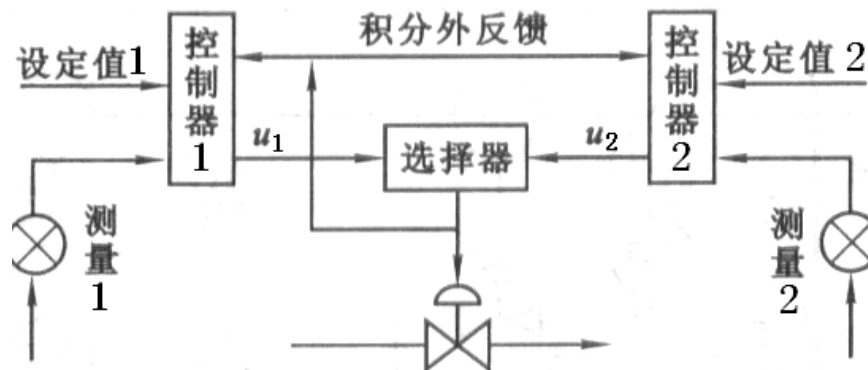
- 对控制器参数整定时，两个控制器都可以按照前面讲过的单回路控制系统的整定方法进行。
- 值得提醒的是，由于取代控制器是为了安全、避免事故发生，所以
 - 对取代控制器的要求是，一旦投入工作，控制作用要强，速度要快，
 - 比例带 δ 应整定得较小，积分时间应较短，以便产生及时的保护作用。

4. 抗积分饱和措施

- 在选择性控制系统当中，无论是在正常工况下，还是在异常工况下，总是有控制器处于开环待命状态。
- 对于开环下的控制器，
 - 其偏差长时间存在，
 - 如果有积分控制作用，其输出将进入深度饱和状态，
 - 一旦选择器选中这个控制器工作，控制器会因处于饱和状态而失去控制能力，
 - 只能等到退出饱和以后才能工作。
- 所以，在选择性控制系统中，对于有积分作用的控制器，务必要采取抗积分饱和措施。

4. 抗积分饱和措施：外反馈法

- 选择性控制系统中，抗积分饱和的方法多采用如图的**外反馈法**。图中两个控制器的外反馈信号都取自选择器的输出信号。



- **控制器1**处于工作状态时，选择器的输出信号就是控制器1的输出信号，所以控制器1仍保持PI规律。
- 对于**控制器2**而言，
 - 处于开环状态，
 - 积分的外反馈信号是控制器1的输出，是与控制器2的偏差 e_2 无关的变量，只作为控制器2输出的一个偏置信号，
 - 此时，控制器2**有比例控制作用、无积分作用**，从而避免了积分饱和。

第8章 特殊控制系统

- 8.1 比值控制系统
- 8.2 均匀控制系统
- 8.3 分程控制系统
- 8.4 选择性控制系统
- **8.5 顺序控制系统**
- 8.6 利用MATLAB对特殊控制系统进行仿真

顺序控制的概念

- 过程控制的目标是维持某一个参数在正常范围内以确保生产的安全、高效。过程控制系统可以正常运行的基本条件是相应的工艺设备可以正常运行。但这些相关的设备如何启动、停止，如何正常运行不是过程控制系统考虑的问题。
- 当生产规模较小，设备、工艺均较简单时，设备的启动、停止以及设备正常运转不会是一个复杂的问题。例如一台小功率的水泵，一条小型运输皮带，简单观察一下现场情况，基本上随时都可以启动和停止。但随着生产规模的不断扩大，工艺越来越复杂，单台设备的容积越来越大，这时整个工艺中的各设备、各环节紧密关联，互相影响，**某一**
台设备的启动、停止必须考虑生产工艺中其他设备、参数的情况。
- 实现生产工艺中各设备按规定的条件和顺序依次动作的系统被称为顺序控制系统(Sequence Control System，简称为SCS)。**顺序控制是一种按时间顺序或逻辑顺序进行控制的开环控制方式。**

顺序控制与一般过程控制的区别

1. 目的不同

- 过程控制的目标是确保某一个或数个参数的变化范围满足生产工艺的要求，顺序控制是满足生户工艺中的设备按条件和顺序启动与停止。

2. 输出不同

- 过程控制的输出一般是模拟量或等效的模拟量（如PWM,间歇控制等），顺序控制的输出是开关量。

3. 信息处理方式不同

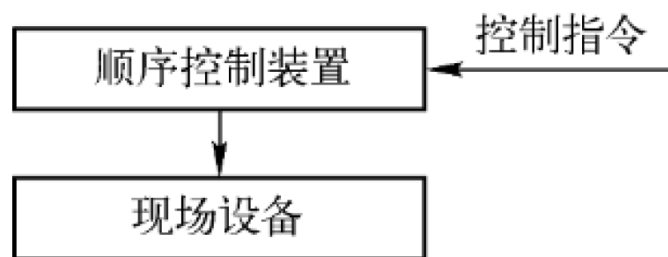
- 过程控制是以模拟量为主的控制，顺序控制是种以开关量为主的控制，主要信息处理方式是组合逻辑与时序逻辑运算。

连锁保护系统(Inter lock Protection Systems)、紧急停车系统(Emergency Shutdown Device, 简称为ESD)和报警系统等，处理信息的方式及输出与顺序控制系统类似。因此，**广义的顺序控制系统**还包括这些系统。

由于顺序控制机理相对简单，其在现场的实现与过程控制密切相关，因此，人们常将顺序控制系统归类为过程控制系统的子系统。

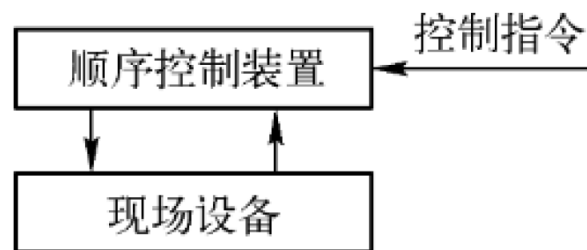
顺序控制系统的组成

根据是否需要知道被控设备的状态信号，顺序控制系统也可分为两类：



不需要现场反馈信号的顺序控制系统

- 直接按预先输入的指令，根据操作顺序产生操作信号，对生产过程进行操作。现场设备当前的状态及接受顺序控制指令后动作的情况顺序控制装置并不知道。



具有现场反馈信号的顺序控制系统

- 检测现场设备的状态信号，顺序控制装置根据现场设备状态，结合输入控制指令，产生操作信号，并检测现场设备接受操作指令后的状态。

顺序控制装置

- 传统的顺序控制装置有很多种，可分为电动、气动、液动（射流技术）及机械式。
- 由于计算机技术的发展，目前数控装置大多采用以数字处理器为核心的数字式顺序控制装置，例如PLC、DCS和FCS等均可实现顺序控制。目前进行顺序控制使用最多的是PLC。
- 但在紧急停车系统、连锁保护系统等安全要求比较高的系统中，必须**独立设控，不得与模拟控制系统共用。**
- 简单的顺序控制系统的**执行机构有继电器、电磁铁、电磁阀、气动阀和牵引电磁铁等**，复杂执行机构可能是**变频器和软启动装置**等，也可能是一套复杂的开停车系统。

顺序控制的表示及设计方法

- 顺序控制系统规模大小不一，应用行业广泛，可供选用的顺序控制装置类型繁多。
- 采用什么样的方法表达顺序控制系统的设计过程，要根据行业、规模、顺序控制的复杂程度、实现顺序控制的装置等来进行。
- 常用的数控表达方式有如下五种：
 - 1) 继电-接触器
 - 2) 梯形图
 - 3) 逻辑功能图
 - 4) 顺序控制流程图
 - 5) 顺序控制系统时序图

第8章 特殊控制系统

- 8.1 比值控制系统
- 8.2 均匀控制系统
- 8.3 分程控制系统
- 8.4 选择性控制系统
- 8.5 顺序控制系统
- 8.6 利用MATLAB对特殊控制系统进行仿真

本章小结

- **比值控制系统**是为了满足工艺上要求两种或两种以上物料流量保持一定比例关系而设置的。比值控制系统有开环比值控制、单闭环比值控制、双闭环比值控制和变比值控制等类型。比值控制系统的设计中要考虑的问题有主、从物料的选择、仪表比值系数的换算、选择具体的实施方案、开方器的选用及从物料对主物料的动态跟踪等。比值控制系统的参数整定，重点为从物料回路的整定，要求从物料回路能快速、准确地跟随主物料的变化而变化，而且不宜有过调。
- **均匀控制系统**是在连续生产过程中的各种设备前后紧密联系的情况下，提出来的的一种特殊的控制系统。它可解决前后设备在物料供求上的矛盾，其特点是两个被控变量都是变化的；对两个变量的调节过程都是缓慢的；两个变量的变化应在工艺允许的范围内。它包括简单、串级及双冲量均匀控制系统。
- **分程控制系统**属于单回路控制系统，主要用于扩大调节阀的可调范围，以提高控制系统的品质，或用来满足生产工艺上的特殊要求。信号的分程由阀门定位器来实现。要使两分程信号的衔接处平滑无折点，应采用两个流通能力十分接近的线性阀或采用对数阀并且分程信号部分重叠。
- **选择性控制系统**属于一种故障软保护控制系统，也可用于其他方面。按照对不同变量的选择可分为对被控变量、操纵变量和检测变量的选择性控制。两个控制器轮流工作，应防止开环状态下控制器的积分饱和。取代控制器是暂时性的保护措施，要求动作要快，控制要强，所以比例带一般整定得较小。

本章小结

- 前面介绍的控制系统一般都是在被控对象已经处于正常工况时工作的，对于生产设备在启动、低负荷及停运过程中，由于控制逻辑程序复杂，对象的动态特性又有很大变化，所以这些控制系统是不能适应的，需要进行全程控制。
- 对生产设备在启、停及各种负荷下都能进行控制的系统，称为**全程控制系统**。
- 全程控制主要用于大型工业设备，如大型火发电厂锅炉给水全程控制系统。
- 采用全程控制可以缩短启、停时间，降低原材料及能量的耗，提高产品质量，减少运行人员紧张而频繁的操作，防止意外事故，等等