

2007 西门子杯全国大学生过程控制技能挑战赛
初赛方案

队伍编号：17

2007 年 6 月

摘要

本文所涉及的对象为带搅拌的釜式反应器系统,属于间歇反应过程,在化学、食品生产中得到非常广泛的应用。进行间歇生产的反应器有一套很复杂的操作方式,不可能使用一种简单的控制方式来达到理想的效果。本文在详细分析反应釜动态特性的基础上,设计了系统的液位、温度、压力控制系统,采用了前馈、串级、分程等先进的控制方式。并且在设计温度保持系统时在控制算法上进行了一些新的尝试——模糊自适应 PID 控制。此外,本文还给出了系统的顺序控制流程方案和相应的硬件配置及接线图。

关键词: 串级控制、前馈控制、温度控制、顺序控制、模糊自适应 PID、PCS7

目录

1. 被控系统工艺流程及其控制要求.....	1
1.1 被控系统工艺流程概述.....	1
1.2 被控系统测控条件和设备参数.....	2
1.3 系统设计要求.....	2
2. 系统控制方案设计.....	4
2.1 反应釜液位控制系统设计.....	4
2.2 温度控制系统设计.....	6
2.2.1 温度变化过程分析.....	6
2.2.2 反应器温度动态特性描述.....	7
2.2.3 升温速率控制系统设计.....	9
2.2.4 温度保持控制系统设计.....	10
2.3 主产物产率控制系统设计.....	17
2.4 安全控制系统设计.....	17
3. 顺序控制方案设计.....	19
4. 硬件系统设计.....	21
4.1 PCS 7 系统结构及硬件配置.....	21
4.2 输入输出点数确定.....	22
4.3 系统硬件配置及接线.....	23
5. 结论.....	26
参考文献.....	27
附件 1.....	28
附件 2.....	29

1. 被控系统工艺流程及其控制要求

1.1 被控系统工艺流程概述

被控对象为过程工业常见的带搅拌釜式反应器系统，属于间歇反应过程。间歇操作的釜式反应器，所有反应物均在操作前一次加入，随着反应的进行，釜内温度、浓度和反应速度都随时间变化，一直进行至达到预定的转化率出料为止。其工艺流程图如图 1 所示：

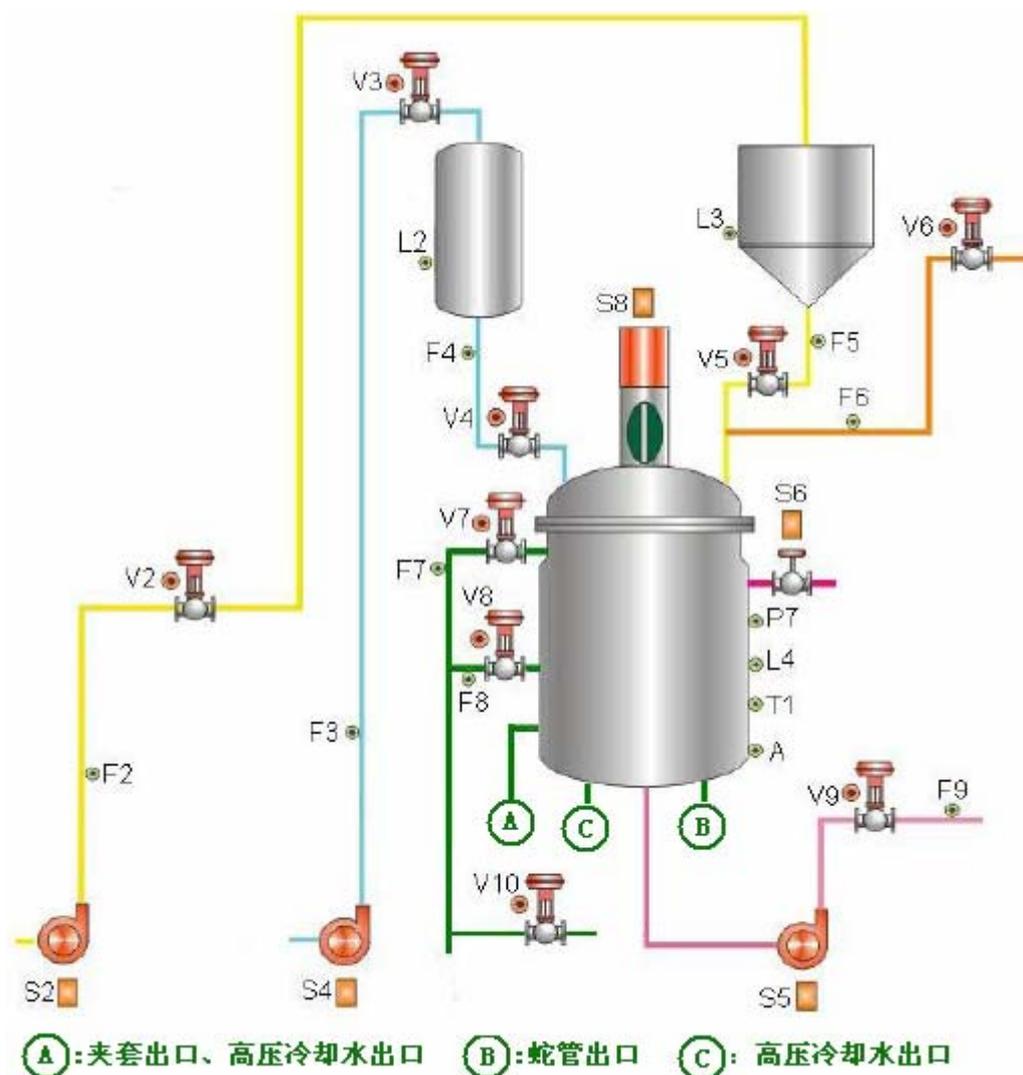


图 1 间歇反应工艺流程图

反应过程为 A、B、C 三种物料在反应釜中经夹套蒸汽加入适度的热量后，发生复杂的化学反应，产生反应最终产物 D 及其副产物。本间歇反应过程的工艺过程包括如下两个工序：一是备料工序；二是缩合反应工序，缩合工序则历经下料、升温、保温、出料及反应釜清洗等阶段。

由于该反应是放热反应,所以反应器设置两类冷却装置:第一类为夹套冷却,第二类为蛇管冷却。另外,在反应初期需要由反应器夹套加热热水来触发反应。

1.2 被控系统测控条件和设备参数

根据生产工艺和流程以及控制要求确定的测控条件和设备参数列表如表 1.1, 1.2 所示。

表 1.1 测控条件一览表

L2	A 物料计量罐液位	最高 640mm	F3	A 物料上料流量	最大 9.72t/h
L3	B 物料计量罐液位	最高 1000mm	F4	A 物料下料流量	最大 9.05t/h
L4	反应器液位	最高 1600mm	F5	B 物料下料流量	最大 8.68t/h
T1	反应温度	45℃~121℃	F6	C 物料下料流量	最大 42.77t/h
A	反应器内主产物浓度	根据温度推断	F7	蛇管冷却水入口流量	最大 42.84t/h
P7	反应压力	MPa(绝压)	F8	夹套冷却水入口流量	最大 72.84t/h
F2	B 物料上料流量	最大 8.1t/h	F9	反应器出口流量	最大 44.44t/h

表 1.2 设备参数一览表

S2	B 物料上料泵开关	V4	A 物料下料阀
S4	A 物料上料泵开关	V5	B 物料下料阀
S5	反应物出口泵开关	V6	C 物料下料阀
S6	夹套加热蒸气阀(开关阀)	V7	蛇管冷却水入口阀
S8	反应器搅拌电机开关	V8	加套冷却水入口阀
V2	B 物料上料阀	V9	反应物出料阀
V3	A 物料上料阀	V10	高压水入口阀

1.3 系统设计要求

1. 反应升温速度控制

在缩合反应阶段,由冷态常温逐渐诱发反应至温度达到 121℃左右。在此阶段要求保证温度以 0.1℃/s~0.2℃/s 的速率上升。

本间歇反应过程中有主副反应的竞争,主反应的活化能较高,期望较高的反应温度。加热速率过慢会使反应停留在低温区,副反应会加强,影响主产物产率。因此提高反应温度有利于主反应的进行。但加热速率过猛会使反应后续的剧烈阶段失控而产生超压事故。

反应釜温度和压力是确保反应安全的关键参数，所以必须根据温度和压力的变化来控制反应的速率。

2. 反应保温温度控制

经过缩合反应后，在反应保温阶段要使反应釜温度始终保持在 120℃左右 5~10 分钟（实际为 2~3 小时），以使反应尽可能充分地进行，达到尽可能高的主产物产率。

3. 主产物产率控制

为得到一定的转化率的产品，要求对反应器最终产物的产率进行控制。注意，产率无法在线采集。

反应主产物 D 的产率主要受到升温速度、保温时间与温度的影响。

4. 反应器压力安全控制

如果加热过猛，会超压。为保证反应安全，需要对压力进行安全控制系统的设计。

5. 升温、保温、出料、清洗顺序控制

为实现从升温、保温至出料、清洗的整个过程的自动控制，需要设计顺序控制系统。

2. 系统控制方案设计

2.1 反应釜液位控制系统设计

1. 液位控制要求

在向缩合反应釜加入三种物料时，要求先加入 A 物料和 B 物料，再通过控制物料总液位方法来加入 C 物料。注意当反应釜的最终液位 L4 等于 1.37m 时，必须及时关 V6，否则反应釜液位会继续升高，当大于 1.6m 时，将引起液位超限报警。在反应过程中当反应釜的最终液位 L4 小于 1.2m 时，必须补加 C 物料，直至合格。否则反应不会继续。

2. 被控变量和操作变量的选取

因为该反应的反应液位不得低于 1.2m，所以直接选取液位 L4 为被控变量。而且，在反应中是通过加入 C 物料来使液位保持平衡，所以选择 C 物料的下料阀 V6 为操作变量。

3. 控制方案确定

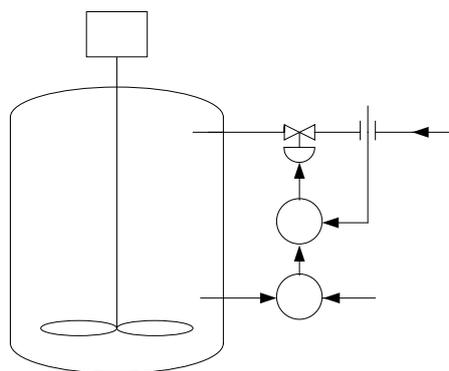
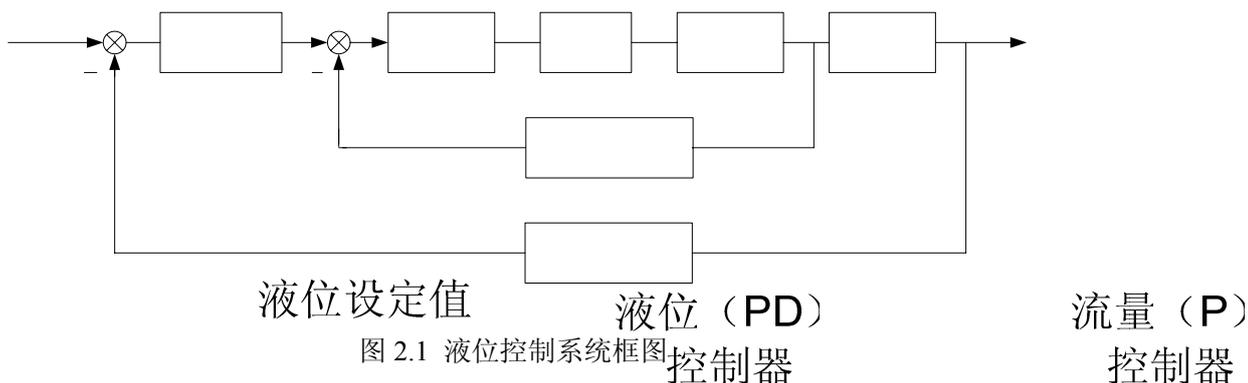
间歇反应釜是对一个只进不出的容器进行加料，如果因为反馈回路的延滞使进料阀关闭得太晚，那么液位将超过设定值，这就出现了所谓的“零负荷”特性，其引发的超调是持久的、不可逆的。这种现象在连续反应中可以通过出口阀门开度的大小来进行调节，但在间歇反应釜中则不会发生这种情况，只能等到下一操作工序开始才能克服。

要消除超调，单纯的比例环节效果并不明显，而微分具有超前作用，引入微分控制规律对于改善系统的动态性能指标，具有显著的效果。这样即使该过程包含延迟环节，利用比例微分（PD）调解也能达到消除超调和残差的作用。而积分环节把调解器的输出与设定值和被调量的误差积分联系起来，必然会引发超调，所以在此环节中，不必加入积分作用。

为了尽量避免上述现象，液位采取反应器液位—C 物料流量串级控制，其中液位控制作为主回路，C 物料流量控制作为副回路，主控制器采用 PD 控制方式，副控制器采用 P 控制规律，其构成的闭环回路如图 2.1 所示。当向反应釜加入 C 物料时，该系统自动投入运行，通过控制阀门 V6 来加入 C 物料，使系统液位保持在 1.37m。液位系统的工艺流程图如图 2.2 所示。

同理，在向 A、B 物料计量罐加物料时，控制其液位也可以采用这种方式，

这里不再赘述。



3. 串级控制参数整定方法

根据串级控制控制系统的设计原则，主、副过程的时间常数应适当匹配，要求其时间常数之比在 3 到 10 范围内。这样，主、副回路的工作频率和操作周期相差很大，其动态联系很小，可忽略不计。所以，副调节器参数按单回路系统方法整定后，可以将副回路作为主回路的一个环节，按单回路控制系统的整定方法，整定主调节器的参数，而不再考虑主调节器参数对副回路的影响。

过程中对于主参数的质量要求很高，对副参数的指标要求较低，设置副参数的目的是为了进一步提高主参数的控制质量。在副调节器的参数整定好后，再调节主调节器参数。这样，只要主调节器的参数得到保证，副参数的控制质量可以牺牲一些。

采用两步整定法，第一步整定副调节器参数，第二步整定副调节器参数

- 1) 在工况稳定、主回路闭合，主、副调节器都在纯比例作用的条件下，主调节器的比例度置于 100%，用单回路控制系统的衰减曲线法整定，求取副调节器的比例度 δ_{2s} 和操作周期 T_{2s} 。

- 2) 将副调节器的比例度置于所求的数值 δ_{2s} 上, 把副回路作为主回路的一个环节, 用同样的方法整定主回路, 求取主调节器的比例度 δ_{1s} 和操作周期 T_{1s} 。
- 3) 根据求的 δ_{1s} 、 T_{1s} 、 δ_{2s} 、 T_{2s} 的数值, 按单回路系统衰减曲线法整定公式计算主副调节器的比例度 δ 和微分时间的数值 T_D 。
- 4) 按先副后主的整定程序, 设置主副调节器的参数, 再观察过渡过程曲线, 必要时进行适当调整, 直到系统质量达到最佳为止。

4. 阀门特性选择

参与该阶段反应的阀门主要是 C 物料的进料阀 V6。

阀门流量特性: 阀门流量特性的选择一般有数学分析法和经验法两种, 但是在许多工程应用问题中, 过程特性往往是较难获得的, 所以通常采用经验法来选择调节阀的流量特性。根据附表 1 (以后设计中阀门特性选取也是利用附表 1 给出的经验特性), 阀门 V6 选用直线流量特性即可。

气开气关式选择: 考虑到事故状态时人身、工艺设备的安全, 一旦发生事故, 阀门 V6 应处于全关状态, 禁止加入 C 物料, 防止反应继续进行, 所以该阀门采用气开式。

垫片: 垫片是阀门产生外泄的关键因素之一。这里采用金属平垫片: 型号 0Cr18Ni9。

阀门结构: 阀门 V6 的功能是调节流量, 所以需要采用旋转式或夹紧式阀门, 这里用球阀。该种阀门具有良好的流体控制特性, 并且使用于工作条件恶劣的介质。

阀门连接方式: 为了使阀门安装和拆卸都比较方便, 这里用法兰式连接。

阀门口径的选择: 阀门口径的合适与否将直接影响到控制效果。控制阀口径的选择是由控制阀流量系数 K_v 决定的。流量系数 K_v 表示的是控制阀容量的大小, 是表示控制阀流通能力的参数, 这里要求 C 物料下料流量最大 42.77t/h, 具体的计算方法见附件 2。

2.2 温度控制系统设计

2.2.1 温度变化过程分析

在化学反应釜中进行的反应一般属于放热反应，其反应放热量大，但传热效果却不理想，一般具有大滞后、非线性等特征，所以控制其反应温度的平稳已成为过程控制中的一个难题。

化学反应釜温度变化可以分为三个阶段。

第一阶段：0℃~45℃，反应加热阶段。这时需适当打开夹套蒸汽加热阀 S6，使反应釜温度 T1 以 0.1℃/s ~0.2℃/s 的速率上升至 45℃左右停止加热，这一阶段温度基本属于线性变化，控制较为简单，仅需按照顺序控制手工操作即可，要注意限制温度的变化率。

第二阶段：45℃~65℃，反应过渡阶段。反应靠自身的放热效应不断加快反应速度。

第三阶段：65℃~121℃，温度上升及保持阶段。这阶段要调节夹套冷却水阀门 V8 及蛇管冷却水阀门 V7，使反应温度以一定的速率上升并维持在 121℃左右，本次设计主要针对这一阶段进行。

2.2.2 反应器温度动态特性描述

反应釜内部进行的是放热反应。为了控制反应的温度，必须通过载热体（冷却剂）由夹套和蛇管移去部分热量。现求取输入参数为冷却剂入口温度 θ_c ，输出参数为反应物温度，即 $\theta_c \rightarrow \theta$ 通道的动态模型。

热量平衡关系（釜内的热量平衡）为：

$$\frac{dQ}{dt} (\text{反应器内储热量的变化}) = Q_1 (\text{放出热量}) - Q_2 (\text{除去热量}) \quad (2-1)$$

反应器内化学反应所产生的热量（单位时间）：

$$Q_1 = \frac{G}{\rho} x_0 y H \quad (2-2)$$

式中 G —反应物的质量流量， kg/s ；

ρ —反应物的密度， kg/m^3 ；

x_0 —反应物的浓度， mol/m^3 ；

H —每摩尔的反应热， J/mol ；

y —转化率。

在不考虑反应器热损失的前提下，由反应物和载热体冷却所带走热量的总和

为：

$$Q_2 = G_{c_p}(\theta - \theta_f) + KF(\theta - \theta_c) \quad (2-3)$$

式中 θ_c — 冷却剂入口温度；

θ_f 、 θ — 分别表示反应器的进料温度和出料温度（即反应器内的温度）；

c_p — 反应物的比热容（假定随着反应进行，组分变化，而 c_p 为常数）；

K — 载热体与反应器内物料总传热系数；

F — 传热面积。

反应器内储热量的变化为：

$$\frac{dQ}{dt} = V_{\rho c_p} \frac{d\theta}{dt} \quad (2-4)$$

式中 V 为反应器的容积。

把式 (2-4)、式 (2-3)、式 (2-2) 代入式 (2-1)，即可得到反应器的动态方程式为：

$$V_{\rho c_p} \frac{d\theta}{dt} = \frac{G}{\rho} x_0 y H - G_{c_p}(\theta - \theta_f) - KF(\theta - \theta_c) \quad (2-5)$$

将方程式 (2-5) 进行增量化， $\Delta\theta_f = 0$ ，得：

$$V_{\rho c_p} \frac{d(\Delta\theta)}{dt} = \frac{G}{\rho} x_0 \Delta y H - G_{c_p} \Delta\theta - KF(\Delta\theta - \Delta\theta_c) \quad (2-6)$$

对式 (2-6) 消去中间变量 Δy ，并进行线性化处理。

$$y = (\theta, x)$$

对本系统，假定 x 变化很小，即 $x = x_0$ ，则 $\Delta y = \left(\frac{\partial y}{\partial \theta} \right)_{x_0} \Delta\theta$ 。由于在小范围

内 $\left(\frac{\partial y}{\partial \theta} \right)_{x_0}$ 为常数 K_y ，则把 y 与 θ 的非线性关系经线性化近似后变为：

$$\Delta y \approx K_y \Delta\theta \quad (2-7)$$

把式 (2-7) 代入 (2-6) 可得：

$$V_{\rho c_p} \frac{d(\Delta\theta)}{dt} (KF + G_{c_p} - \frac{G}{\rho} x_0 K_y H) \Delta\theta = KF \Delta\theta_c \quad (2-8)$$

对微分方程 (2-8) 经拉氏变化得:

$$\frac{\Theta(s)}{\Theta_c(s)} = \frac{K_p}{T_p s + 1} \quad (2-9)$$

式中

$$K_p = \frac{KF}{KF + G_{c_p} - \frac{G}{\rho} x_0 K_y H}$$

$$T_p = \frac{V \rho c_p}{KF + G_{c_p} - \frac{G}{\rho} x_0 K_y H}$$

由此可见, 这个非绝热反应器关于 $\theta_c \rightarrow \theta$ 通道的动态特性, 可以用一个一阶微分方程来描述, 其传递函数是一个一阶滞后环节。注意: 在推导过程中忽略了反应器夹套间壁热容量, 且假定釜内温度的分布式均匀的, 因此可简化为一个集中参数的对象了。

2.2.3 升温速率控制系统设计

1. 被控变量和操作变量的选取

该阶段属于温度的上升阶段, 需要调节夹套冷却水阀门 V8 及蛇管冷却水阀门 V7, 使反应釜内温度 T1 以一定的速率稳步上升, 因此选择 V7、V8 为操作变量, 温度 T1 为被控变量。

2. 控制方案确定

在这一阶段温度的变化只需控制温度的上升率, 使其保持在 $0.1^\circ\text{C/s} \sim 0.2^\circ\text{C/s}$ 即可。因为温度变化具有很大的延时性, 即使加反馈也会存在滞后, 所以这里采用“反馈+前馈”的控制方式, 它将温度变化的速度加到 PID 的输出上, 如图 2.3 所示, 如果在实验中较准确测得前馈模型 (为一比例因数用字母 K_p 代替), 那么被调量将严格跟随速率变化信号, 并且不产生超调。

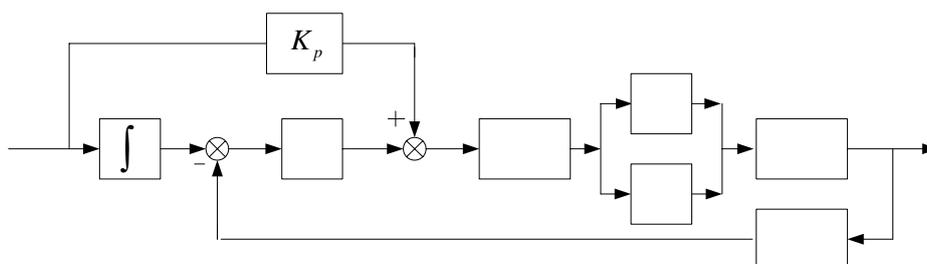


图 2.3 温度变化率控制系统

在温度的上升阶段，需要同时调节夹套冷却水调节阀和蛇形管冷却水调节阀，分程控制能够很好地满足这一要求。在温度控制系统中也可以使用分程控制器来调节两个调节阀开度（如图 2.4 所示）。本次设计中，当温度在 $65^{\circ}\text{C}\sim 90^{\circ}\text{C}$ 时只调节夹套冷却水调节阀 V8，在 $90^{\circ}\text{C}\sim 121^{\circ}\text{C}$ 时保持 V8 开度不变，调节蛇形管冷却水调节阀 V7，调节阀的同向动作如图 2.4 所示。

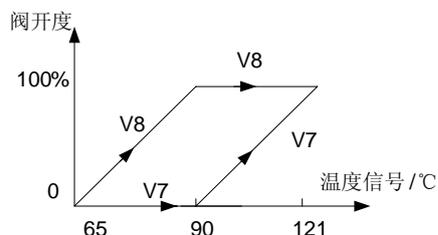


图 2.4 调节阀同向动作图

3. 阀门特性选择

本阶段主要是通过调节夹套冷却水阀门 V8 及蛇管冷却水阀门 V7 来控制温度，所以确定两个阀门的特性如下：

阀门流量特性：因为温度变化为一非线性过程，所以根据附表 1，阀门 V7、V8 选用对数流量特性。

阀门气开或气关式选择：从安全方面考虑，当反应釜发生故障时，可保证事故状态下调节阀以最快速度达到全开状态来降低反应釜的温度，所以选用气关式。

垫片选择：金属平垫片：0Cr18Ni9。

阀门类型：蝶阀。蝶阀体积小，重量轻，只有少数几个零件组成，而且只需旋转 90° 即可快速开启关闭，操作简单。同时该型阀门具有良好的流体控制特性。

阀门口径选择：阀门口径的选择必须满足其通过介质的最大流量。蛇管冷却水入口流量最大 42.84t/h ，夹套冷却水最大流量 72.84t/h 。具体计算方法见附件 2。

因为阀门 V7，V8 实现的功能基本相同，所以如果不做特殊说明，阀门特性均相同。

2.2.4 温度保持控制系统设计

1. 控制方案确定

温度的变化具有很强的滞后性,采用单回路控制系统并不能满足系统温度变化的要求。通过分析反应过程发现,压力的变化超前于温度的变化,压力的变化及其测量都要比温度来的快,为了取得较好的控制效果,本次设计采用反应釜温度—压力串级控制来达到对温度的控制要求。

该串级控制系统以反应釜压力为副被控变量,温度为主被控变量,其副回路起着对温度变化的粗调作用,而主回路则完成对温度的细调作用。在反应过程中该系统能及时感受到扰动的影响,提前产生控制作用,改善反应釜的滞后,从而提高对反应温度的控制作用。

反应的最终温度需控制在 121°C 左右,控制精度要求较高,单一的串级控制并不能满足精度的要求,所以可采用压力补偿信号来补偿温度的测量,补偿后的控制效果比单纯的串级控制方案效果相对要好,其计算装置如图 2.5 所示。

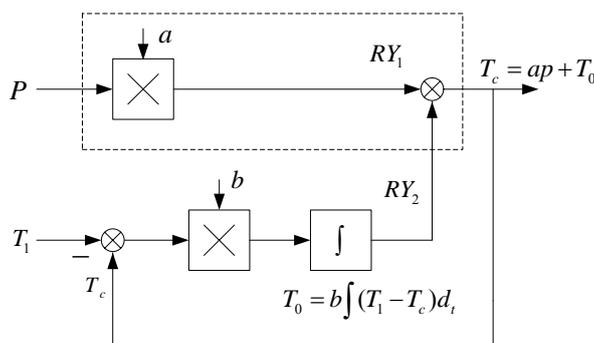


图 2.5 具有压力补偿的温度控制系统计算装置

温度控制系统的测量信号 T_c 不是釜内的温度测量值,而是经过釜压校正后的值。校正装置由 RY_1 、 RY_2 两个运算装置组成。其中 RY_1 是计算温度的,运算式为:

$$T_c = ap + T_0 \quad (2.10)$$

而 RY_2 是校正计算值用的,其运算式为:

$$T_0 = b \int (T_1 - T_c) dt \quad (2.11)$$

压力补偿校正的思路是这样的:首先假定温度 T 与压力 p 具有如式 (2.10) 的线性关系,这样可根据压力计算出对应的温度值。实际上 $T-p$ 之间存在非线性

性关系，所以再按非线性加以校正。由于压力、温度关系改变的比较缓慢，故可按式 (2.11) 逐步校正。

这种具有压力补偿校正的温度控制，在使用中与温度-压力串级控制相结合，能够取得较好的试验效果。其综合后的系统框图如图 2.6 所示，在该系统中也使用分程控制来调节阀门开度，具体方法跟温度上升系统相似，这里不再叙述。

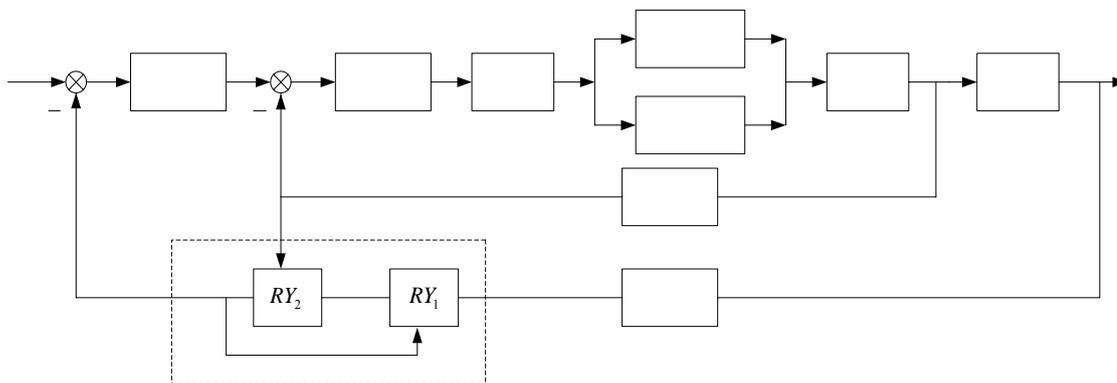


图 2.6 温度控制系统框图

该阶段整个温度系统的工艺流程如图 2.7 所示。

2. 主、副调节器控制规律的选择

在串级控制系统中，主、副调节器所起的作用是不同的。主调节器起定值控制作用，副调节器起随动控制作用。

压力副调节器参数的设置是为了保证温度主回路参数的控制质量，可以在一定范围内变化，允许有余差，因此副调节器只要选 P 控制规律就可以了。

温度回路主参数的设置是本次设计工艺操作的主要指标，允许波动的范围比较小，要求无余差。因为反应釜温度系统具有大时滞、时变、非线性等特征，并

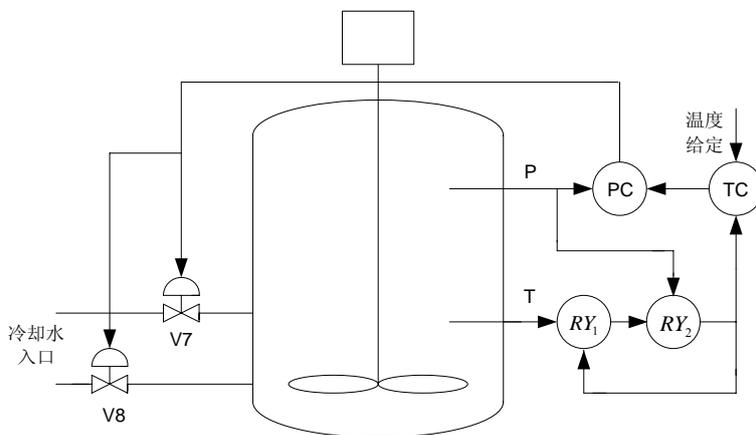


图 2.7 温度控制系统工艺流程图

不能得出精确的数学模型，所以传统的 PID 的控制规律不能很好地满足系统的要求。而模糊控制是将操作者或专家的控制经验和知识转化为控制规则，并不完全依赖于系统模型，具有较好的鲁棒性。所以在本次设计中采用模糊自适应 PID 控制，如图 2.8、2.9 所示。这样既利用模糊控制克服了系统的非线性特性，又利用 PID 克服了在偏差趋于零时，模糊控制可能产生的震荡和稳态误差。

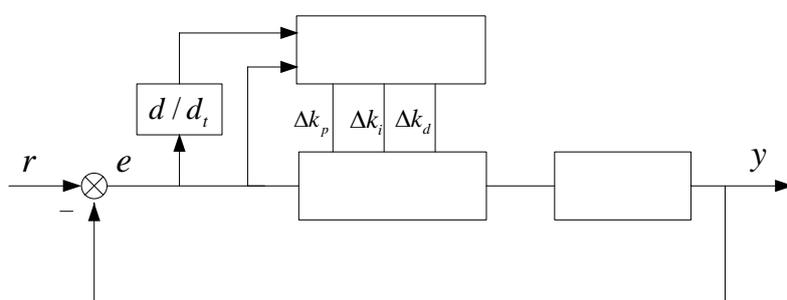


图 2.8 模糊自适应 PID 原理框图

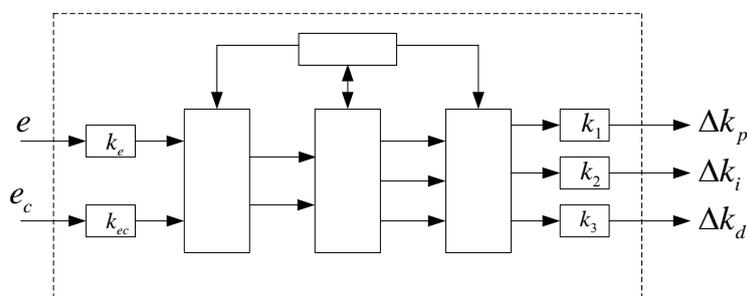


图 2.9 模糊控制器组成

模糊自整定 PID 是在 PID 算法的基础上，改善了常规 PID 控制器参数整定不良、性能欠佳、对运行工况适应性差的缺点，它先把模糊控制规则以及有关信息（如评价目标、初始 PID 参数等）作为知识存入计算机知识库中，通过计算当前系统误差 e 和误差变化率 ec ，用模糊规则进行模糊推理，查询模糊矩阵表进行参数调整。模糊控制设计的核心是总结工程设计人员的技术知识和实际操作经验，建立合适的模糊规则表，得到针对 k_p ， k_i ， k_d 三个参数分别整定的模糊控

模糊控

PID控

制表。

k_p 的模糊规则表见表 1。

表 1 k_p 的模糊规则表

Δkp e \ ec	NB	NM	NS	ZO	PS	PS	PB
NB	PB	PB	PM	PM	PS	ZO	ZO
NM	PB	PB	PM	PS	PS	ZO	NS
NS	PM	PM	PM	PS	ZO	NS	NS
ZO	PM	PM	PS	ZO	NS	NM	NM
PS	PS	PS	ZO	NS	NS	NM	NM
PM	PS	ZO	NS	NM	NM	NM	NB
PB	ZO	ZO	NM	NM	NM	NB	NB

k_i 的模糊规则表见表 2。

表 2 k_i 的模糊规则表

Δki e \ ec	NB	NM	NS	ZO	PS	PM	PB
NB	NB	NB	NM	NM	NS	ZO	ZO
NM	NB	NB	NM	NS	NS	ZO	ZO
NS	NB	NM	NS	NS	ZO	PS	PS
ZO	NM	NM	NS	ZO	PS	PM	PM
PS	NM	NS	ZO	PS	PS	PM	PM
PM	ZO	ZO	PS	PS	PM	PB	PB
PB	ZO	ZO	PS	PM	PM	PB	PB

k_d 的模糊规则表见表 3

表 3 k_d 的模糊规则表

Δkd e \ ec	NB	NM	NS	ZO	PS	PM	PB
NB	PS	NS	NB	NB	NB	NM	PS
NM	PS	NS	NB	NM	NM	NS	ZO
NS	ZO	NS	NM	NM	NS	NS	ZO
ZO	ZO	NS	NS	NS	NS	NS	ZO

PS	ZO						
PM	PB	NS	PS	PS	PS	PS	PB
PB	PB	PM	PM	PM	PS	PS	PB

k_p , k_i , k_d 的模糊控制规则表建立好后, 可根据如下方法进行 k_p , k_i , k_d 的自适应校正。反应中温度的变化 e 的范围是 $[-5^{\circ}\text{C}, 5^{\circ}\text{C}]$, 温度的变化率 ec 的范围是 $[-0.25, 0.25]$ 。然后将系统误差 e 和误差变化率 ec 变化范围定义为模糊集上的论域。 $e, ec = \{-5, -4, -3, -2, -1, 0, 1, 2, 3, 4, 5\}$

其模糊子集为 $e, ec = \{NB, NM, NS, O, PS, PM, PB\}$, 子集中元素分别代表负大, 负中, 负小, 零, 正小, 正中, 正大。设 e , ec 和 k_p , k_i , k_d 均服从正态分布, 因此可得出模糊子集的隶属度, 根据各模糊子集的隶属度赋值表和各参数模糊控制模型, 应用模糊合成推理设计 PID 参数的模糊矩阵表查出修正参数代入式 (2-12)、式 (2-13)、式 (2-14) 计算:

$$k_p = k'_p + \{e_i + ec_i\}_p \quad (2-12)$$

$$k_i = k'_i + \{e_i + ec_i\}_i \quad (2-13)$$

$$k_d = k'_d + \{e_i + ec_i\}_d \quad (2-14)$$

在线运行过程中, 控制系统通过对模糊逻辑规则的结果处理、查表和运算, 完成对 PID 参数的在线自校正。其程序流程图如图 2.10 所示。

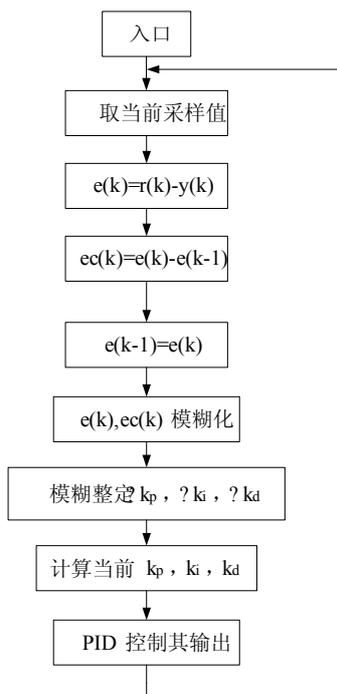


图 2.10 模糊自适应 PID 程序流程图

用 Matlab 中的 Simulink 模块对系统进行仿真，仿真电路如图 2.11 所示。上半部分为模糊自适应 PID 控制器仿真，下半部分为传统 PID 控制器仿真。阶跃信号模拟的是最终温度的维持值（控制要求为 121℃）。仿真结果如图 2.12 所示，可以看出，模糊自适应 PID 控制其响应特性明显优于传统 PID 控制，具有较好的鲁棒性。黄线为模糊自适应 PID 控制器仿真曲线，红线为传统 PID 控制器仿真曲线。

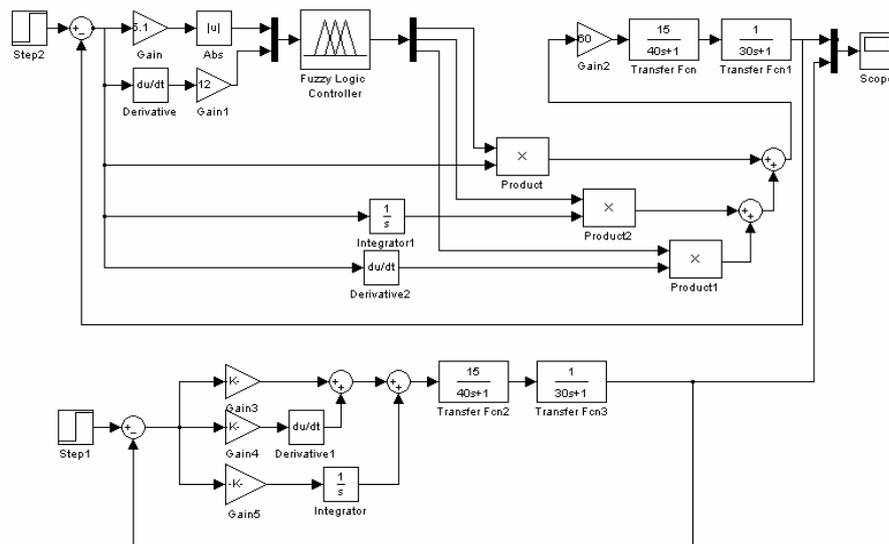
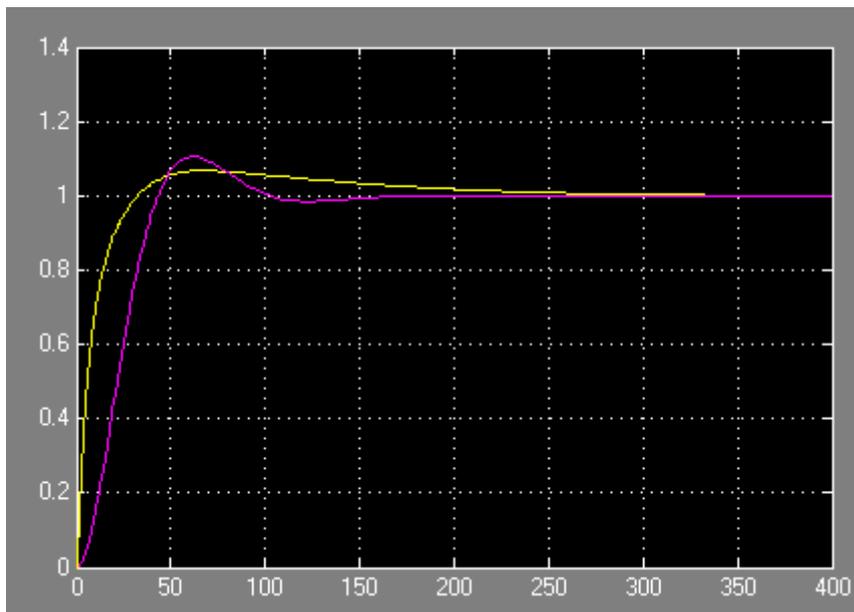


图 2.11 simulink 电路仿真图



2.3 主产物产率控

图 2.12 模糊自适应 PID 仿真曲线

制系统设计

为得到一定转化率的产品，必须对反应器最终产物的产率进行控制。反应主产物 D 的产率主要受到升温速度、保温时间与温度的影响，在反应中无法在线采集，所以选取温度作为间接参数来控制主产物产率，只要严格控制升温速度、保温时间与温度变化，相信能够取得较为理想的产品转化率。

2.4 安全控制系统设计

为了防止反应进入危险区域和不正常工况，必须设计一些安全控制系统，在本次设计中，安全控制系统主要包括两个方面：一是液位超限报警，二是压力超限报警。

1. 液位超限报警系统

在向反应釜中加入物料 C 时，应保证最终液位 L4 在等于 1.37m 时，及时关闭 V6，否则液位将继续上升。当液位大于 1.6m 时，将引起液位超限报警。因为液位超限具有不可逆性，在只进不出的间歇反应釜中无法调节，所以必须严格控制液位，防止超限，这在本章液位控制系统设计中详细介绍过，这里不在叙述。

2. 压力超限报警系统

压力的变化关系着反应是否能够安全地进行，虽然在温度-压力串级控制系

统中已经对压力作了一些限制，但仍然要防止其超限报警。这里设计了一套压力安全报警系统，如图 2.13 所示。

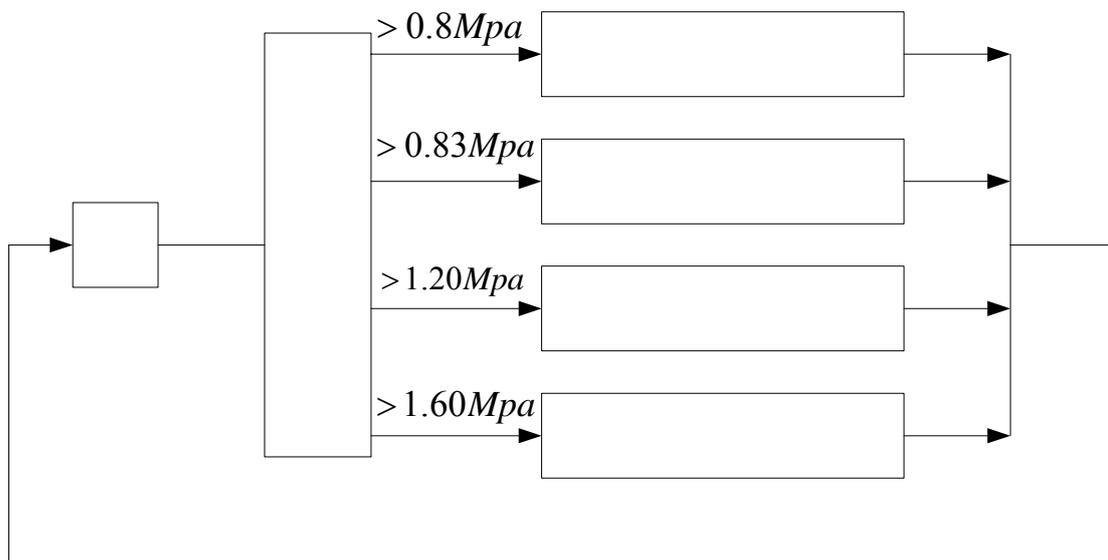


图 2.13 压力报警系统设计

压力报警控制器为一选择控制器，一共有四路输出。压力报警控制器，当压力 $P7 > 0.8Mpa$ 时，加强对 V8 和 V7 的调节，如果反应釜压力上升过快，已将 V8 和 V7 开到最大，仍压制不住压力的上升，可迅速打开放空阀 V10，进行强制冷却；第二路，当压力 $P7 > 0.83Mpa$ 时，关闭反应釜搅拌电机开关 S8，一旦压力下降，关闭 V10，同时开启反应釜搅拌电机开关 S8；第三路，当压力 $P7 > 1.20Mpa$ 时，迅速打开放空阀 V5（代替），强行泄放反应釜压力；第四路，当压力 $P7 > 1.60Mpa$ 时，紧急事故报警闪光，反应处于冻结状态。

3. 顺序控制方案设计

系统的反应过程主要经过以下几个阶段，如图 3.1 所示。

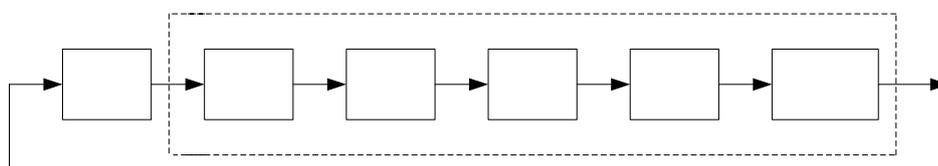


图 3.1 反应工艺流程框图

系统具体的顺序控制步骤如下：

(1) 检查各开关、手动阀门是否关闭。

(2) B 物料计量备料。检查并确认 B 物料计量罐下料阀 V5 是否关闭，打开上料泵 S2、上料阀 V2，直至计量罐液位达到溢流管 (1.0m)，关闭 V2 和 S2。

(3) A 物料计量备料。检查并确认 A 物料计量罐下料阀 V4 是否关闭，打开上料泵 S4，上料阀 V3，直至计量罐液位达到溢流管 (0.64m)，关闭 V3 和 S4。

(4) 向缩合反应釜加入三种物料。打开 A 物料计量罐下料阀 V4，直至液位 L2 下降至 0.0m，即关闭 V4。打开 B 物料计量罐下料阀 V5，当液位 L3 下降

至 0.0m，即关 V5。打开 C 物料阀 V6，液位自动控制系统投入运行。

(5) 迅速检查并确认：进料阀 V4、V5、V6，出料阀 V9 是否关闭。

(6) 开启反应釜搅拌电机 S8。

(7) 适当打开夹套蒸汽加热阀 S6，反应釜内温度 T 逐渐上升。注意调节应使温度上升速度在 $0.1^{\circ}\text{C}/\text{s} \sim 0.2^{\circ}\text{C}/\text{s}$ 以内。

(8) 当温度 T1 上升至 45°C 左右应停止加热，关闭夹套蒸汽加热阀 S6。

(9) 当反应釜温度上升至 65°C 左右（釜压 0.18Mpa 左右），间断小量开启夹套冷却水阀门 V8 及蛇管冷却水阀门 V7，控制反应釜的温度和压力上升速度，提前预防系统超压，温升控制系统自动运行。

(10) 在 $95^{\circ}\text{C} \sim 110^{\circ}\text{C}$ 反应进入剧烈难控的阶段，应充分加强对 V8 和 V7 的调节，温升控制系统仍自动运行。

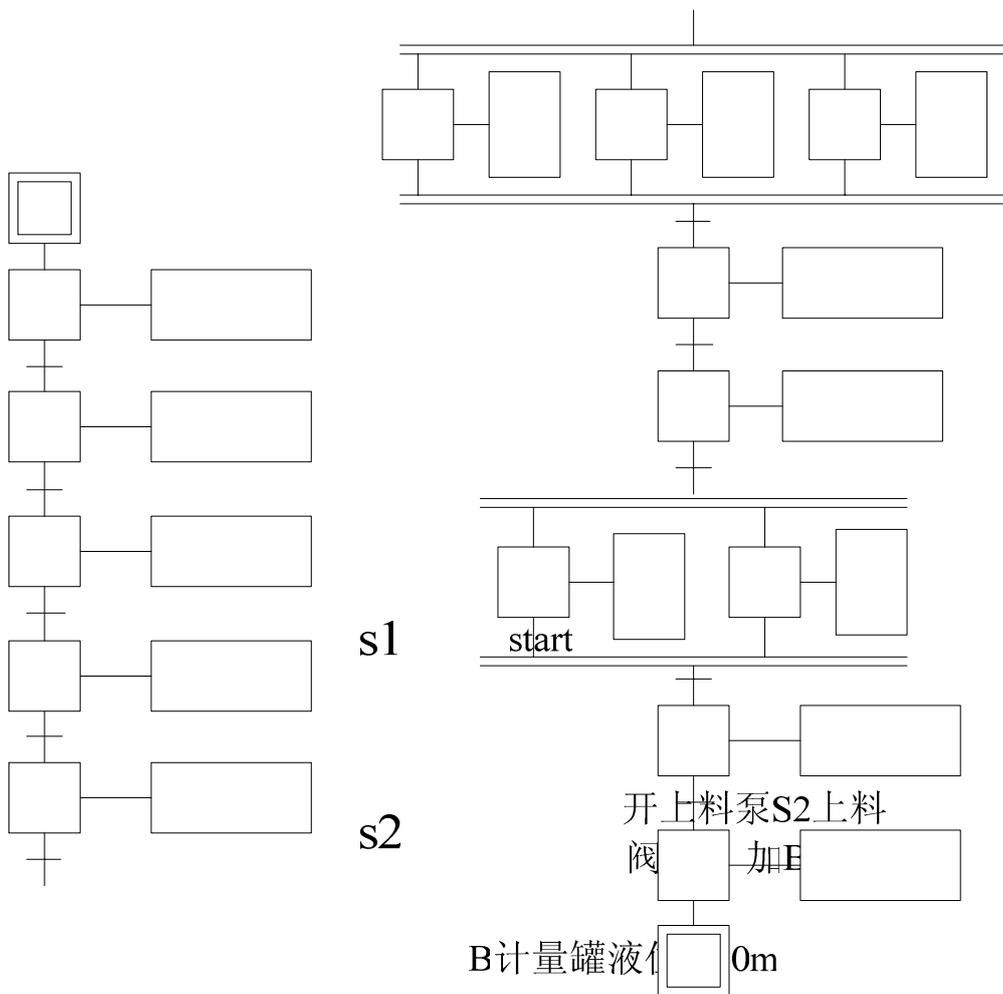
(11) 当反应温度达到 121°C ，温度保持控制系统自动运行，使反应温度维持在 121°C 5~10 分钟，与此同时，压力报警系统自动投入运行。

(12) 完成保温后，即可进入出料及反应釜清洗阶段。首先打开放空阀 V5 约 10s，放掉釜内残存的可燃气体。

(13) 关闭放空阀 V5。

(14) 开出料泵 S5，出料阀 V9，观察反应釜液位 L4 逐渐下降，当液位下降至 0.0m 时，关闭 S5 和 V9。

顺序控制流程图如图 3.2 所示。



s1

s2

s3

s4

4. 硬件系统设计

液位L2=0.0m

4.1 PCS 7 系统结构及硬件配置

西门子 SIMATIC PCS 7 系统为工业自动化和过程控制范围的硬件、软件、组态、配置和诊断工具。其过程控制系统是一个全集成的、结构完整、功能完善、面向整个生产过程的过程控制系统，可以应用于所有工业领域，包括过程工业，制造工业，混合工业以及工业所涉及的所有制造和过程自动化产品，本

s6

总液位L4=1.37m

s7

浙大自

次设计的 PCS7 系统结构图如图 4.1 所示。

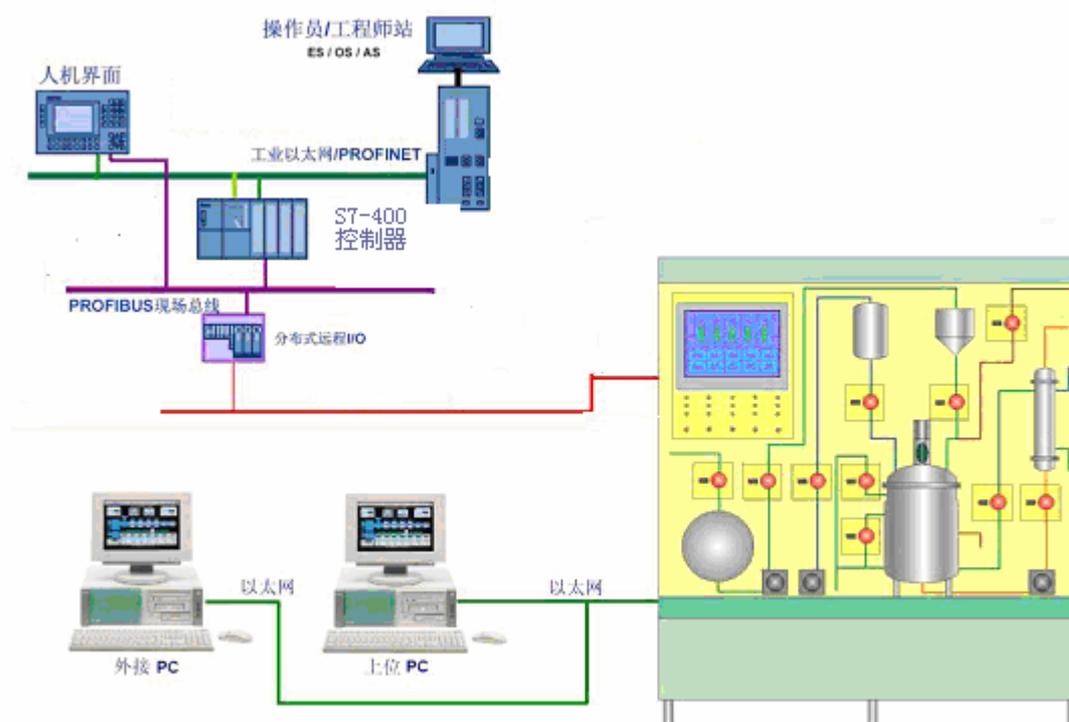


图 4.1 PCS 系统结构图

本次设计采用分布式 I/O 设备，也就是说 CPU 位于中心，而 I/O 设备位于 CPU 控制器较远的地方。CPU 控制器和 I/O 设备之间的平稳通信通过 PROFIBUS-DP 来实现。PROFIBUS-DP 是使用较为广泛的通信协议集。在速度、效益和低连接成本方面进行了最优化设计，专门用于在自动化系统和分布式外围设备之间进行通信。DP 在过程自动化中使用 4mA~20mA 或 Hart 的模拟信号传输。

4.2 输入输出点数确定

根据系统的控制要求及反应过程，确定系统的输入输出点数如表 4.1 所示。

表 4.1 输入输出点数一览表

I/O 变量类型	总数	符号及说明
----------	----	-------

模拟量输入	8 个	A 物料计量罐液位 L2, B 物料计量罐液位 L3 反应器液位 L4, 反应温度 T1 反应压力 P7, B 物料上料流量 F2 A 物料上料流量 F3, C 物料下料流量 F6
模拟量输出	9 个	B 物料上料阀 V2, A 物料上料阀 V3 A 物料下料阀 V4, B 物料下料阀 V5 C 物料下料阀 V6, 蛇管冷却水入口阀 V7 夹套冷却水入口阀 V8, 反应物出料阀 V9 高压水入口阀 V10
数字量输出	5 个	B 物料上料泵开关 S2, A 物料上料泵开关 S4 反应物出口泵开关 S5, 加热蒸汽阀 S6 搅拌电机开关 S8

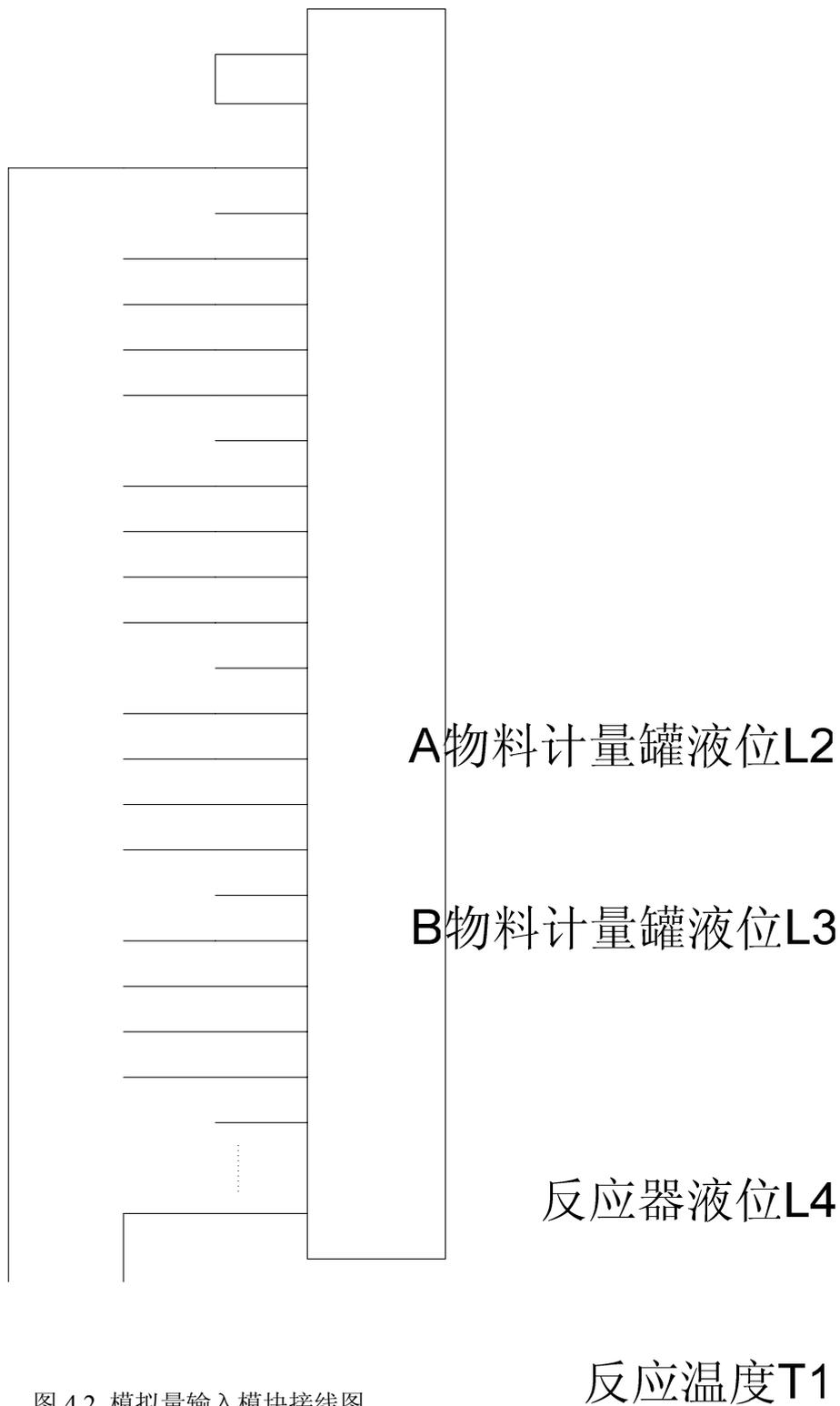
4.3 系统硬件配置及接线

PCS7 的自动化系统使用 S7-400 的组件, S7-400 控制器采用模块化设计, 无风扇, 鲁棒性, 并可高度扩展。S7-400 控制器拥有全面的通讯设备、集成的系统功能, 可以连接到集中式或分散式 I/O。本次设计 S7-400 组件所需的配置如表 4.2 所示。

表 4.2 系统配置表

名称	型号 (订货号)	数量
CPU	CPU417-4DP	1
分布式站点	ET200M	1
模拟量输入模块	6EST431-7QH00-0AB0	1
模拟量输出模块	6EST432-1HF00-0AB0	2
数字量输出模块	6EST421-7BL00-0AA0	1
电源模块	PS407	1

模拟量输入模块接线如图 4.2 所示。订货号为 6EST431-7QH00-0AB0, 输入点数为 16 点, 额定输入电压为 DC24V。



模拟量输出模块接线如图 4.3 所示。模拟量输出模块 SM432 只有一个型号，
订货号为 6ES7 432-1HF00-0AB0。输出点数为 8 点，本次设计共有 9 个模拟输出

反应压力P7

B物料上料流量F2

量，所以需要两块，额定负载电压 DC24V，输出电压范围为-10V~10V，0~10V 和 1~5V；输出电流范围为-20mA~20mA，0mA~20mA 和 4mA~20mA。

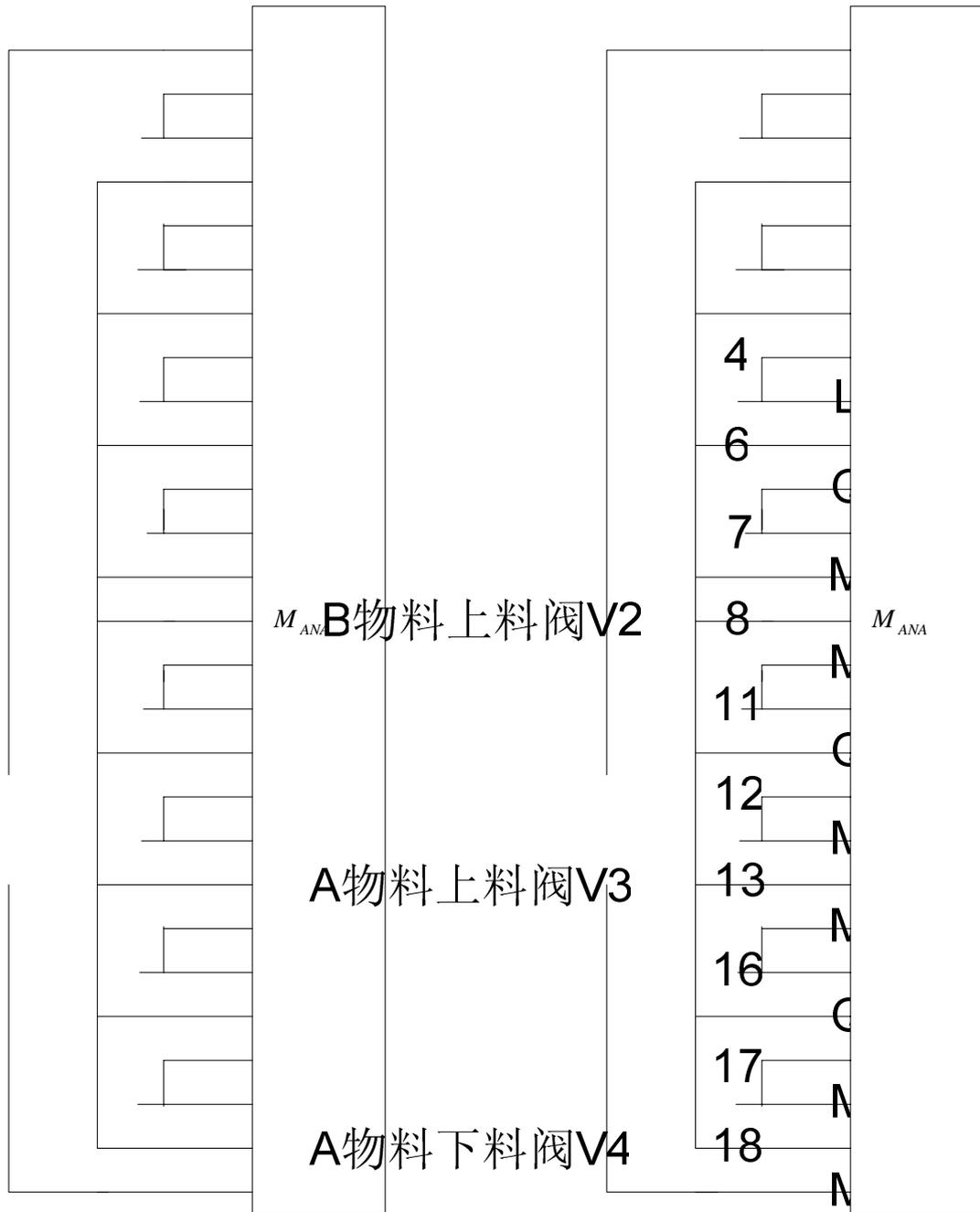


图 4.3 模拟量输出模块接线图

数字量输出模块接线如图 4.4 所示。订货号为 6EST421-1BL00-0AA00，输出点数为 32 点，额定负载电压为 DC24V，最大输出量流 0.5A

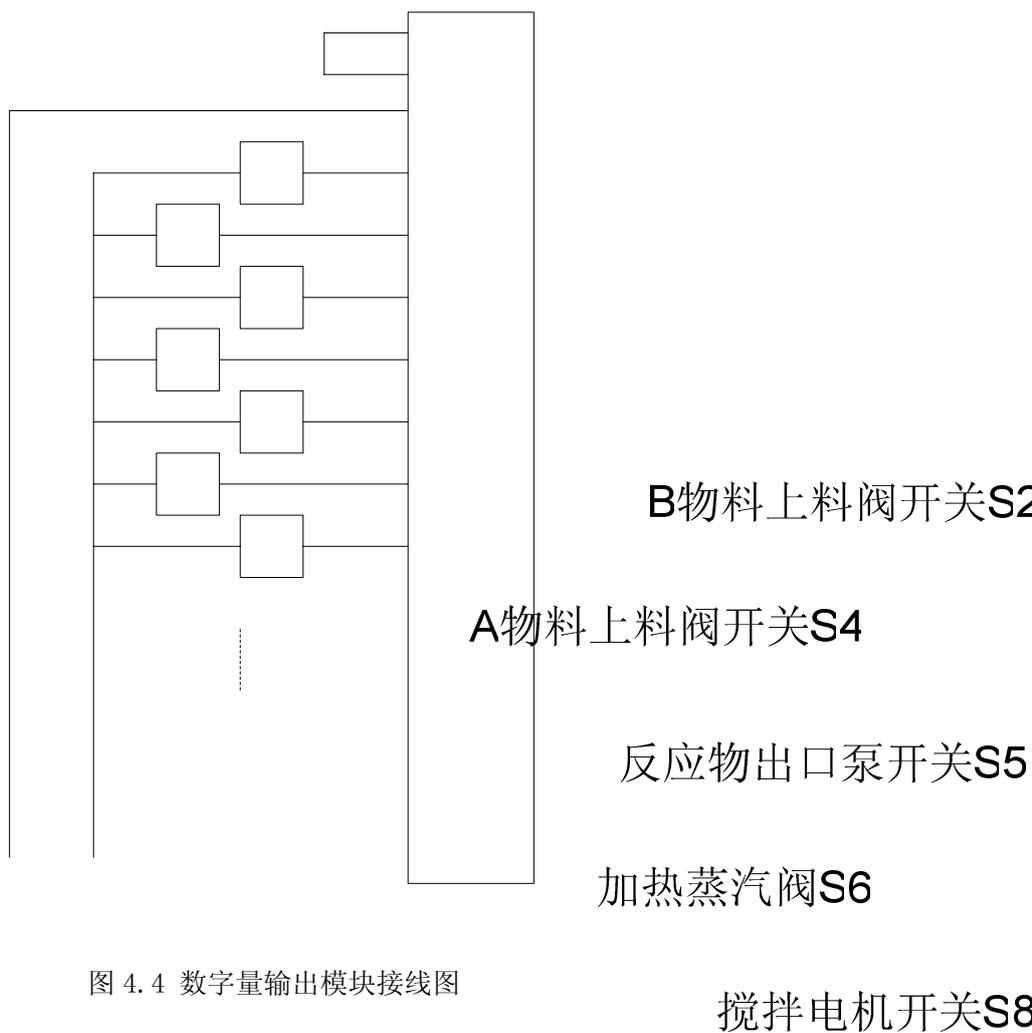


图 4.4 数字量输出模块接线图

5. 结论

本文设计了一整套的基于 PCS7 的反应釜控制系统。通过理论分析与仿真试

验验证，本方案能够实现液位控制、温度控制、压力安全控制等，具有结构清晰、运行稳定等特点，是一种切实可行的方案。

参考文献

- [1] 翁维勤，孙洪程.过程控制系统及工程.化学工业出版社，2002

- [2] 邵裕森, 戴先中.过程控制工程.机械工业出版社, 2004
- [3] F.G.Shinskey 著, 萧德云, 吕伯明 译.过程控制系统—应用、设计与整定.清华大学出版社.2003
- [4] 陶永华.新型 PID 控制及其应用.机械工业出版社.2005
- [5] 于海生等.微型计算机控制技术.清华大学出版社.2003
- [6] 廖常初.S7-300/400 PLC 应用技术.机械工业出版社.2004
- [7] 西门子公司.西门子 S7-400 技术手册.2003
- [8] 厉玉鸣.化工仪表及自动化.化学工业出版社.2006
- [9] 陆培文等.阀门选用手册.机械工业出版社.2007

附件 1

表 1 经验法调节阀流量特性的选择

控制系统		主要干扰	附加条件	选用工作流量特性
流量	给定值		带开放器	直线
			不带开放器	对数
	调节器压差		带	对数
			不	对数
温度	给定值			直线
	调节器压差			对数
	调节流量的温度			对数
	被调流体的入口温度			直线
	被调流体的流量			对数
压力	给定值		液体	对数
	相对检测点的调节阀另一侧压力			对数
	管件及设备阻力			对数
	相对检测点的另一侧压力			对数
	给定值		气体	对数
	相对检测点的调节阀另一侧压力			对数
	管件及设备阻力 相对检测点的另一侧压力			对数
液位	入口 流量	给定值		直线
		被调液位设备出口处的阻力		直线
	出口 流量	给定值		对数
		被调液位设备出口处的阻力		直线

附件 2

阀门流量系数的计算方法：

控制阀的口径选择是由控制阀流量系数 K_v 值决定的。口径选择过小，会使流经控制阀的介质达不到所需要的最大流量；口径选择过大，不仅浪费设备投资，而且使控制阀处于小开度状态。

控制阀的流量系数 K_v 表示控制阀容量的大小，是表示控制阀流通能力的参数，对于不可压缩的流体，且阀前后压差 ΔP 不太大（即流体为非阻塞流）时，其流量系数 K_v 的计算公式为：

$$K_v = 10Q\sqrt{\frac{\rho}{\Delta P}}$$

式中： ρ —介质密度， g/cm^3 ；

ΔP —管道中阀门造成的压力损失， kPa ；

Q —流经阀的流量， m^3/h 。

阀门中的压力损失 ΔP 可以用如下方法计算：

管道中由阀门所造成的压力损失可表示为：

$$\Delta P = \frac{V^2 \rho}{2g}$$

相应的流动介质的压头损失为：

$$\Delta h = K \frac{V^2}{2g}$$

式中： ΔP —管道中阀门造成的压力损失；

V —介质流量；

ρ —介质密度；

g —重力加速度；

Δh —流动介质的压头损失；

K —阀门的压力损失和头压力损失系数

因此，控制阀口径的选择实际上就是根据特定的工艺条件（即给定的介质流量、阀前后的压差以及介质的物性参数等）进行 K_v 值的计算，然后按控制阀生产厂家的产品目录，选择相应的控制阀口径，使得通过控制阀的流量满足工艺要

求的最大流量且留有一定的裕量，但裕量不宜过大。