

基于 PCS7 的带搅拌釜式反应器 (CSTR) 系统的 过程控制系统设计

摘要: 带搅拌釜式反应器 (CSTR) 系统是一种常见的化工设备, 工业生产时, 一些很重要的过程参数如进料流量、反应温度、反应物液位、反应压力等都需要加以控制。本文针对釜式反应器的工艺特点和控制要求, 给出了一套基于 PCS 7 的控制方案。在控制算法上, 综合应用了串级控制、前馈控制、变比值控制等多种控制方式。尤其是对反应器升温曲线控制, 考虑到常规 PID 控制器的控制效果不佳, 本文给出了模糊 PID 控制器的控制方案。MATLAB 仿真结果表明, 模糊 PID 控制器较传统 PID 有更好的控制效果。此外, 本文还给出了控制系统相应的硬件配置、网络拓扑结构, 以及各控制回路在西门子 PCS7 环境下的实施框图。

关键词: CSTR, PCS7, 过程控制

Design of Process Control System Based on PCS7 of Continuous Stirred-Tank Reactor System

Abstract: CSTR system is widely used in chemical production and some crucial parameters as feed flow, reaction temperature, reactant liquid level must be controlled. In this paper, an integrated control system based on Siemens PCS7 is designed according to the system characteristic and control requirement, which synthetically uses cascade control, feed-forward control, changing ratio control. Especially considering PID control may not be effective as object is reaction temperature with notable delay, fuzzy PID control is proposed and then simulated by MATLAB. The result demonstrates that it really improved the control effect. Then specific hardware configuration, network structure and software configuration is also given in order to carry out the system by Siemens PCS7.

Keywords: CSTR, PCS7, process control

1 引言

反应器是任何化学品生产过程中的关键设备, 决定了化工产品的品质、品种和生产能力。带搅拌釜式反应器是一种最为常见的反应器, 广泛的应用于化工生产的各个领域。带搅拌釜式反应器有一些非常重要的过程参数, 如: 进料流量 (进料流量比)、液体反应物液位、反应压力、反应温度等等^[1-5]。对于这些参数的控制至关重要, 其不但决定着产品的质量和生产的效率, 也很大程度上决定了生产过程的安全性。

由于非线性和温度滞后等很多因素, 使得常规方法对釜式反应器的控制效果不是很理想。本文以带搅拌釜式反应器的工业生产过程作为被控对象, 结合模糊 PID 控制、串级控制、前馈控制和变比值控制等多种控制方式, 设计了一套基于西门子 PCS7 的自动化控制系统。

本文章节安排如下: 第二部分简单介绍被控对象的工艺过程和控制要求; 第三部分介绍了控制系统的硬件设计, 给出了控制系统的硬件配置和网络拓扑结构; 第四部分介绍了控制系统的控制算法和方案设计, 给出了各控制子系统的控制方式和详细的控制算法设计, 并对各控制算法的实施给出了框图; 最后一部分, 简单对本文进行了总结。

2 系统的工艺过程及控制要求

2.1 被控对象的工艺过程

本文的被控对象为过程工业常见的带搅拌釜式反应器（CSTR）系统。反应器为标准盆头釜，反应釜直径 1000 mm，釜底到上端盖法兰高度 1376 mm，反应器总容积 0.903 m³，耐压 2.5MPa。为安全起见，要求反应器在系统开、停车全过程中压力不超过 1.5 MPa。反应器压力报警上限组态值为 1.2 MPa。反应器的工艺流程如图 1 所示。

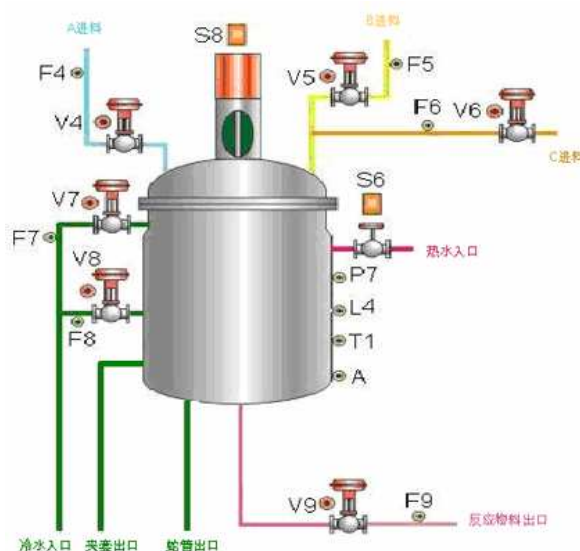


图 1 带搅拌器的釜式反应器（CSTR）

该系统中主要测控参数如表 1 所示。各个阀门的设备参数如表 2 所示，其中，Dg 为阀门公称直径、Kv 为国标流通能力。

表 1 主要测控参数一览表

F4	反应物 A 进料流量	729 kg/h
F5	反应物 B 进料流量	1540 kg/h
F6	催化剂 C 进料流量	88 kg/h
F7	冷却水流量（蛇管冷却）	最大 25 t/h
F8	冷却水流量（夹套冷却）	最大 42 t/h
F9	反应物料混合液出口流量	kg/h
T1	反应温度	℃
P7	反应压力	MPa（绝压）
L4	反应器料位	% (0-1.3m, 0-100%)

表 2 设备参数一览表

V4	反应物 A 进料阀	Dg25 Kv=3.42 (Cv=4)
V5	反应物 B 进料阀	Dg25 Kv=5.38 (Cv=6.3)
V6	催化剂 C 进料阀	Dg20 Kv=0.214 (Cv=0.25)
V7	冷却水阀（蛇管）	Dg40 Kv=25.64 (Cv=30)
V8	冷却水阀（夹套）	Dg50 Kv=42.73 (Cv=50)
V9	反应器出口阀	Dg25 Kv=8.54 (Cv=10)
S6	热水阀	开、关两种状态
S8	反应器搅拌电机开关	开、关两种状态

由图 1 可以看出，该被控对象的反应过程为反应物 A 与反应物 B 在催化剂 C 的作用下，在反应温度 $70 \pm 1.0^\circ\text{C}$ 下发生反应，生成产物 D。反应初期用热水诱发，当反应开始后由冷却水通过蛇管与夹套进行冷却。图 1 中，各参数含意如下：F4、F5 和 F6 分别反应物 A、B 和催化剂 C 的进料流量，V4、V5 和 V6 分别是 A、B 和 C 的进料阀。A 为反应器内主产物 D 重量百分比浓度，反应温度为 T1，液位为 L4。反应器出口浆液流量为 F9，由出口阀 V9 控制其流量。出口泵及出口泵开关为 S5。反应器出口为混合液，由产物 D 与未反应的 A、B 以及催化剂 C 组成。F7 为夹套冷却水入口流量，由阀 V7 进行控制。F8

为蛇管冷却水入口流量，由阀 V8 进行控制。此外，在反应初期，需要由反应器夹套加热热水来触发反应。该热水由开关阀 S6 引入。反应器搅拌电机开关为 S8。

对该被控对象，要注意反应停留时间、反应温度和反应压力。

反应停留时间：从反应物料进入反应器开始至该反应物料离开反应器为止所历经的时间称为停留时间。物料的进出流量越小，反应时间就越长，反应越充分，出口混合液中产物 D 的浓度就越高。

反应温度：该反应属于放热反应，放热反应属于非自衡的危险过程，反应温度高将导致反应速度加快，释放出热量导致反应温度进一步升高，温度迅速升高的同时，反应压力也会迅速加大，从而有可能导致火灾或者爆炸事故。因此有必要对反应温度加以控制，其主要手段是控制夹套以及蛇管冷却水的流量。冷却水流量的变化随阀门的开关变化较快、时间常数较小。当冷却水压力下降时（这种干扰在现场时有发生），即使阀位不变，冷却水流量也会下降，冷却水带走的热量减少，反应器中物料温度会上升。反应温度和反应转化率的变化属于时间常数较大的高阶特性。由于温度变化的滞后，当常规控制器进行调节效果不佳。

反应压力：反应压力的高低主要取决于反应器中反应物 A 与 B 混合气体的比例以及反应温度。在温度不变的前提下，物料 B 的百分比含量越高，系统压力越低。另外，在温度不变的条件下，调整反应物 A 与 B 的进料流量比可以在一定的范围内控制反应器内压力。在物料 A 与 B 的进料流量比不变的前提下，反应压力随反应温度变化，即反应温度上升，反应压力也同步上升，反应温度下降，反应压力也同步下降。

2.2 控制要求

1、进料流量及比例控制

要求对反应器的三股物料以一定比例进料（A：B：C=1：2.11：0.12），同时克服每股进料的流量扰动。为适应生产灵活性，以变比值方式设计控制系统。

2、反应器液位控制

要求设计液位控制系统，保证液位处于 85%，以获得较大的反应停留时间，保证反应充分进行。

3、反应温度及升温速率控制

在反应开车阶段，由冷态常温逐渐诱发反应至温度到达 70℃。在此阶段要求设计控制系统，保证升温以 0.1℃/s 的速率进行。待反应正常后，温度控制系统还需有效克服外部扰动，以保证温度稳定。

4、反应器压力安全控制

为保证反应安全，需要对压力进行安全控制系统的设计。压力高限报警为 1.2MPa。

5、反应器组份控制

为得到一定的转化率的产品，要求对反应器最终产物的组份进行控制。

6、开车步骤顺序控制

实施顺序控制，保证开车稳步进行。

3 控制系统的硬件体系结构

3.1 输入输出点选取

根据系统的工艺过程、测控参数和控制要求，本系统的输入输出点如表 3 所示。

表 3 控制系统的输入输出点数一览表

I/O 点类型	个数	说明
模拟量输入 AI	8 个	F4 反应物 A 进料流量 F5 反应物 B 进料流量 F6 催化剂 C 进料流量 F9 反应物料混合液出口流量 F7 蛇管冷却水流量 T1 反应温度 P7 反应压力 L4 反应器料位
模拟量输出 AO	6 个	V4 反应物 A 进料阀 V5 反应物 B 进料阀 V6 催化剂 C 进料阀 V7 冷却水阀（蛇管） V8 冷却水阀（加套） V9 反应器出口阀
数字量输入 DI	2 个	E6 热水阀开关状态 E8 反应器电机搅拌开关状态
数字量输出 DO	2 个	S6 热水阀 S8 反应器电机搅拌开关

3.2 硬件配置与网络结构

控制系统选用西门子 PCS 7，控制系统结构根据可靠性高和开放性好的原则进行配置。为提高系统的可靠性，现场控制站采用 S7-400 冗余系统；为提高系统的开放性，网络结构采用监控和现场设备两层网络体系结构，监控层网络采用工业以太网，现场设备层网络采用 Profibus-DP 分布式网络。控制系统的硬件配置和网络拓扑结构如图 2 所示。[

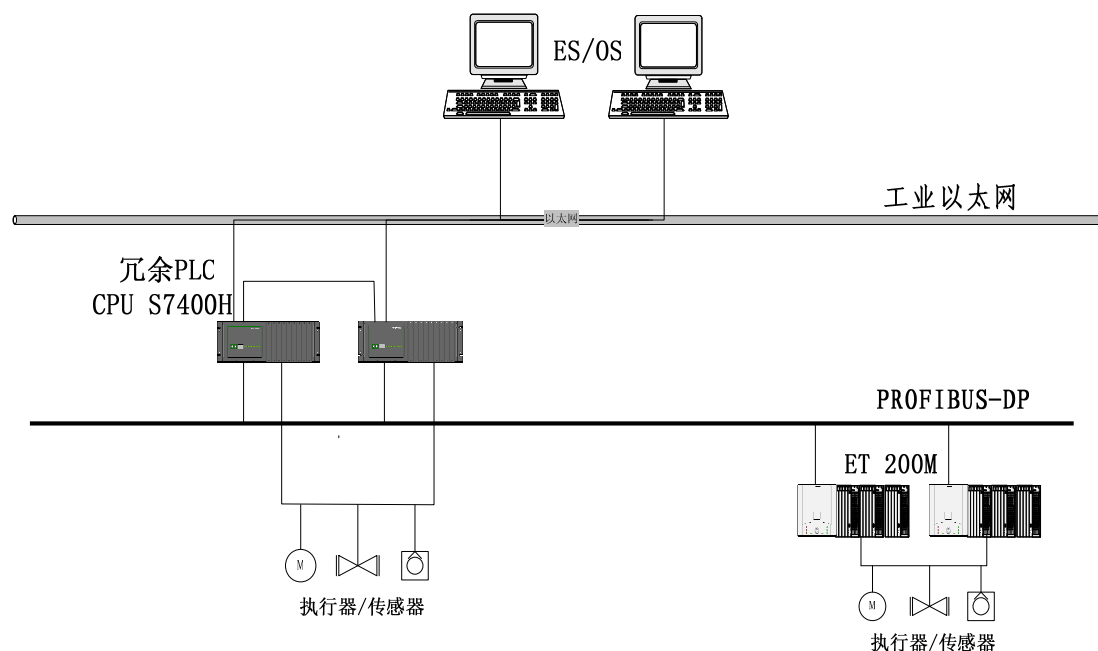


图 2 硬件配置与网络结构图

3.2.1 系统硬件配置

根据表 3，现场控制站的 I/O 模块类型^[6]和数量选择如下：

模拟量输入模块：SM 431	AI 16×16 位，	1 块
模拟量输出模块：SM 432	AO 8×13 位，	1 块
数字量输入模块：SM 421	DI 16×24VDC，	1 块
数字量输出模块：SM 422	DO16×24VDC /2A，	1 块

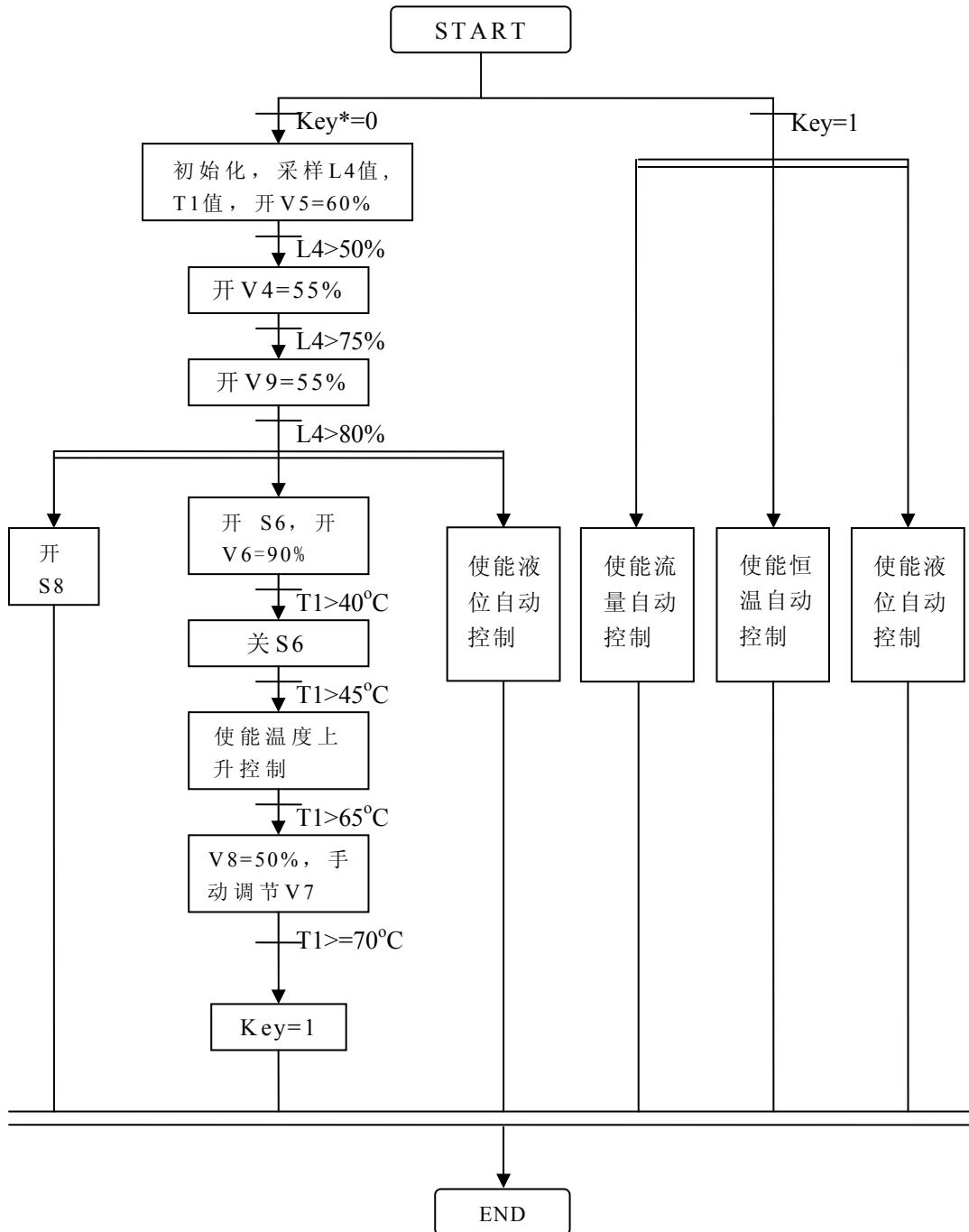
3.2.2 控制系统的功能特点及优点

本控制系统具有如下的功能特点及优点：

- 工业以太网符合国际标准 IEEE 802.3，是功能强大的区域和单元网络，它传输速率快，可达到 100Mbps，网络最大范围达 150km，并且容易并入其他网络，便于网络的扩充，所以在管理级用工业以太网连接工程师站、管理员站和现场控制站。
- 为了防止因为可编程控制器 CPU 出故障而中断生产，对 CPU 进行硬件冗余。
- 针对控制室与控制现场的距离大小，在 I/O 模块的选择上有两种方案：如果现场设备和现场传感器分布集中且离控制室很近，那么可以选择直接把信号接到与 CPU 所在的基站的 I/O 模块上；如果生产现场离控制室比较远，或者生产现场环境危险，对 CPU 的安全威胁大，则可采取分布式 I/O 模块，比如可以选择 ET200M。ET200M 放置在现场传感器和执行器附近，通过 PROFIBUS—DP 现场总线将 ET200M 与控制室的 CPU 相连，这样也可以大大节约电缆等材料。
- 选择 PROFIBUS—DP 现场总线的原因是：传输速率高，可达 12Mbps；技术成熟，易于调试和维护；易于扩容和系统升级且成本不高^[7-10]。

4 控制方案设计

根据被控对象的工艺流程和控制要求，可以得到控制系统的开车流程，如图 3 所示。



*Key 为一个自定义的状态量，初始值为 0，完成如图所示的某些开车步骤之后，将其置为 1。当其 为 1 时，使能流量、恒温、液位三个自动控制子系统。

图 3 控制系统开车流程图

4.1 流量自动控制系统

依据控制要求 1，对 A、B 两种反应物及催化剂 C 的进料流量进行比例控制。

1) 被控量与控制量的选取

很显然，被控量应为 F4、F5 和 F6，即反应物 A、B 以及催化剂 C 的进料流量。而控制量可以选为 V4、V5 和 V6，即反应物 A、B 以及催化剂 C 进料阀的开度。

2) 控制方式：手动+自动（变比值控制方式）

所有控制器均可以工作在三种方式上：即自动（闭环控制方式）、软手动或硬手动方式（开环控制方式）。自动控制方式是各个控制器根据系统偏差自动调节现场阀门开度；软手动方式是从上位机上直接对现场阀门开度进行设定；而硬手动方式则是脱开控制系统，直接对现场阀门进行开关。

3) 结构框图

这里以 B 为主物料，A、C 作为从物料。由于温度不变的条件下，调整反应物 A 与 B 的进料流量比可以在一定的范围内控制反应器内压力，可将反应压力 P7 作为变比值控制量（只是针对 A 和 B 实施变比值）结构框图如图 4 所示。

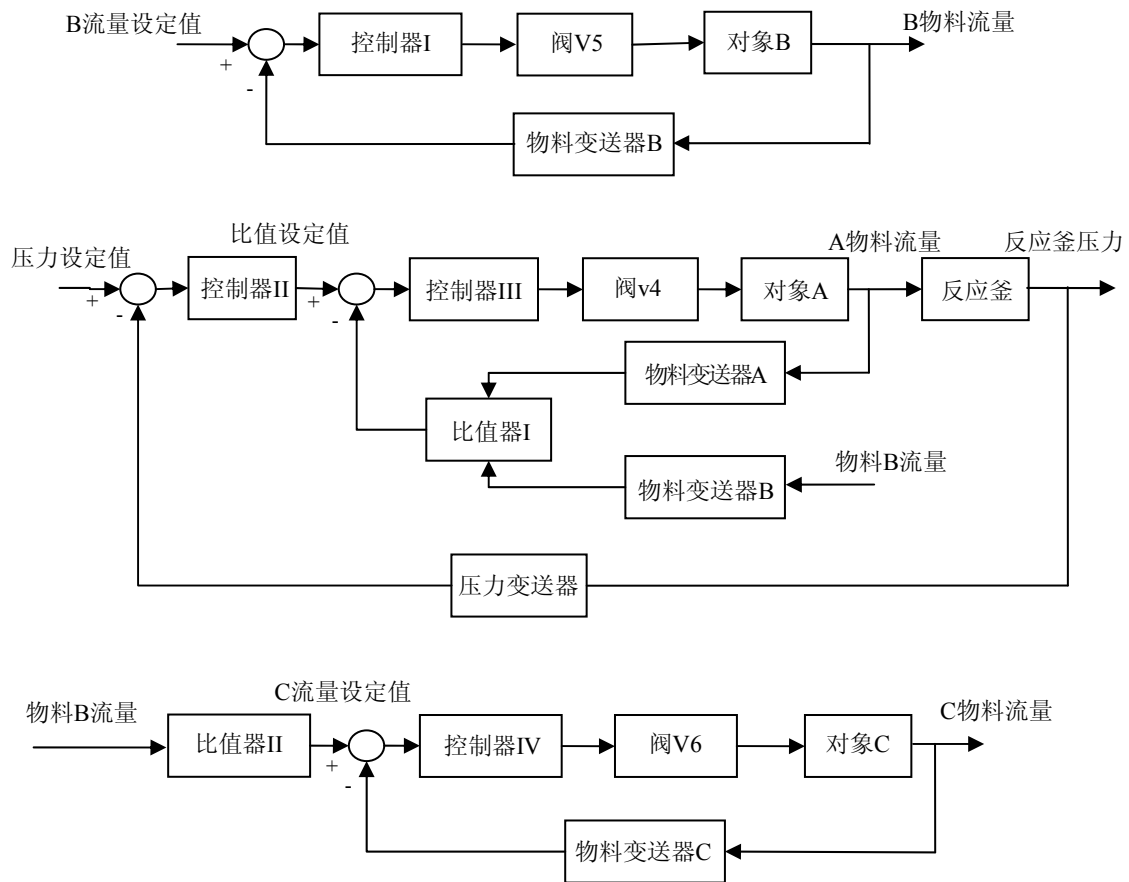


图 4 流量自动控制子系统框图

4) 阀门特性及控制器选择

阀门 V4、V5、V6 选择线性阀，控制器 I、II、III和IV都采用 PID 控制器。

5) 方案实施

按系统框图，可以得到系统组态图的连接，如图 5 所示。

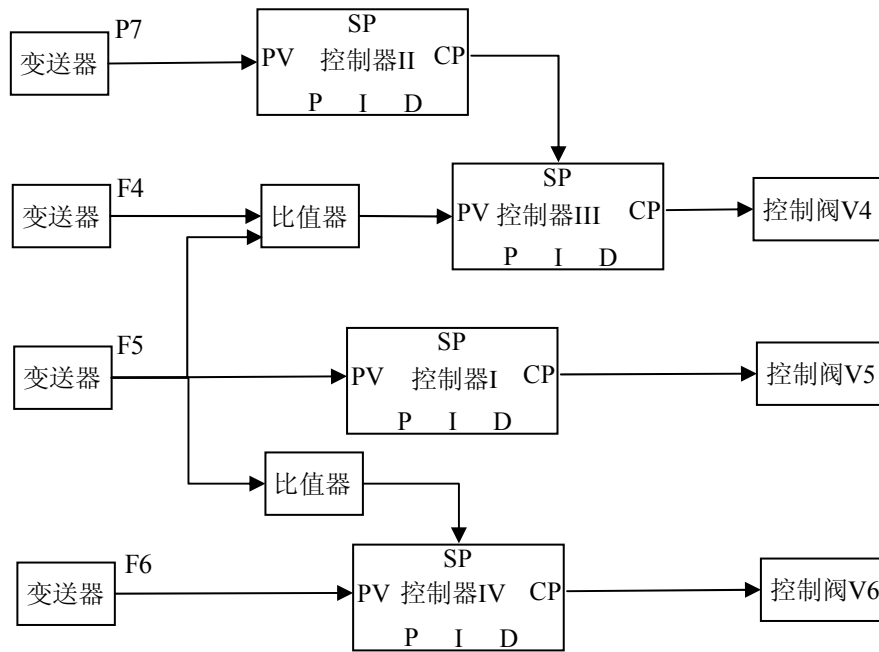


图 5 流量自动控制子系统组态图

控制器参数整定：对控制器的参数实施整定，以期得到更好的控制效果。本文准备采用经验法，先解除耦合，对三个流量单控制回路分别进行参数整定，大致步骤如下：先对控制器参数进行纯比例凑试，比例增益从 1 开始，每增加 0.5 拉偏一次设定值，观察相应的系统响应曲线，直至得到 4:1 衰减曲线为止，记录此时的增益 K_C ，此时流量值与设定值仍存在余差；再对控制器进行比例加积分凑试，由于加入积分作用后响应曲线的振荡幅度稍大，故应适当减小比例增益，将其缩小为上一步整定所得比例增益 K_C 的 0.8 倍，并将积分时间从 30 秒开始，每减少 5 秒拉偏一次设定值，记录并观察相应的响应曲线，直到余差得到消除；最后加入微分作用，考虑到流量的惯性滞后不大，微分作用可适度考虑，选 $T_d=2$ 秒，微分作用加入后，使控制器输出的变化速率加快，控制质量有所提高。由于流量时间常数较小，而且需要防止流量噪声，对流量进行控制时也可不加微分作用。

4.2 液位自动控制子系统

依据控制要求 2，对反应釜中物料的液位进行控制，使液位 L4 停留在 85% 的位置，以获得较大的反应停留时间，从而间接保证输出反应混合液中产物 D 的浓度。

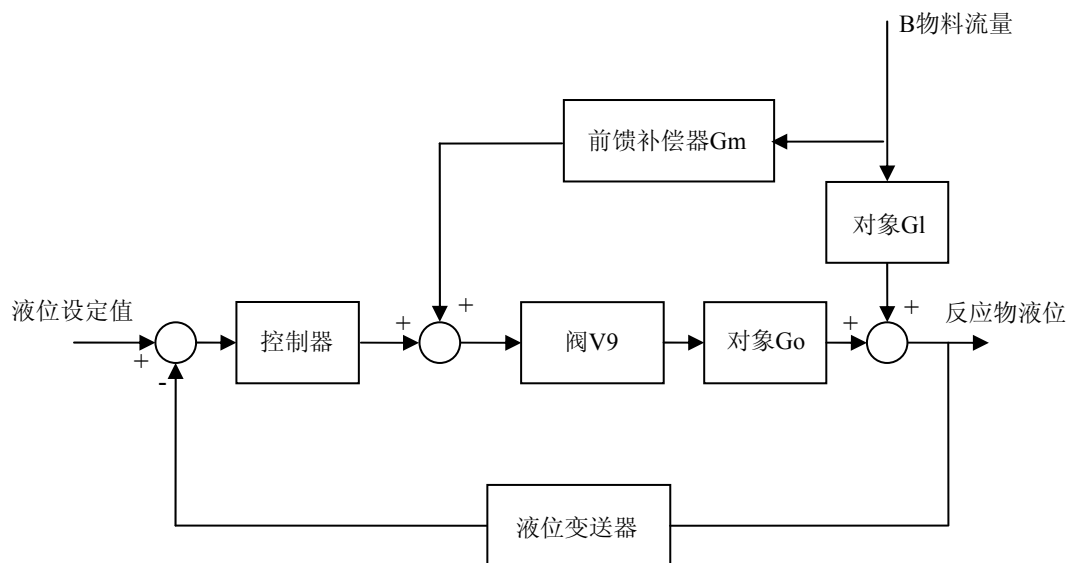
1) 被控量与控制量的选取

被控量就是液位 L4。影响 L4 的主要因素有进料流量 F4、F5、F6 以及出料流量 F9，考虑到进料流量中物料 B 流量 F5 是主动量，F4、F6 都是随 F5 成比例变动的从动量，因此控制量就只是在 V5 和 V9 中作选择。若是以 V5 作控制量，控制过程中进料流量的改变会对其他重要参数如温度 T1，压力 P 以及输出混合液中产物百分比 A 都带来扰动，从而使整个系统经历一个长时间的调整过程。而选取 V9 作控制量则不存在这样的麻烦，因此选择 V9 作控制量，将 F5（F4、F6）视为扰动。

2) 控制方式：手动+自动（反馈加前馈控制方式）

3) 结构框图

对于液位 L4 的控制可以直接利用单回路控制，可是考虑到扰动 F5 (F4、F6) 具有可测且与控制通道相独立的特点，为了获取更好的控制特性，可以采取前馈加反馈的控制方式^[11-13]，但为了算法上的简单，采用静态前馈控制，结构框图如图 6。

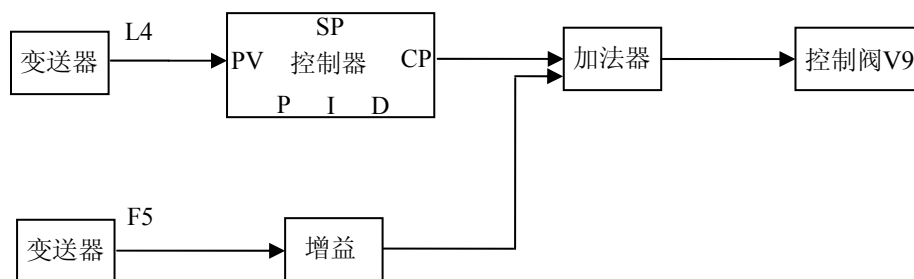


4) 阀门特性及控制器选择

调节阀 V9 选取线性阀，控制器选取 PID 控制器。控制器也有前面讲述的软手动、硬手动和自动三种工作方式。

5) 方案实施

按系统框图进行组态图的连接，如图 7 所示。



控制器参数整定：对控制器参数进行整定，这里我们采用衰减振荡法。先断开前馈回路，对控制器实施参数整定，大致步骤为：首先将控制器设为纯比例作用，增益 K_C 从 1.0 开始以 1.0 为增量逐渐增大，每变化一次增益 K_C ，观察一次阶跃响应曲线，直到出现 4:1 衰减振荡曲线为止，测量并记录此时的增益 K_S ，振荡周期 T_S ，参考计算公式表计算得到 K_C ， T_i 和 T_d 。将计算得到的数据设置为控制器的 PID 参数。

对象特性测试：为了更好地实施控制方案，得到好的控制效果，需要对被控对象的特性进行测试。为此，需要在现场根据试验测得 G_I 和 G_o 的稳态增益，以得到前馈补偿器的增益 G_m 。液位是一个自衡对象，可以在维持扰动不变的情况下，给阀 V9 一个阶跃，分别得到出料口流量 F9 与液位 L4 的飞升曲线，判断其类型，并利用公式分别求出其稳态增益。再将两者相比，即可得到 G_o 。用同样的方法也可以得到 G_I 。

4.3 温度自动控制子系统

温度自动控制子系统有两种控制要求。其一，在反应开车阶段，由冷态常温逐渐诱发反应至温度到达 70°C 。在此阶段要求所设计控制系统能保证升温以 0.1°C/s 的速率进行；其二，待反应正常后，温度控制子系统还需有效克服外部扰动，以保证温度稳定在 $70 \pm 1.0^\circ\text{C}$ 。

4.3.1 升温过程控制

- 1) 被控量：反应温度 T1
- 控制量：夹套冷却水阀 V8
- 2) 升温速率： 0.1°C/s
- 3) 控制方式：手动+自动（单回路控制方式）
- 4) 结构框图

采用单回路控制方式，将反应温度 T1 取一阶微分，得到温度变化率，再与升温速率设定值 0.1°C/s 作比较，将偏差作为控制器的输入。控制系统框图如图 8 所示。

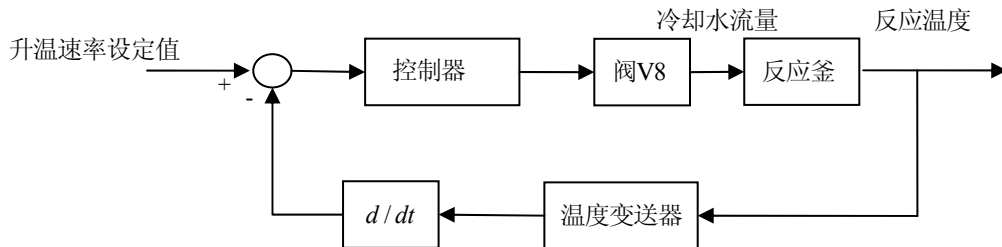


图 8 升温过程控制框图

5) 阀门特性及控制器选择

阀门 V8 选线性阀。

对于釜式反应器，在升温阶段 65°C 以下由夹套冷却水阀控制冷却水流量来实现对反应温度的控制。这是一个大时滞过程，而且控制对象特性复杂，常规的 PID 控制器难以得到令人满意的控制效果，先进控制方式应该是较好的选择。对于釜式反应器这类控制对象，可以采用模糊控制、预测控制等先进控制方法。

模糊 PID 控制器是根据输出量对于输入量偏差（或其导数）的变化情况，根据一定的规则进行模糊推理，实时的整定 PID 控制器的参数，因此它比一般的 PID 控制器具有更好的自适应性，特别是对于控制对象特性复杂或随时间有非线性变化的情形，控制效果很理想^[14-15]。而且实施方法简单，只要离线根据控制规则，通过模糊逻辑运算得到控制规则表，

并将表格存储在 PCS7 的控制站中，在运行过程中实时查询即可得到控制器的输出。比较适合在 PCS7 等系统上实现。

预测控制对于有大时间常数或者大滞后的系统具有很好的跟踪性能，而且在模型失配的情况下具有反馈校正能力，比较适合应用于被控对象特性复杂，对象模型难以测得或是精确描述的情形^[14-16]。但由于预测控制实施起来比较复杂，对于没有提供预测功能块的控制系统，实施起来非常困难。

对此，从便于实现的角度，本文拟采用模糊 PID 控制器以改善控制效果。

6) 模糊 PID 控制器结构及仿真结果

对于本系统，可以采用二输入三输出的模糊控制器，利用温度偏差以及升温速率偏差直接同时对 PID 控制器的三个参数实施整定，控制器结构如图 9 所示。

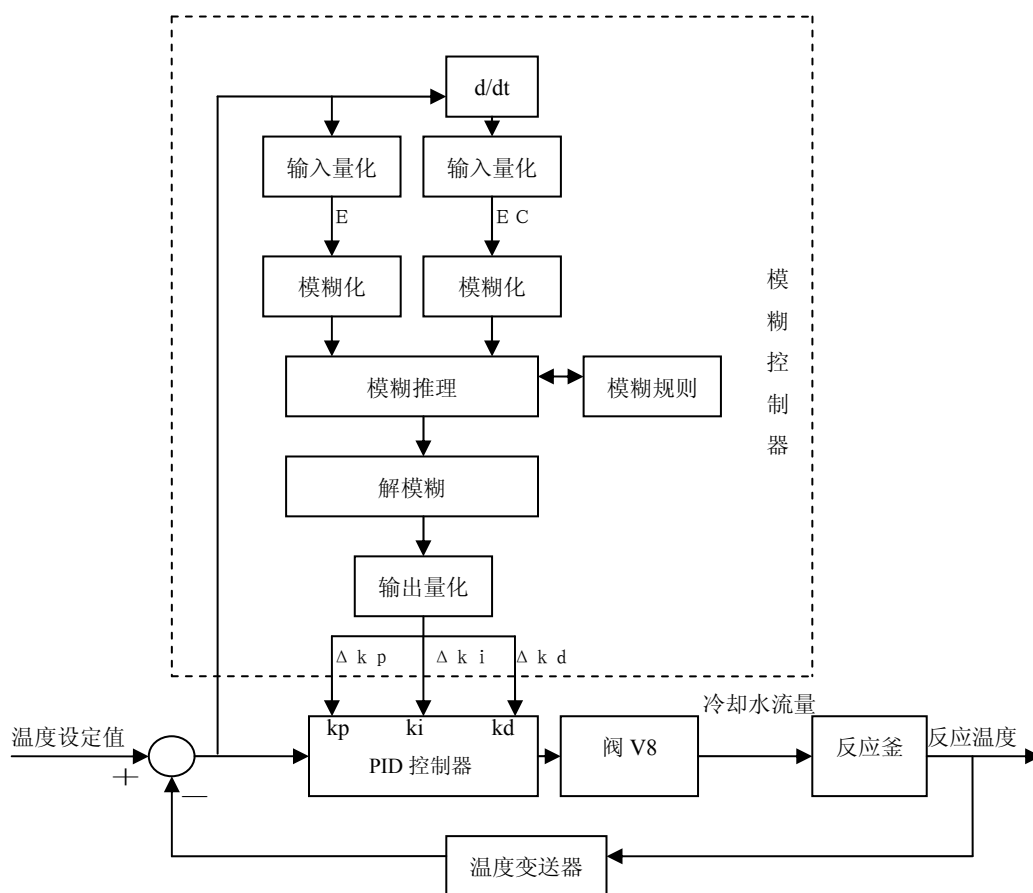


图 9 模糊 PID 控制框图

为了检验模糊 PID 的控制效果，并与普通 PID 和预测控制效果进行比较，本文针对此反应器的温度控制，在 MATLAB 中进行了仿真。各控制器的仿真结构如图 10 所示，各控制器跟踪升温曲线的仿真结果如图 11 所示。

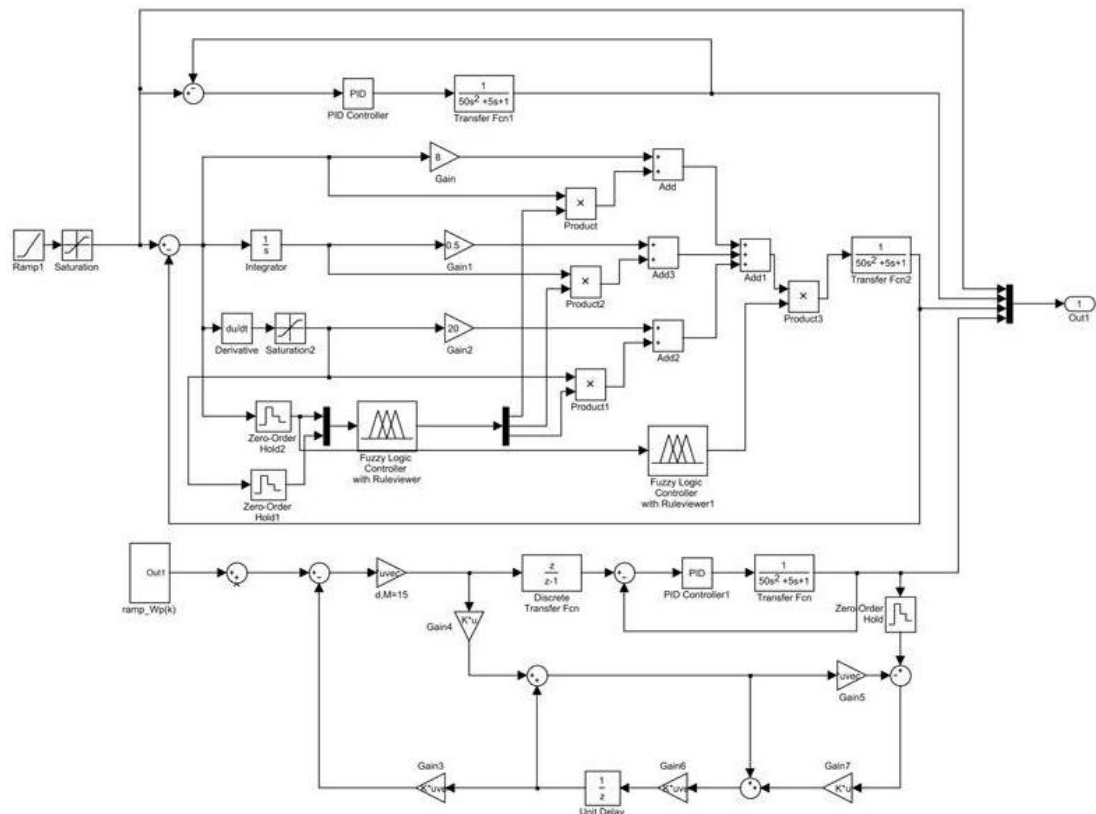


图 10 模糊 PID、PID 和预测控制仿真模块图

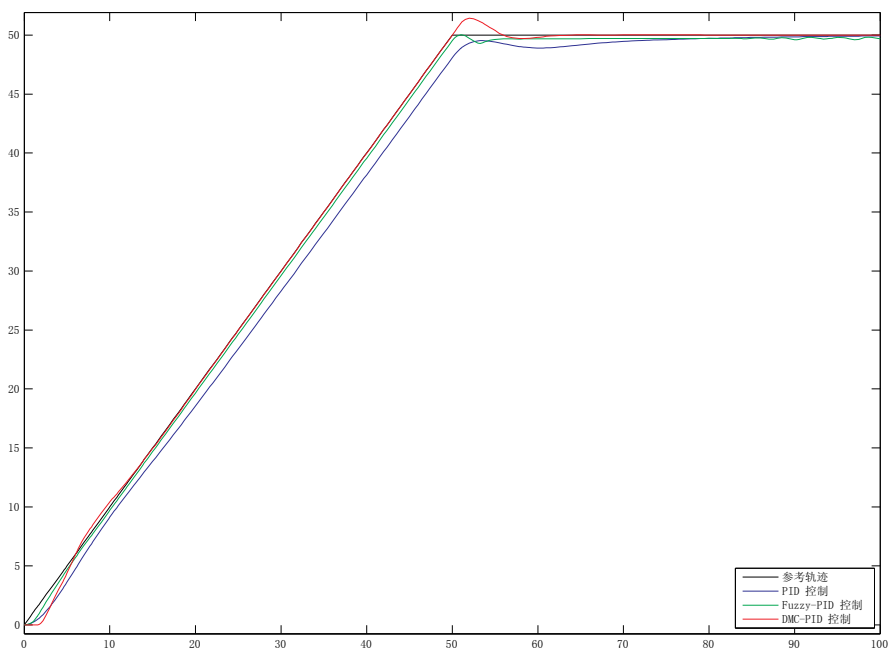


图 11 仿真效果图

由图 11 可以看出，无论升温阶段还是恒温阶段，预测控制和模糊 PID 控制的效果都好于 PID 控制。模糊 PID 控制阶跃响应曲线与 PID 控制的相比较具有更小的超调量，更好的动态特性。因此，模糊 PID 控制与 PID 控制相比，对于控制效果的改善是明显的。而从升温到恒温的过渡阶段，预测控制的超调量比较大，但收敛的很快，相对模糊 PID 超调量

较小，收敛比较慢，互有优劣。考虑到预测控制算法比较复杂，计算量很大，在 PLC 上不易于实现，我们最终选择模糊 PID 控制器进行升温控制。

7) 方案实施

先按系统框图进行组态图的连接，如图 12 所示。模糊控制器实质是一种映射规则，在图 12 的实施中，此处的模糊控制器是一张离线建立的模糊控制规则表。这张规则表需要在现场通过测试得到控制规则，然后在 Matlab 中通过模糊运算得到。这张控制规则表存储在 PCS7 系统的数据块中，在系统运行过程中，升温控制器根据温度及其速率的变化，实时得到控制器的输出，从而优化控制器的参数。系统框图如图 12 所示。

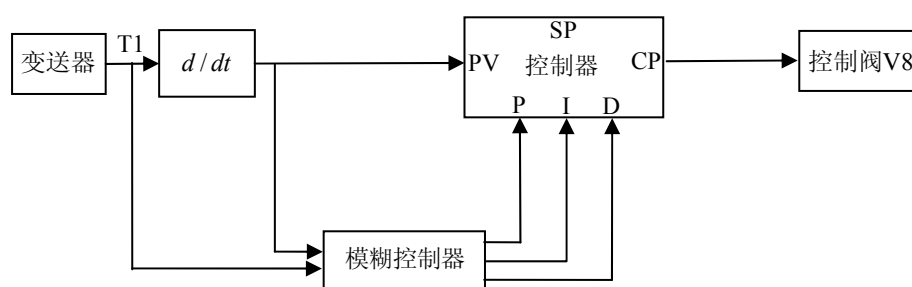


图 12 升温过程控制组态图

控制器参数整定：需要对模糊 PID 控制器进行初始化的参数整定，虽然模糊 PID 控制器有较强的自适应性，但这样会得到相对更好的控制效果。这里打算采用临界比例度法对控制器进行参数整定。大致步骤为：首先设定比例增益 $K_C=1.0$ ，置积分时间最大 $T_i=99999$ ，微分时间为 $T_d=0$ 。将增益 K_C 从 1.0 开始以 1.0 为增量逐渐增大，每变化一次增益 K_C ，观察一次阶跃响应曲线，直到出现等幅振荡曲线为止。测量并记录此时的临界增益 K_{Cmax} 和等幅振荡周期 T_{max} ，根据计算公式计算可得到 K_C ， T_i 和 T_d 。将计算得到的数据设置为温度控制器的 PID 参数，即完成了控制器的 PID 参数整定。

对象特性测试：需要现场测试反应釜的传递函数，以修改完善模糊控制规则。由于反应温度是一个无自衡对象，可以给输入一个脉冲方波，以得到反应温度的“方波响应”，再由“方波响应”求得飞升曲线，根据公式来求得反应釜的传递函数。

4.3.2 恒温控制

1) 被控量：反应温度 T1（主回路），蛇管冷却水流量 F7（副回路）

控制量：蛇管冷却水阀 V7

2) 控制精度： $70 \pm 1.0^\circ C$

3) 控制方式：手动+自动（串级控制方式）

4) 结构框图

由于温度属于时间常数较大、惯性较大的变量，冷却水流量的变化随阀门的开关变化较快、时间常数较小。在工业现场，往往不能保证冷却水的压力恒定，因此即使阀位不变，冷

却水流量也可能变化，从而影响反应温度。针对这种情况，采取“温度-流量”的串级控制方式。框图如图 13 所示。

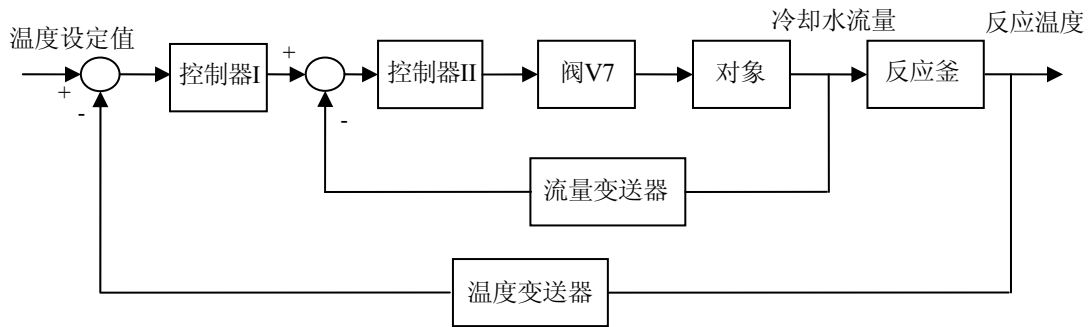


图 13 恒温控制框图

5) 阀门特性及控制器选择

阀门 V7 选线性阀，控制器 II 采用比例控制器，控制器 I 采用模糊 PID 控制器或普通 PID 控制。控制器也有前面讲述的软手动、硬手动和自动三种工作方式。

6) 方案实施

按系统框图进行组态图的连接，如图 14 所示。

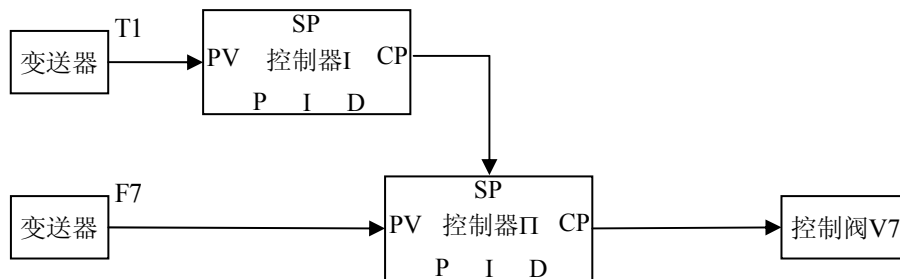


图 14 恒温控制组态图

仍可用前述方法对两个控制器进行参数整定（控制器 I 若采用模糊 PID 控制器，则此步骤视为参数初始化整定）。

4.4 报警系统和紧急停车系统

该工艺过程中，如果反应釜中的压力过大，就有发生爆炸的危险，因此有必要当反应釜内压力过大时发出报警并紧急停车，以免发生事故。为此有必要设计报警系统和紧急停车系统^[17]，为了提高其安全性，可同时采用自动手动两种方式。其框图如图 15 所示。

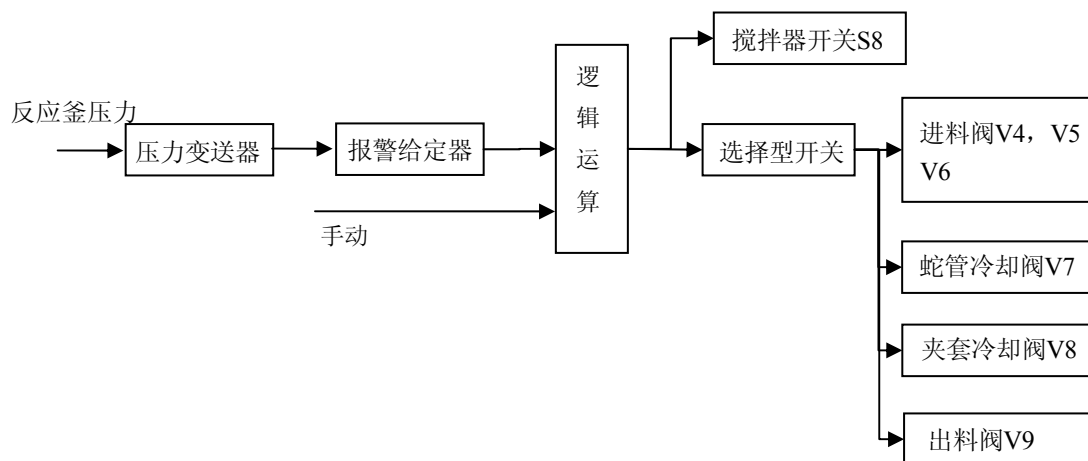


图 15 报警系统和紧急停车系统

其工作过程为：通过压力变送器检测反应釜内气体压力 P_7 ，在报警给定器内设置压力上限 1.2 MPa，一旦发现压力越界，报警给定器发出警报，并改变其输出开关量的值，以示出现危险。经逻辑运算的判定，如果确实存在危险，改变其输出开关量的值以开始停车过程。停车包含以下几个措施：关闭进料阀 V4、V5、V6，以切断进料；将蛇管冷却阀 V7 和夹套冷却阀 V8 开到最大，加大冷却水流量，以便快速降温；将出料阀 V9 开到最大，清空釜内的物料；关闭搅拌器开关。该系统与以上各个控制系统是相互独立的，通过选择型开关实施切换。这个过程也可以通过手动操作来完成。

5 结束语

本文根据釜式反应器的工艺流程和控制要求，设计了一套基于西门子 PCS7 的过程控制系统。在明确控制要求并且确定了被控量之后，为了取得更好的控制效果，在深入分析各个被控量的影响因素、各个影响因素之间的制约关系、各个被控量间的制约关系以及各个被控对象的特性的基础上，结合经典控制理论和先进控制方法，设计了一套完备合理的控制方案。对于工艺流程、对象特性、PCS7 系统组态软件以及其它的一些细节问题，还有待于现场进行试验测试，从而根据测试数据对被控对象更进一步了解的基础上，改进和修正控制方案，以期能非常出色实现控制功能，达到控制要求。

参考文献

- [1] 夏晨, 李朴. 反应釜设计及其温度控制系统. 化工自动化及仪表, 31(1), 2004, pp:66-69
- [2] 于海英, 候九阳, 乔付. 化学反应釜温度控制系统的研究. 黑龙江科技学院学报, 12(4), 2002, pp:25-28
- [3] 何淤庆, 俞金寿, 蒋慰孙. 工业生产过程控制. 化学工业出版社, 2004
- [4] 张勇德. 过程控制装置. 化学工业出版社, 2003
- [5] 王骥程, 祝云和. 化工过程控制工程. 化学工业出版社, 1991
- [6] 西门子公司. 西门子 S7-400 技术手册. 2003
- [7] 骆德汉. 可编程控制器与现场总线网络控制. 科学出版社, 2005
- [8] 陈忠华. 可编程序控制器与工业自动化系统. 机械工业出版社, 2006

- [9]虞鹤松. 可编程控制器应用技术. 西安交通大学出版社, 2005
- [10]刘宝坤. 计算机过程控制系统. 机械工业出版社, 2000
- [11]施仁, 刘文江, 郑辑光. 自动化仪表与过程控制. 电子工业出版社, 2003
- [12]朱麟章. 过程控制系统及设计. 机械工业出版社, 1995
- [13]邵裕森, 戴先中. 过程控制工程. 机械工业出版社, 2000
- [14]王树青. 先进控制技术及应用. 化学工业出版社, 2005
- [15]俞金寿. 工业过程先进控制. 中国石化出版社, 2002
- [16]席裕庚. 预测控制, 国防工业出版社, 1993
- [17]强天驰. 紧急停车系统的有关问题探讨. 炼油化工自动化, 第 5 期, 1996, pp:35-40