

带搅拌釜式反应器系统控制方案

——2007 西门子杯全国大学生过程控制技能挑战赛

参赛队伍编号：15

2007年6月

目 录

1 引言	- 1 -
2 被控对象工艺过程及控制要求	- 1 -
2.1 被控对象工艺过程.....	- 1 -
2.2 系统测控条件及设备参数列表.....	- 2 -
2.3 被控对象特性描述.....	- 4 -
2.4 控制要求.....	- 5 -
3 被控变量、操纵变量以及控制阀的选择	- 6 -
3.1 被控变量的选择.....	- 6 -
3.2 操纵变量的选择.....	- 6 -
3.3 控制阀的选取.....	- 7 -
3.3.1 控制阀流量特性的选择.....	- 7 -
3.3.2 控制阀开关形式的选择.....	- 8 -
4 控制系统硬件体系结构设计	- 8 -
4.1 输入输出点选取.....	- 8 -
4.2 硬件配置与网络结构.....	- 9 -
4.2.1 系统硬件配置.....	- 10 -
4.2.2 控制系统的功能特点及优点.....	- 10 -
5 控制方案的设计与实施	- 11 -
5.1 总体开车顺序流程图.....	- 11 -
5.2 各子系统的控制方案.....	- 13 -
5.2.1 反应釜液位控制.....	- 13 -
5.2.2 反应升温速度控制.....	- 14 -
5.2.3 反应保温温度控制.....	- 20 -
5.2.4 主产物产率控制.....	- 25 -
5.3 反应器安全控制方案以及报警机制.....	- 26 -
6 上位监控界面设计	- 28 -
7 结束语	- 30 -
参考文献	- 31 -

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：液体反应物的液位、反应压力、反应温度等等^[1-3]。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。

本控制方案的内容安排如下：第二部分简单介绍被控对象的工艺过程和控制要求；第三部分介绍了被控变量、操作变量以及阀门特性的选取依据；第四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；第五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，并对各控制算法给出了框图以及 P&ID 图；最后一部分是结束语，简单对本方案进行了总结。

2 被控对象工艺过程及控制要求

2.1 被控对象工艺过程

由本次大赛题目可知，被控对象为过程工业中常见的带搅拌釜式反应器系统（CSTR），属于间歇反应过程，反应器为标准盆头釜。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，将发生复杂的化学反应，产生反应最终产物 D 及其副产物。其工艺流程图如图 1 所示。

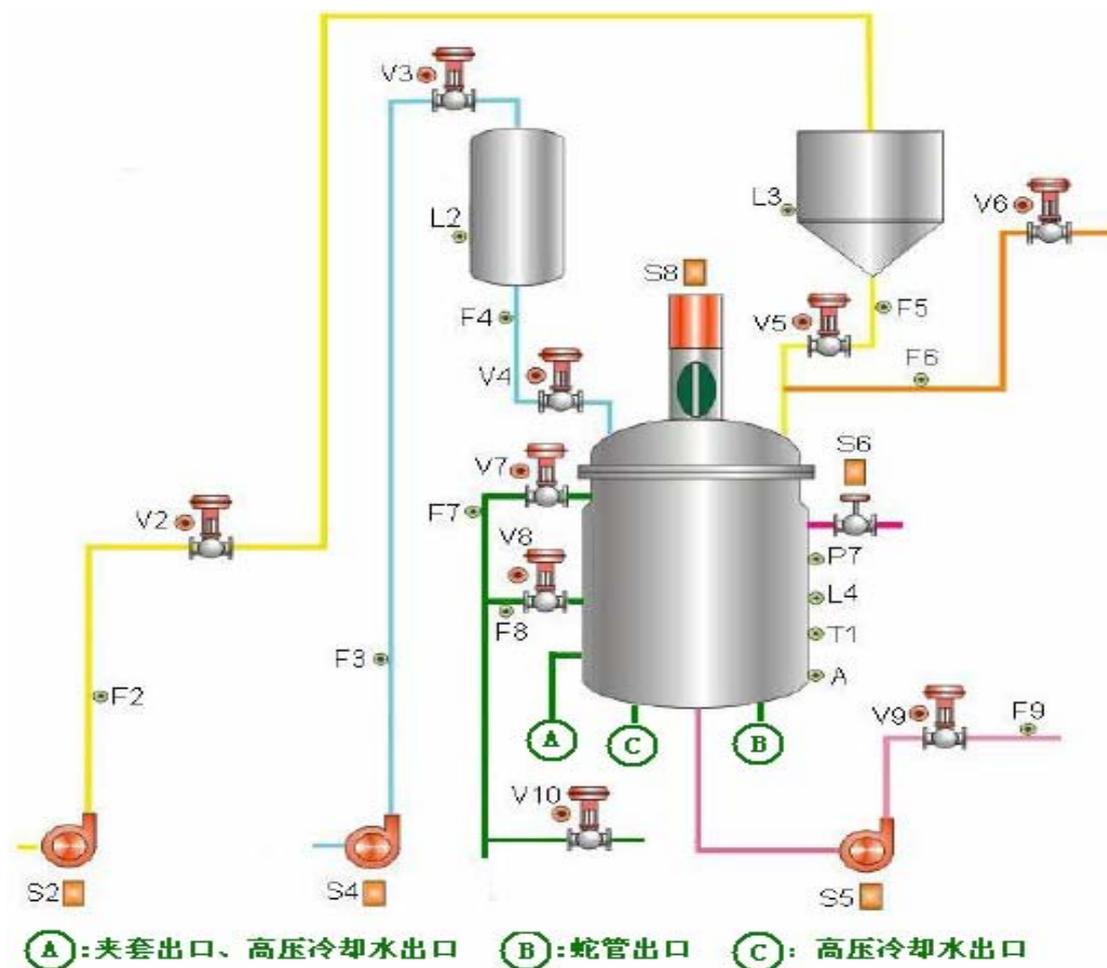


图1 间歇反应工艺流程图

工艺设备包括：两台高位计量罐，其中 A 物料计量罐液位 L2，入口阀 V3，出口阀 V4，A 物料泵及泵电机开关 S4；B 物料计量罐液位 L3，入口阀 V2，出口阀 V5，B 物料泵及泵电机开关 S2。C 物料下料流量 F6，C 物料下料阀 V6。带搅拌器的釜式反应器，反应器内主产物浓度 A，反应温度 T1，液位 L4，反应物出口流量 F9，出口阀 V9，出口泵及出口泵开关 S5（开关）。反应器蛇管冷却水入口流量 F7，蛇管冷却水阀 V7；反应器夹套冷却水入口流量 F8，夹套冷却水阀 V8；反应器夹套加热蒸汽阀 S6（开关）。反应器放空阀 V5，反应器搅拌电机开关 S8，高压冷却水阀 V10。

2.2 系统测控条件及设备参数列表

根据题目，可了解到系统各个测控条件及设备参数，为了更加清晰明了，现列表如下，详见表 1 和表 2。

表 1 系统测控条件一览表

1	L2	A 物料计量罐液位	最高 640mm
2	L3	B 物料计量罐液位	最高 1000mm
3	L4	反应器液位	最高 1600mm
4	T1	反应温度	°C
5	A	反应器内主产物浓度	kg
6	P7	反应压力	MPa (绝压)
7	F2	B 物料上料流量	最大 8.1t/h
8	F3	A 物料上料流量	最大 9.72t/h
9	F4	A 物料下料流量	最大 9.05t/h
10	F5	B 物料下料流量	最大 8.68t/h
11	F6	C 物料下料流量	最大 42.77t/h
12	F7	反应器蛇管冷却水入口流量	最大 42.84t/h
13	F8	反应器夹套冷却水入口流量	最大 72.84t/h
14	F9	反应物出口流量	最大 46.44t/h

表 2 系统设备参数一览表

1	S2	B 物料上料泵开关
2	S4	A 物料上料泵开关
3	S5	反应物出口泵开关
4	S6	反应器夹套加热蒸汽阀 (开关阀)
5	S8	反应器搅拌电机开关
6	V2	B 物料上料阀
7	V3	A 物料上料阀
8	V4	A 物料下料阀
9	V5	B 物料下料阀
10	V6	C 物料下料阀
11	V7	反应器蛇管冷却水入口阀
12	V8	反应器夹套冷却水入口阀
13	V9	反应物出料阀

14	V10	高压水入口阀
----	-----	--------

2.3 被控对象特性描述

本题目中的被控对象主要包括：温度、压力、流量、液位这四个部分。由于不同的被控对象有其不同的特性，直接影响着操纵变量和控制方案的选取，因此对于被控变量的特性分析显得尤为重要。下面分别对这些被控变量的特性加以分析和描述。

1. 温度

温度对象的主要特性是惯性大、时间滞后效应强，所以控制起来不灵敏，一般要加上微分环节。

在生产过程中，温度控制主要是对传热过程的控制，其控制方法与被控对象的特点及精度要求密切相关，因此要考虑到对滞后效应的处理。

2. 压力

压力对象比温度对象的敏感度大很多，且两者的变化常常密切相关。在解决温度的滞后效应时可以充分利用压力的敏感性来对其控制方法进行改进，后面将会看到本方案正是考虑到这一点，对保温阶段的控制采取压力补偿方式的温度控制。

另外，压力的控制往往关系到反应过程的安全问题，当控制对象的压力超过可以承受的范围时很可能会引系统故障甚至爆炸事故，因此对于压力的控制非常重要。

3. 液位

液位对象的滞后效应较小，虽然控制液位不如压力灵敏，更不如流量灵敏，但通常比控制温度要灵敏许多。

4. 流量

流量的测量容易受到噪声的干扰，平均流量没有什么变化，但是测量信号却常常频繁的变动。这是由于管道中的流动正常时呈现湍流状态，流量虽然平稳，流体内部却在骚动。特别是流体通过截流装置时，此种骚动比较大，产生的噪声也较大。这是流量系统一般不加微分的原因。

流量过程时间常数小，反应灵敏。这是由于工业过程中控制阀（操纵变量）

往往直接与流量（被控变量）相连，而管道的容量有限，缓冲余地小，阀门一动作，流量立即变化，时滞小反应快。

对于流量而言，广义对象的时间常数主要取决于控制器、定位器、变送器和信号传输等部分，流量自身的时间常数相对较小。

2.4 控制要求

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。在此阶段要求所设计的控制系统能够保证温度以 0.1~0.2℃/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。

3 被控变量、操纵变量以及控制阀的选择

3.1 被控变量的选择

在实际生产过程中，影响正常生产的因素是多方面的，但并不是所有的因素都要加以控制。而是要深入实际，了解工艺操作要求，找出那些对产品质量、产量、安全、能耗等起决定性作用的参数，将这些工艺上所期待要求的参数选作被控变量。这些参数必须是直接可测的^[4]。

在本方案中，被控变量的选取主要遵循以下原则：

- 根据对工艺过程以及题目要求的分析，被控变量的选取最好按照工艺操作的期望要求直接选定。
- 当干扰进入系统时，该被控变量必须具有足够的灵敏度和变化数值。
- 被控变量的选择必须考虑到工艺过程的合理性、经济性、以及仪表生产的现状。

3.2 操纵变量的选择

被控变量确定以后，接着就是选择操纵变量的工作。在工业过程中，由于种种外部的和内在的因素，对工艺过程的稳定运转必然存在干扰，本系统也不例外。因此，选择操纵变量要从分析干扰因素着手，考虑采取什么手段来克服干扰。通常是通过改变某个参数，以克服干扰对被控变量的影响，使之恢复稳定，这个参数就是操纵变量。

选择操纵变量时，如果工艺上同时有几个参数可供操纵变量进行选择，则应熟悉工艺，认真分析，找出某一克服干扰能力强、工艺上合理、且动态响应快速的参数作为操纵变量。

在本方案中，操纵变量的选取主要遵循以下原则：

- 操纵变量的选取，工艺上首先要合理，符合节能、安全、经济运行要求。
- 从系统考虑，操纵变量对被控变量的影响比对其它任何干扰都更灵敏。

3.3 控制阀的选取

控制阀是控制系统非常重要的一个环节，它接受控制器的输出信号，改变操纵变量，执行最终控制任务。因此控制阀的选取尤为重要。

3.3.1 控制阀流量特性的选择

控制阀的流量特性是指流体通过阀门的相对流量与相对开度之间的函数关系^[5]，如式（1）中所示。

$$\frac{Q}{Q_{\max}} = f\left(\frac{l}{L}\right) \quad (1)$$

其中， $\frac{Q}{Q_{\max}}$ ——相对流量。即控制阀在某一开度下的流量与最大流量之比；

$\frac{l}{L}$ ——相对开度。即控制阀在某一开度下的行程与全行程之比。

常用的理想流量特性的控制阀有：线性型、对数（等百分比）型和快开型等。其理想流量特性如图 2 所示。

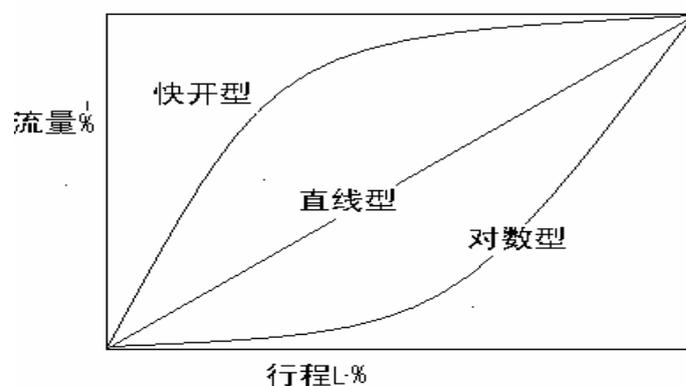


图 2 控制阀理想流量特性

而在实际工作时，阀两端的压降会随流量而变化，这时的流量特性称为工作特性。设管路系统的总压差为 ΔP_T ，由液体提升高度引起的压差为 ΔP_h ，阀两端的压降为 ΔP_v ，管路其他部分的压降为 ΔP_f 。

工程中通常采用经验法来选择调节阀的流量特性。表 3 给出了理想流量特性的经验^[4]，本方案将依据这个表来选取理想流量特性。

表 3 控制阀理想流量特性经验选择表

被控变量	有关状况	选用理想流量特性
流量	设定值变化	直线型
	负荷变化	对数型
温度		对数型
压力	快过程	对数型
	慢过程, ΔP_V 恒定	直线型
	慢过程, $(\Delta P_V)_{Q_{\max}} < 0.2(\Delta P_V)_{Q_{\min}}$	对数型
液位	ΔP_V 恒定	直线型
	$(\Delta P_V)_{Q_{\max}} < 0.2(\Delta P_V)_{Q_{\min}}$	对数型
	$(P_V)_{Q_{\max}} > 2(\Delta P_V)_{Q_{\min}}$	快开型

3.3.2 控制阀开关形式的选择

当控制系统中某一环节出现故障或意外时, 应考虑以下几个方面:

- 主要考虑人身、设备装置的安全;
- 其次考虑介质性质;
- 还要考虑减少经济损失。

4 控制系统硬件体系结构设计

4.1 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 4 和表 5 所示。

表 4 开关量参数表

开关量输入点 (DI, 5 点)		开关量输出点 (DO, 5 点)	
名称	注释	名称	注释

L2L	A 物料计量罐低位	S2	B 物料上料泵开
L2H	A 物料计量罐高位	S4	A 物料上料泵开
L3L	B 物料计量罐低位	S5	反应物出口泵开
L3H	B 物料计量罐高位	S6	夹套加热蒸汽阀开
Start	总开关	S8	反应器搅拌电机开

表 5 模拟量参数表

模拟量输入点 (AI, 12 点)		模拟量输出点 (AO, 9 点)	
名称	注释	名称	注释
T1	反应温度	V2	B 物料上料阀
P7	反应压力	V3	A 物料上料阀
L4	反应釜液位	V4	A 物料下料阀
A	反应器内主产物浓度	V5	B 物料下料阀
F2	B 物料进料流量	V6	C 物料下料阀
F3	A 物料进料流量	V7	蛇管冷却水入口阀
F4	A 物料出料流量	V8	夹套冷却水入口阀
F5	B 物料出料流量	V9	反应物出料阀
F6	C 物料出料流量	V10	高压水入口阀
F7	蛇管冷却水流量		
F8	夹套冷却水流量		
F9	反应物出口流量		

4.2 硬件配置与网络结构

控制系统选用西门子 PCS7 BOX，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，现场控制站主站采用 S7-400H 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冗余的 Profibus-DP 分布式网络，使用 ET200 分布式 I/O。控制系统的硬件配置和网络拓扑结构如图 3 所示。

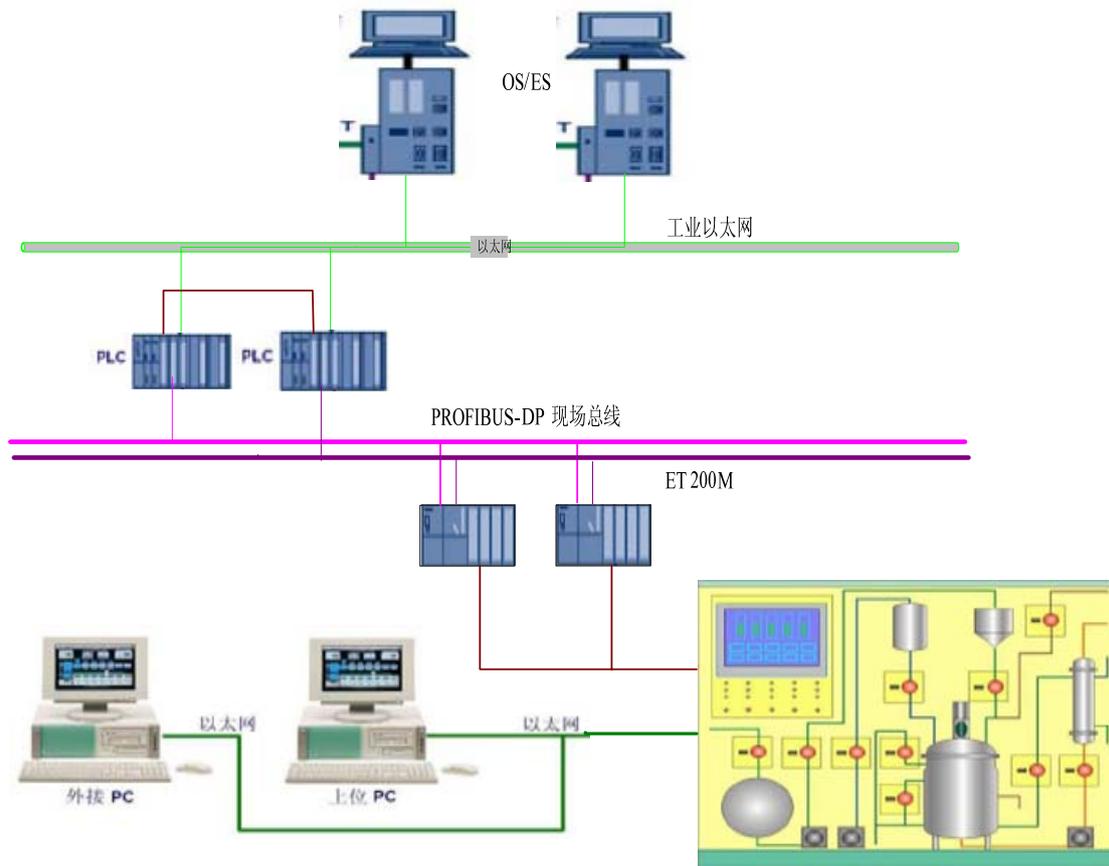


图 3 硬件配置与网络结构图

4.2.1 系统硬件配置

在工程实际中，从系统后期的容量扩充和安全性考虑，在选取 I/O 模块时，其点数按照实际信号点数的 110% 进行配置，即 I/O 点数留出 10% 的余量。根据这个原则，结合表 4 和表 5，在本项目中现场控制站的 I/O 模块类型和数量选择如下：

模拟量输入模块：SM 331 AI 8×12 位，2 块，订货号 6ES7 331-7KF02-0AB0

模拟量输出模块：SM 332 AO 8×12 位，2 块，订货号 6ES7 332-5HF00-0AB0

数字量输入模块：SM 321 DI 16×24VDC，1 块，订货号 6ES7 321-1BH02-0AA0

数字量输出模块：SM 322 DO16×24VDC，1 块，订货号 6ES7 322-1BH01-0AA0

4.2.2 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，对控制站的 CPU、电源、通信处理器等核心硬件进行冗余配置，从而大大提高可靠性。
 - 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，通过冗余的 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^[7-8]。

5 控制方案的设计与实施

5.1 总体开车顺序流程图

根据缩合反应的工艺特性以及系统控制要求，须对控制系统的升温、保温至出料、清洗整个过程进行顺序控制。系统顺序开车流程如图 4 所示。在本项目中，系统顺序开车流程用顺序功能图 SFC 来实现。

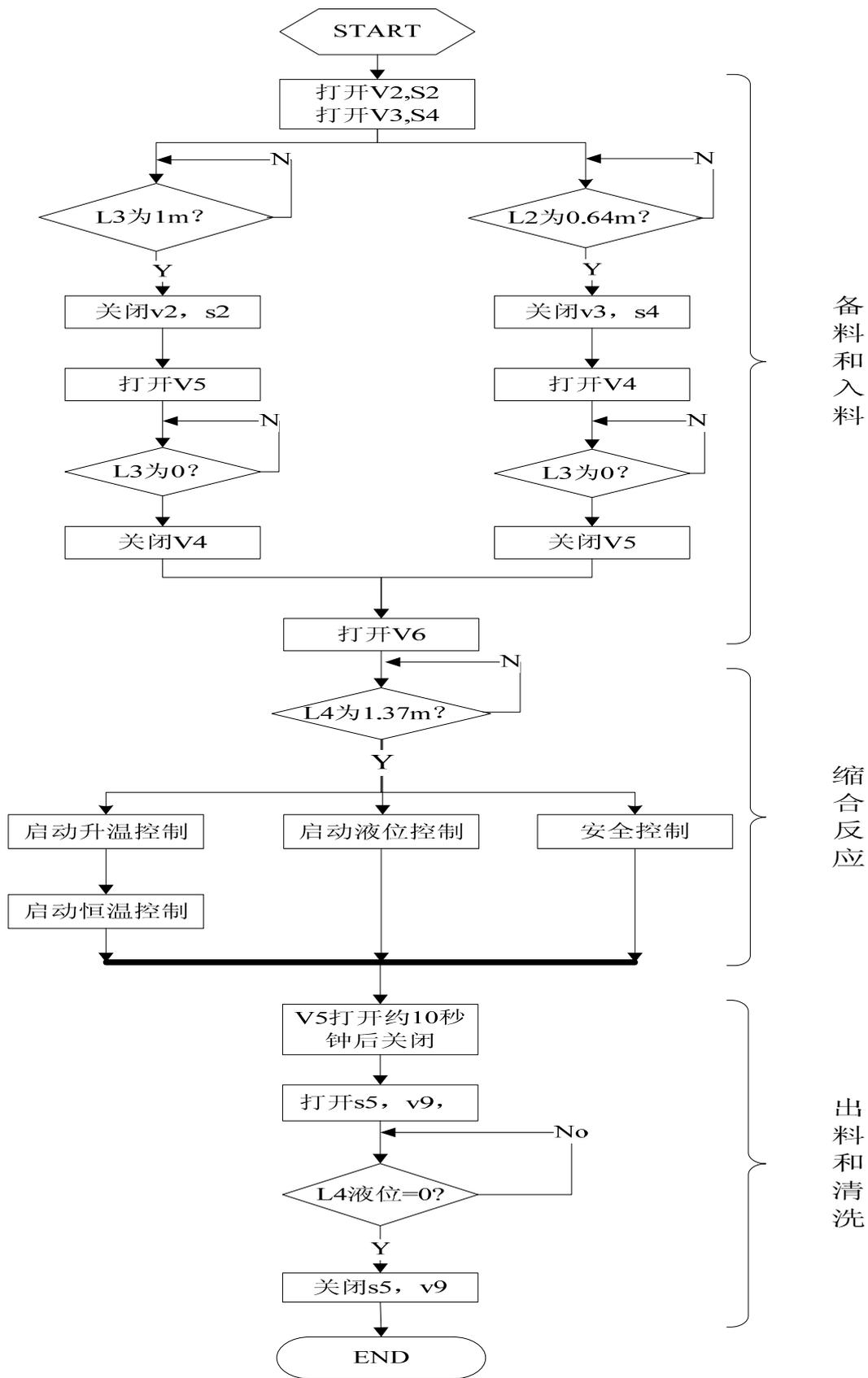


图4 总体开车流程图

5.2 各子系统的控制方案

5.2.1 反应釜液位控制

根据反应操作规程的要求，对反应釜液位 L4 进行超限控制。要求反应釜液位大于 1.60m 时超限报警，小于 1.20m 时打开阀门 V6 进行加料直至液位到达 1.37m，保证反应持续进行。

1. 被控变量与操纵变量的选取

被控变量为反应釜液位 L4。根据操作规程的描述，可知在反应过程中，只能通过开关阀 V6 对液位的下降进行补偿，因此操纵变量必然选取阀门 V6。

2. 控制方式：手动+自动（串级控制）

3. 结构框图

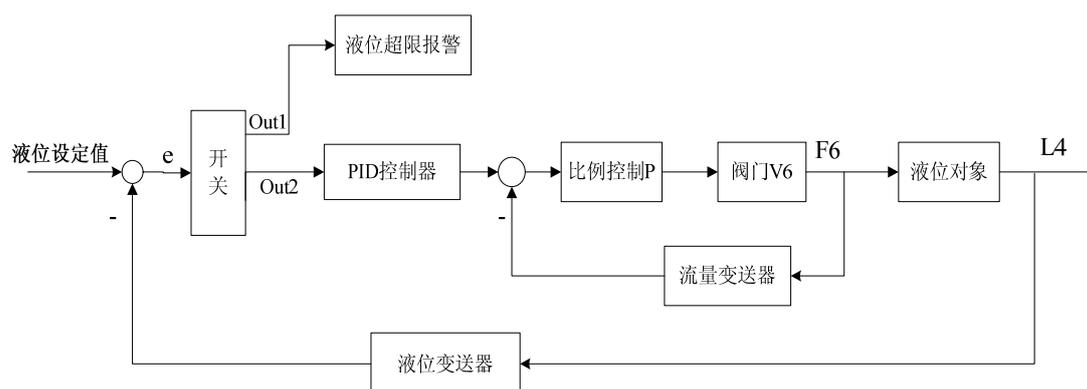


图 5 液位控制及液位超限报警方块图

4. 控制器设计

选择控制器通过软件实现。由于控制要求液位设定值为 1.37m，其报警上限为 1.60m ($e = -0.23\text{m}$)，加料下界为 1.20m ($e = 0.17\text{m}$)。所以开关的功能为 (e 的单位为 m)：

当 $-0.23 \leq e < 0.17$ 时， $\text{out1} = 0, \text{out2} = 0$ ；（不加料，不报警）

当 $e \geq 0.17$ 时， $\text{out1} = e, \text{out2} = 0$ ；（加料，不报警）

当 $e \leq -0.23$ 时， $\text{out1} = 0, \text{out2} = 1$ ；（不加料，报警）

5. 阀门理想特性及控制器的选择

阀门 V6 理想特性选对数型。主控制器选模糊 PID 控制器，副回路控制器选取比例控制器。

本反应为间歇式，由于液位低于 1.20m 时会影响反应的持续进行，所以当液位低于 1.20m 时需补加 C 料，以保证液位维持在 1.37m 附近。本系统采用串级控制来对液位进行控制，外环控制器采用 PID 控制，内环控制器采用比例控制器，易于实现，控制效果良好。

6. 方案实施

用 CFC 编程语言，按照系统框图进行组态图的连接，如图 6 所示。

液位控制器主要通过软件编程实现，其中模糊 PID 部分，则采用 SLC 语言进行编程，完成程序后将其打包成功能块 FB，由 CFC 程序来调用。

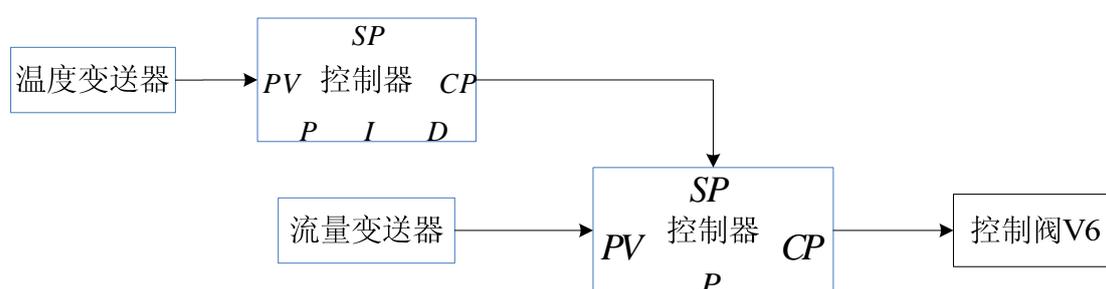


图 6 液位控制组态图

5.2.2 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。在此阶段要求控制系统能够保证温度以 0.1~0.2℃/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。

1. 被控变量：反应温度 T1（主回路），蛇管和夹套冷却水流量 F7+F8（副回路）

操纵变量：V7、V8、S6

2. 升温速率：0.1~0.2℃/s

3. 控制方式：手动+自动（串级控制方式）

4. 结构框图：

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作比较，将偏差作为控制器的输入。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^[9-10]。控制系统框图如图7所示。

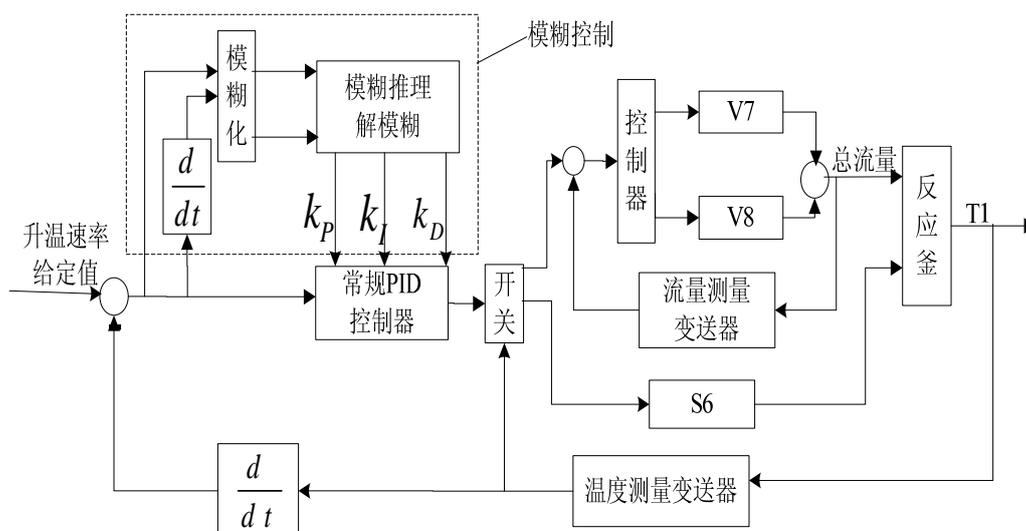


图7 升温速度控制方框图

图6中，开关的功能为：当温度测量变送器送入的温度信号小于45℃时，则将开关阀S6保持打开的状态；当温度信号大于45℃时，则关闭S6，并将PID控制器的输出不加改变地通过开关送给内环控制器。

6. 阀门理想特性及控制器的选择

阀门V7、V8理想特性选对数型。

外环控制器选模糊PID控制器，内环控制器选取比例控制器。

模糊PID控制选取根据：

PID控制中一个关键的问题就是PID参数的整定，传统的方法是在获取控制对象数学模型的基础上，根据某一原则确定参数，这种方法在参数为非时变的系统中得到了广泛的应用，并且取得了良好的效果。但是，当应用到时变系统时，它的缺点便会暴露出来，系统的性能很差，甚至不稳定。另外，在对PID

参数整定过程中，往往得不到全局性的最优值，也因此无法从根本上解决动态品质和稳态精度的矛盾。

而模糊控制方法无须建立被控对象的数学模型^[11-15]，对被控对象的时滞、非线性、时变性具有一定的适应能力，同时对噪声也具有较强的抑制能力，鲁棒性较好，但模糊控制器本身消除系统误差的性能较差，难以达到较高的控制精度，因此单纯采用模糊控制器不会得到较好的控制效果。

在本题目中，釜式反应器的升温过程是一个非线性、时变的纯延迟控制过程，难以建立精确的数学模型，并且控制对象特性复杂，单纯采用常规的 PID 控制和模糊控制都难以得到令人满意的控制效果。而将这两种方法结合起来，采用模糊 PID 复合控制方式则既能发挥模糊控制鲁棒性强、动态响应好、超调小的特点，又具有 PID 控制器的动态跟踪品质和稳态精度，不失为一种好的控制方法。

分程控制选取根据：

在本间歇式生产的化学反应过程中，当反应物料投入设备后，为了诱发反应进行，开始的时候要给它提供一定的热量，一旦达到一定的温度，化学反应被深度诱发，如果不及时移走一定的热量，反应就会越来越剧烈，抑制会有爆炸的危险。因此，既要考虑到反应前的预热问题，又要考虑到反应过程中及时移走反应热保障安全的问题。

而分程控制系统正好能够解决这一矛盾。分程控制是指：一个控制器的输出同时送往两个或两个以上的执行器，而个执行器的工作范围不同^[16]。因此，本方案设计分程控制系统来解决加热和冷却的矛盾。

5. 模糊 PID 控制器的设计

模糊 PID 是在 PID 算法的基础上，计算当前系统误差 e 和误差的变化率 ec 并利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 三个参数分别进行调整的模糊规则表。本方案各模糊语言变量的隶属度根据实际情况取三角形函数。

K_p 、 K_I 、 K_D 的模糊规则表分别如表 6、表 7、表 8 所示。

表 6 K_p 控制规则表

ΔK_p ec e	NB	NM	NS	ZE	PS	PM	PB
NB	PB	PB	PM	PM	PS	ZE	ZE
NM	PB	PB	PM	PS	PS	ZE	NS
NS	PM	PM	PM	PS	ZE	NS	NS
ZE	PM	PM	PS	ZE	NS	NM	NM
PS	PS	PS	ZE	NS	NS	NM	NM
PM	PS	ZE	NS	NM	NM	NM	NB
PB	ZE	ZE	NM	NM	NM	NB	NB

表 7 K_I 控制规则表

ΔK_I ec e	NB	NM	NS	ZE	PS	PM	PB
NB	NB	NB	NM	NM	NS	ZE	ZE
NM	NB	NB	NM	NS	NS	ZE	ZE
NS	NB	NM	NS	NS	ZE	PS	PS
ZE	NM	NM	NS	ZE	PS	PM	PM
PS	NM	NS	ZE	PS	PS	PM	PB
PM	ZE	ZE	PS	PS	PM	PB	PB
PB	ZE	ZE	PS	PM	PM	PB	PB

表 8 K_D 控制规则表

ΔK_D ec e	NB	NM	NS	ZE	PS	PM	PB
NB	PS	NS	NB	NB	NB	NM	PS
NM	PS	NS	NB	NM	NM	NS	ZE
NS	ZE	NS	NM	NS	NS	NS	ZE
ZE	ZE	NS	NS	NS	NS	NS	ZE
PS	ZE						
PM	PB	PS	PS	PS	PS	PS	PB
PB	PB	PM	PM	PM	PS	PS	PB

6. 升温控制子系统的 P&ID 图

升温控制子系统的 P&ID 如图 8 所示。

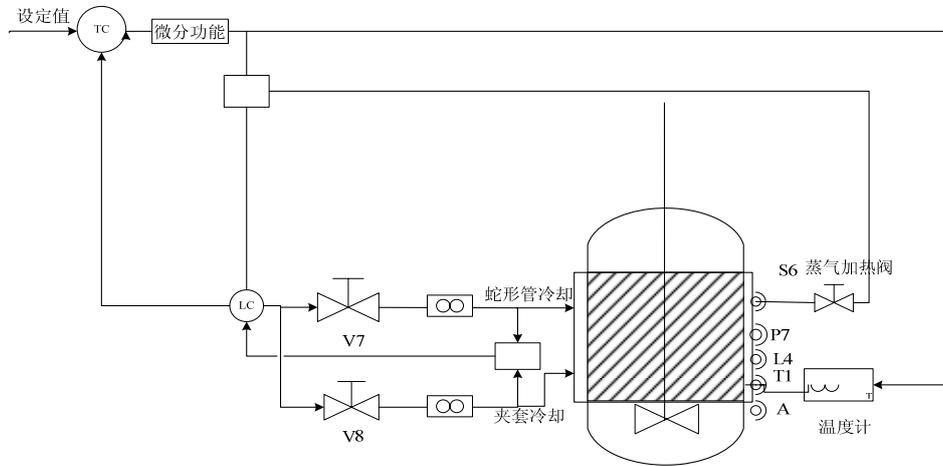


图 8 升温速度控制方案

7. 仿真

为了检验模糊PID的控制效果，并与普通PID控制效果进行比较，本方案针对此反应器的温度控制，在MATLAB中进行了仿真^[17]。各控制器的仿真结构如图 9-1 所示，各控制器跟踪升温曲线的仿真结果如图 9-2 所示。

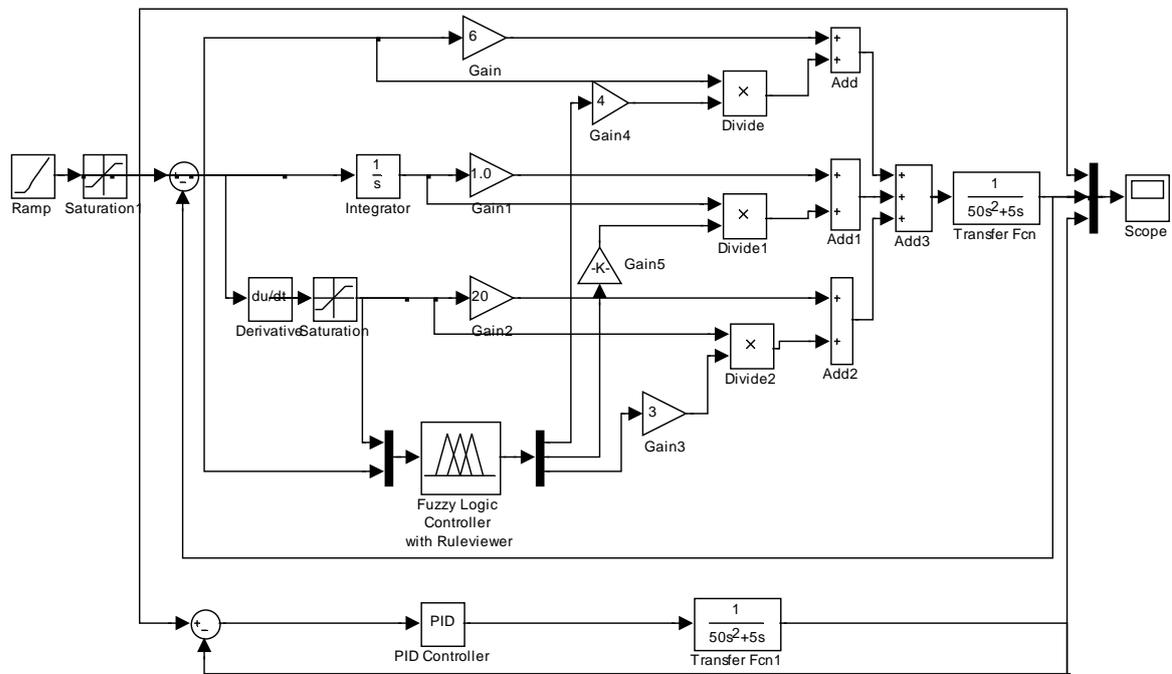


图 9-1 模糊 PID 和 PID 仿真模块图

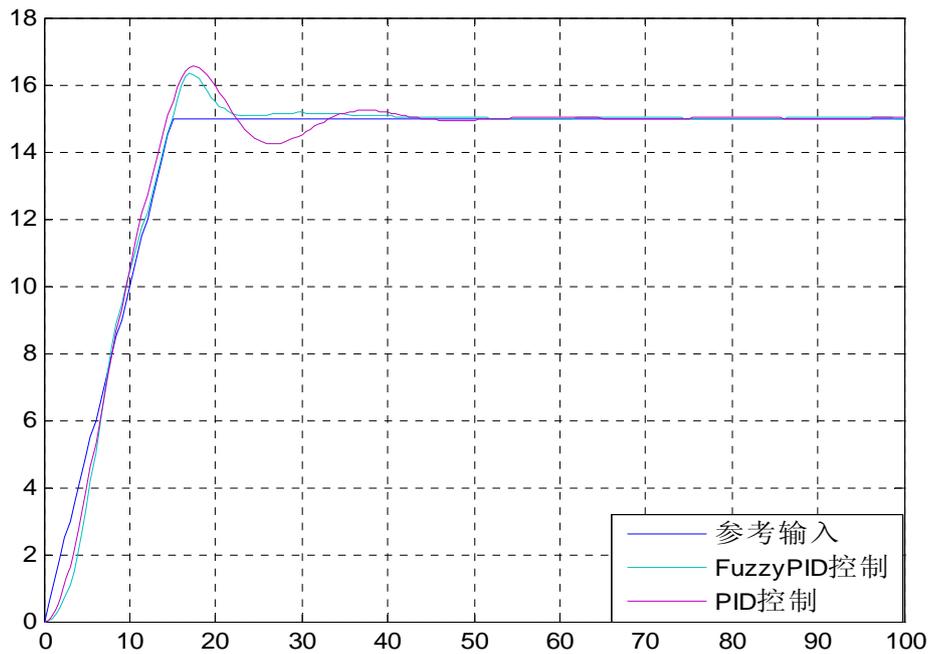


图 9-2 仿真效果图

由图 9 可以看出，在温度控制过程中，模糊 PID 控制的效果明显优于 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。所以本方案采用模糊 PID 控制方法。

8. 方案实施

按照系统框图进行组态图的连接，如图 10 所示。模糊控制器实质是一种映射规则，在图 10 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 BOX 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。

在 PCS7 中，模糊部分的软件采用 SLC 语言进行编程，然后将子系统程序打包为 FB 模块，由 CFC 程序来调用。

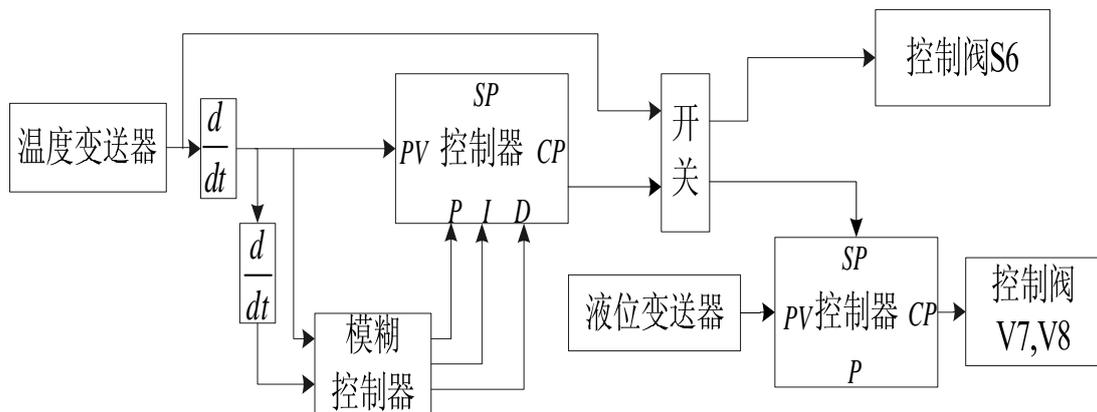


图 10 升温过程控制组态图

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。这里将采用临界比例度法对控制器进行参数整定。其步骤为：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 $K_{c_{max}}$ 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。

5.2.3 反应保温温度控制

1. 被控变量：反应温度 T1
操纵变量：V8、V7、S6
2. 控制精度：120±1.0℃
3. 控制方式：手动+自动（具有压力补偿装置的单回路闭环控制）

4. 结构框图

由于温度属于时间常数较大、惯性较大的变量，而压力变化较快、时间常数较小。所以可采用压力测量信号去补偿温度的测量，以解决温度对象的大滞后特性。结构框图如图 11 所示。

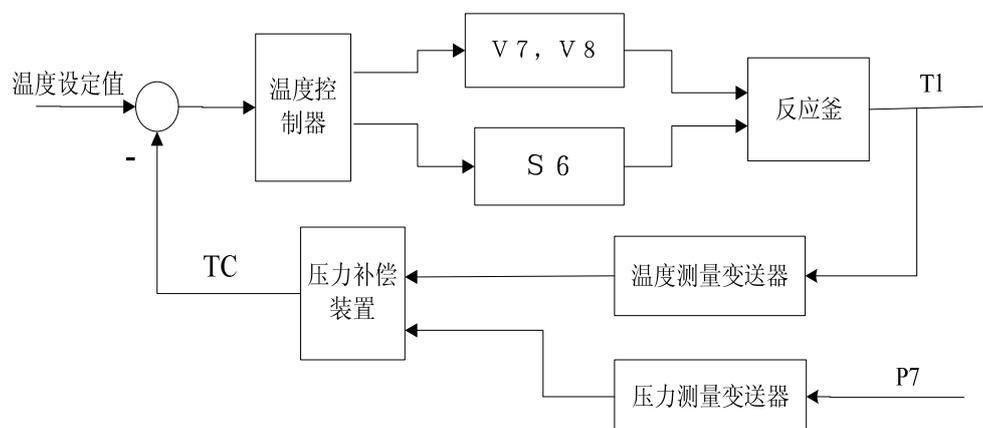


图 11 具有压力补偿的反应温度控制框图

5. 阀门特性及控制器选择

阀门 V7、V8 理想流量特性选对数型。

控制器采用 FUZZY-PI 控制器。

FUZZY-PI 控制的选择根据：

在工业过程控制领域，应用最多的控制方式仍是 PID 控制，本系统反应温度受到各种因素的影响，具有典型的非线性和时滞特点，无法建立精确的数学模型，由于 PID 调节一般在控制点附近的小范围内才有较好的控制效果，因此单纯采用 PID 控制，效果不会理想。相对于传统 PID 控制，模糊控制不要求精确的控制数学模型，鲁棒性好，反应灵活、适应性强，但是由于纯模糊控制器本质上是一种非线性 PD 控制，不具备积分作用，本身消除系统稳态误差的性能比较差，难以达到较高的控制精度；而 PI 调节器的积分作用从理论上可使系统的稳态误差控制为 0，有着很好的误差消除作用，因此把模糊控制和 PI 调节器相结合以增加稳态控制性能。本系统采用 FUZZY-PI 双摸控制实现对反应温度的精确控制。

压力补偿装置选用根据：

在反应进入恒温阶段时候，扰动是要重点考虑的对象，也是控制反应釜温度恒定的关键。当产生扰动时，系统不仅要快速进行自我调节，而且要将平衡点拉

回到原来的位置，而不能平衡于新的平衡点。

由于本系统对反应釜的温度测量精度要求较高，所以可采用压力测量信号去补偿温度的测量，以解决温度对象的大滞后特性。补偿后控制质量可比一般的串级控制要好^[18]。校正的计算装置如图 12 所示。

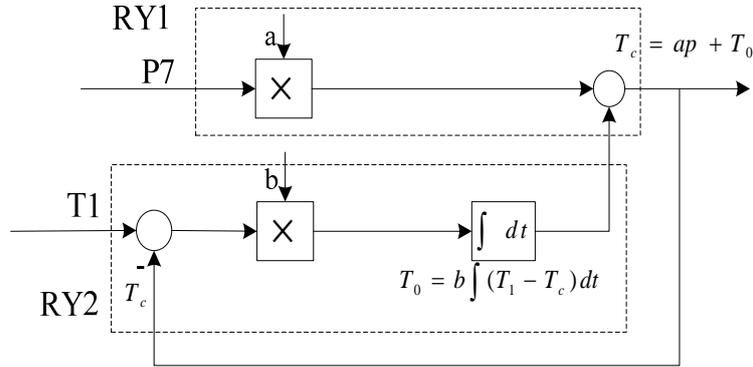


图 12 釜温校正计算装置

其温度控制系统的测量信号 TC 不是反应釜内温度测量值，而是经过釜压校正后的值。

校正的基本思路：首先假定温度 T 与压力 p 具有如式 $T_c = ap + T_0$ 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 $T_0 = b \int (T_1 - T_c) dt$ 进行逐步校正。这种具有压力补偿的反应温度控制，对于大型的反应釜特别有效。

5. 控制系统设计

在本子系统中，温度控制器采用模糊 PI 控制的形式，FUZZY-PI 控制器主要由选择器、模糊控制器、PI 控制器组成，能够较好的完成控制目标，图 13 是温度控制器的组成结构方框图。

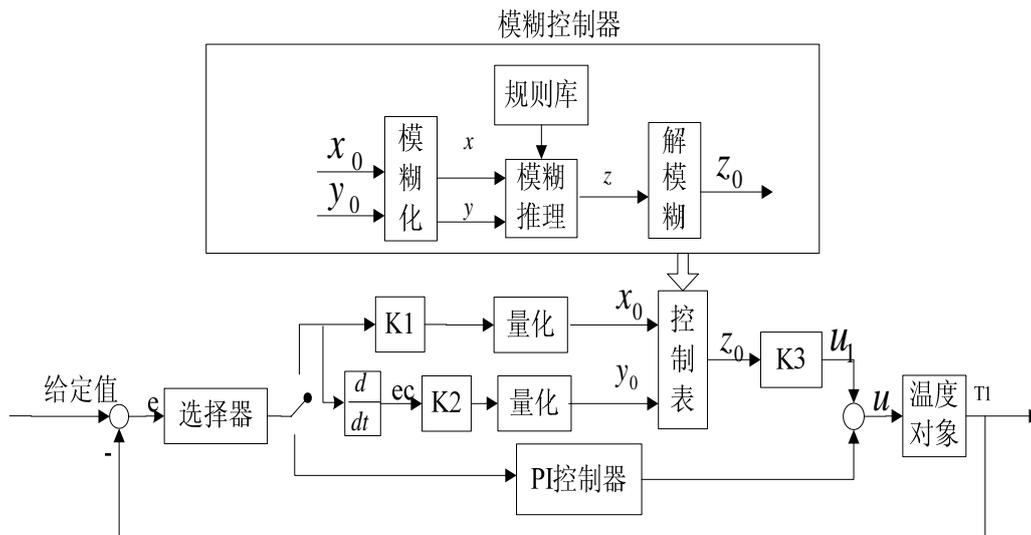


图 13 温度控制器 (FUZZY-PI 双模型)

FUZZY-PI 双摸控制器有两个输入变量，一个是温度设定值，一个是实际温度测量值。选择器根据温度误差 e 的大小实现对控制模式的切换，当温度偏差大于时，采用 FUZZY 模糊控制器方式，加快响应速度；当温度偏差小于等于 5°C 时，采用 PI 控制方式，消除系统静态误差，提高控制精度。FUZZY 模糊控制器的输入量为温度误差和温度误差变化率，其中 K_1 、 K_2 、 K_3 为尺度变换的比例因子；PI 控制器的输出量为误差 ec 。

本系统 e 、 ec 及 u 的实际变化范围分别为 $[-50, 50]$ ， $[-10, 10]$ ， $[0, 100]$ ， $k_1 = \frac{6}{50} = 0.12$ ， $k_2 = \frac{6}{10} = 0.6$ ， $k_3 = \frac{6 - (-6)}{100} = 0.12$ 。

模糊控制器设计：

本子系统采用离线计算、在线查表的模糊控制方式。

确定论域及模糊子集：我们确定 X 的论域为 $[-6, -5, -4, -3, -2, -1, 0, +1, +2, +3, +4, +5, +6]$ ，模糊子集为 $[\text{NB}, \text{NM}, \text{NS}, \text{ZO}, \text{PS}, \text{PM}, \text{PB}]$ ； Y 的论域为 $[-6, -5, -4, +3, -2, -1, 0, +1, +2, +3, +4, +5, +6]$ ，模糊子集为 $[\text{NB}, \text{NS}, \text{ZO}, \text{PS}, \text{PB}]$ ； Z 的论域为 $[-6, -5, -4, +3, -2, -1, 0, +1, +2, +3, +4, +5, +6]$ ，模糊子集为 $[\text{NB}, \text{NS}, \text{ZO}, \text{PS}, \text{PB}]$ 。

建立模糊控制规则当 X 分别为 NB, NM, NS, ZO, PS, PM, PB 时各有 5 条控制规则，因此共有 $7 * 5 = 35$ 条控制规则，如表 9 所示。

表 9 保温子系统模糊控制规则表

Z \ X \ Y	NB	NM	NS	ZO	PS	PM	PB
NB	NB	NB	NB	NB	NB	NS	ZO
NS	NB	NB	NB	NS	NS	ZO	PS
ZO	NB	NS	NS	ZO	PS	PS	PB
PS	NS	ZO	PS	PS	PB	PB	PB
PB	ZO	PS	PB	PB	PB	PB	PB

7. 保温控制子系统的 P&ID 图

保温控制 P&ID 如图 14 所示。

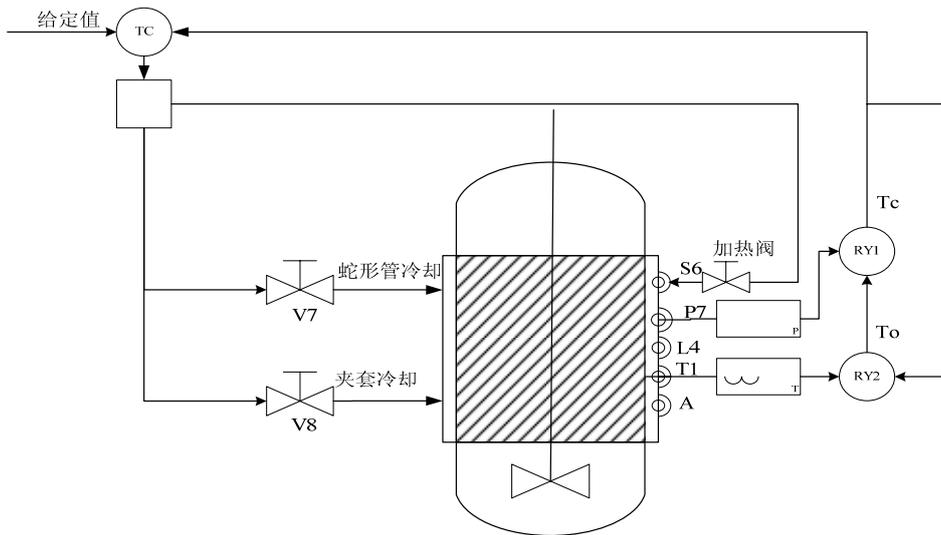


图 14 保温控制子系统设计方案

7. 方案实施

按系统框图进行组态图的连接，如图 15 所示。

在 PCS7 中，模糊控制部分的软件采用 SLC 语言进行编程，将子系统程序打包为 FB 模块后由 CFC 程序来调用。

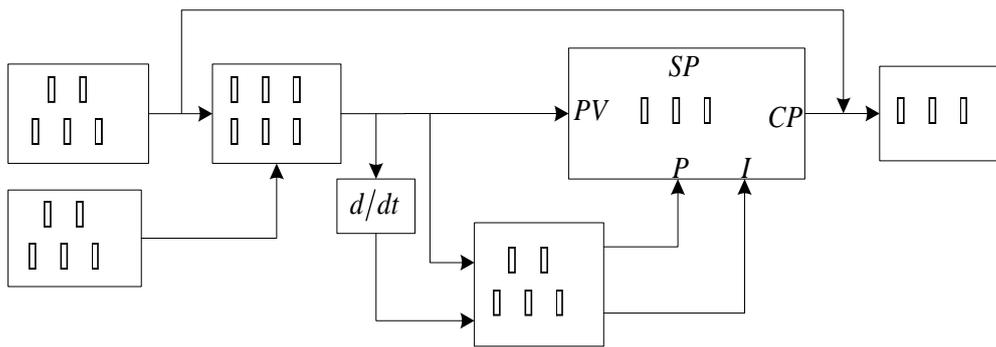
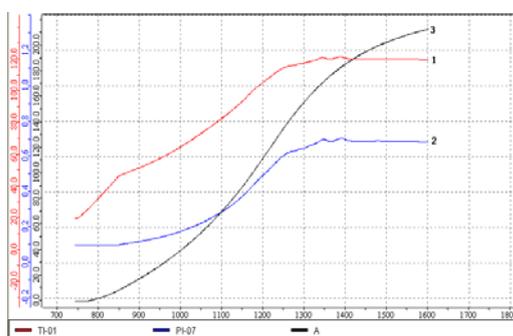


图 15 保温过程控制组态图

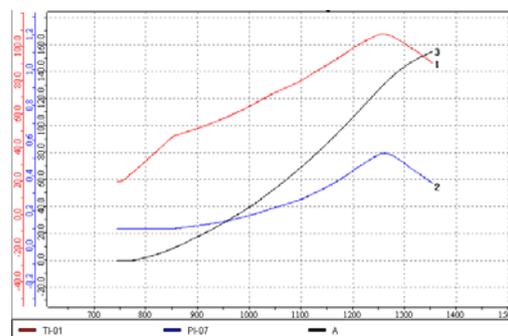
控制器参数的整定方法也跟类似于升温控制子系统。

5.2.4 主产物产率控制

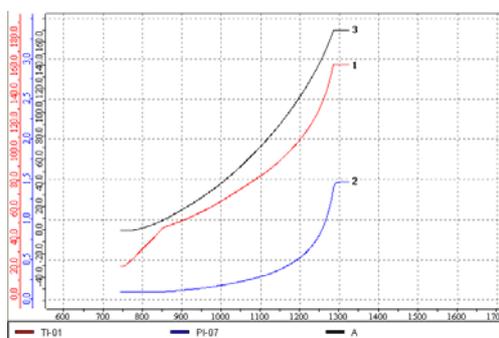
反应主产物 D 的产率主要受到升温速度、保温时间与温度的影响，而产率无法在线采集，因此我们通过分析反应特性曲线，来总结保证一定产率的方法。反应特性曲线如图 16 (a) ~ (d) 四幅图所示。



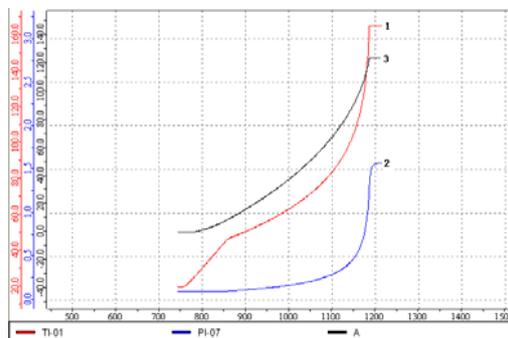
(a) 冷却适当时的温度、压力、产率



(b) 冷却过快时的温度、压力、产率



(c) 冷却过缓时的温度、压力、产率



(d) 无冷却水时的温度、压力、产率

图 16 反应特性曲线

观察题目给出的反应特性曲线，可以获得以下重要信息：

-
- 在四幅图中，温度和压力的上升曲线形式比较相似，两者走势大体一致。这一点可以提示我们在对温度进行控制时，可以适当利用压力的变化来补偿温度的滞后效应给控制带来的负面影响。
 - 在四幅图中，产率的上升曲线与温度和压力的上升曲线，总体趋势一样，温度和压力较高的时候产率也高，温度和压力低的时候产率就低。这一点以及缩合反应的特性提示我们温度越高，越有利于主反应的进行，所以在保证安全的前提下，应尽可能的提高反应温度、缩短温度上升的时间，有效的抑制副反应的进行。
 - 通过四幅图的比较，可以很清晰的看到，缩合反应阶段不同的冷却量对于温度和压力有着不同的影响，进而也对主产物产率造成不同的影响。只有当冷却量比较适当时，温度和压力的上升曲线才比较稳定，产率也稳步上升。由此可见，控制主产物产率的关键在于控制反应温度，而控制反应温度的关键则在于适当的冷却。

从以上分析可以看出，主产物产率的控制主要是通过对升温速度、保温时间及温度的控制来进行的，本方案正是基于这一点出发，对升温阶段的升温速度以及保温阶段的温度控制方案进行了详细而深入的设计，以保证获得较高的最终产率。

5.3 反应器安全控制方案以及报警机制

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，因此有必要设计压力安全控制方案以及报警机制，以提高其安全性，可同时采用自动手动两种方式。为了保证反应过程的安全，控制系统要求能够对反应器的压力及其上升的速率和液位进行监视和控制。

1. 被控变量：P7
2. 控制方案：手动+自动

安全监控的主要作用是使整个反应安全、有序、高效的进行。当各条件满足时，程序控制反应器按照预定的方案进行启动、开车、升温、保温、出料、清洗反应器快速、稳定、准确的进行。当条件不满足时，程序跳回到安全控制模块，执行预先设定的保护方案，对反应器实施必要的保护，以确保人员和设备的安全。

3. 系统的组成结构

液位超限 L4、反应器内压力 P7、P7 的上升速率及相应的信号报警回路组成。如图 17 所示。

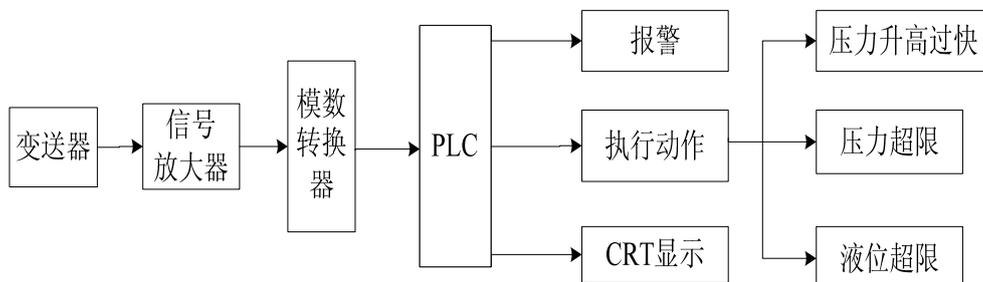


图 17 安全控制与报警系统总体结构

为切实保证生产设备的安全及生产的顺利稳定，实时的采集压力，液位的数据送入 PLC，。一旦发现压力，液位达到某个临界值便立即在 CRT 上显示且采取相应的处理方法：进入相应的执行动作模块及报警（需要时）

4. 系统的功能描述

- 可实现液位、压力及其上升速率超限后的快速相应和紧急处理。
- 相关的测量信号在 CRT 显示，以及进行及时报警。

5. 各控制回路框图以及控制方案具体描述

液位超限：当反应釜液位达到 1.6m 时，将引起液位超限报警。具体控制回路如图 18 所示。

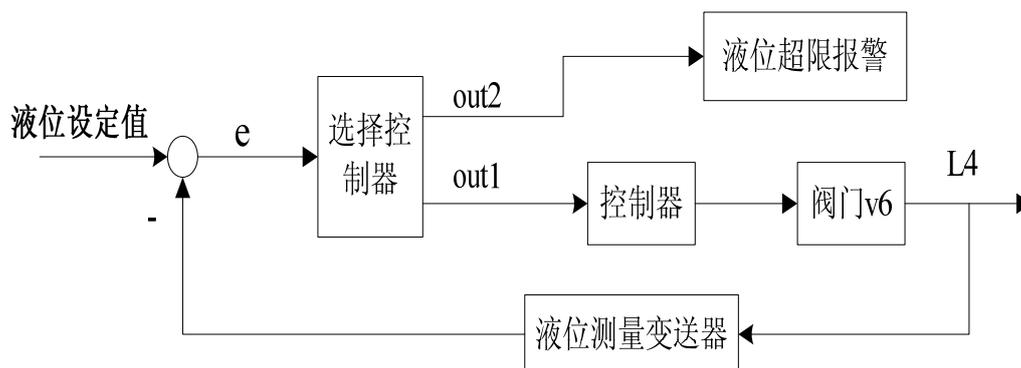


图 18 液位控制回路及报警方案

压力超限：一旦超过 0.8Mpa（反应温度超过 128℃），将会报警。压力继续

上升至 0.83Mpa（反应温度超过 130℃）以上时，应立刻关闭反应釜搅拌电机开关 S8。应关闭 V10，同时开启反应釜搅拌电机开关 S8。当压力超过 1.20Mpa 已属危险超压状态，将会再次报警。此时应迅速打开放空阀 V5（代替），强行泄放反应釜压力。压力一旦有所下降，应立即关闭 V5，若关闭 V5 压力仍上升，可反复数次。如果反应器压力超过 1.60Mpa，将被认定为反应器爆炸事故。此时紧急事故报警闪光，反应处于冻结状态。图 19 为压力超限时的控制方框图。

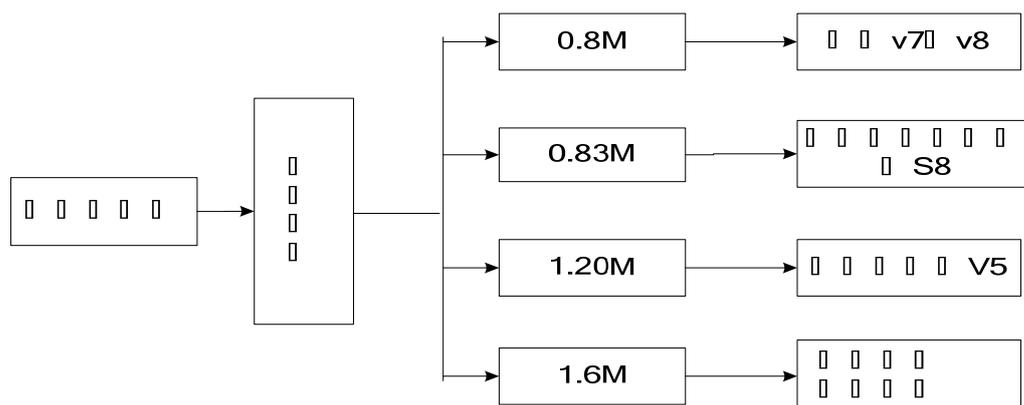


图 19 压力安全手动控制部分方框图

压力上升过快：调节 V7，V8，若已将 V8 和 V7 开到最大，可迅速打开高压水阀门 V10，进行强制冷却。控制方框图如图 20 所示。

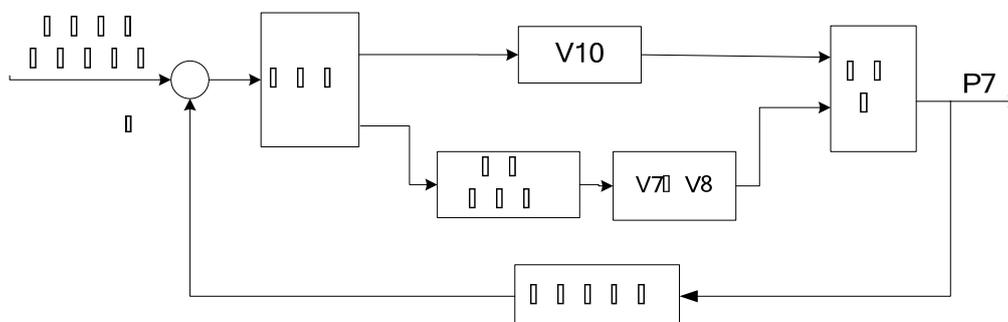


图 20 压力安全自动控制部分方框图

6 上位监控界面设计

上位监控系统是人机交互的窗口。本方案所设计的监控界面主要有：流程画面、趋势画面、报警画面、参数调整和控制画面等。监控界面采用 PCS7 系统提供的 WinCC 组态软件来进行设计。图 21 和图 22 是本方案所开发的流程画面和趋势画面。

带搅拌釜式反应器系统流程画面

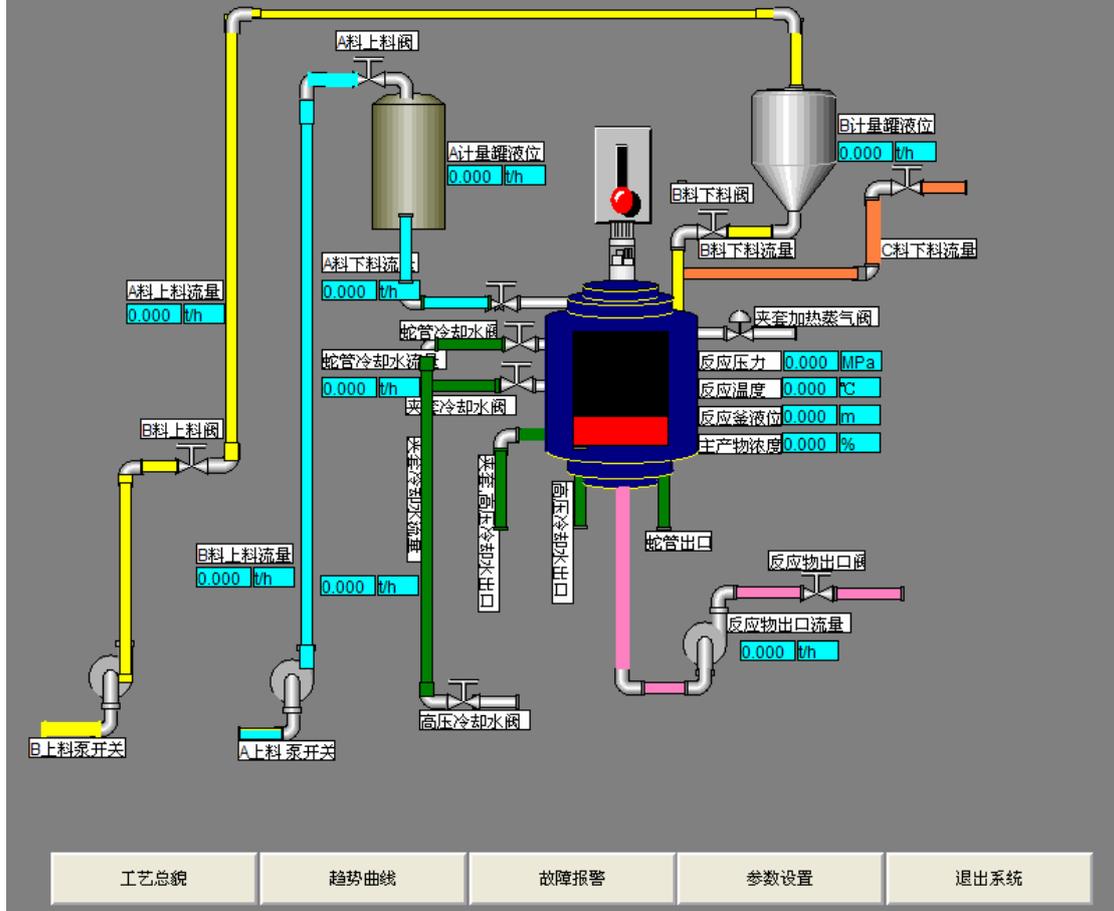


图 21 流程画面



图 22 趋势画面

7 结束语

本方案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] 王树青, 金晓明等. 先进控制技术应用实例. 化学工业出版社, 2005
- [3] 蒋慰孙, 俞金寿. 过程控制工程. 中国石化出版社, 1999
- [4] 莫彬. 过程控制工程. 化学工业出版社, 1991
- [5] 林锦国. 过程控制. 东南大学出版社, 2006
- [6] 西门子公司. 西门子 S7-400 技术手册, 2003
- [7] 曹辉, 霍罡. 可编程序控制器过程控制技术. 机械工业出版社, 2006
- [8] 骆德汉. 可编程控制器与现场总线网络控制. 科学出版社, 2005
- [9] 俞金寿. 工业过程先进控制. 中国石化出版社, 2002
- [10] 师黎, 孔金生. 反馈控制系统导论. 科学出版社, 2005
- [11] 徐江陵. 一种新型的模糊 PID 温度控制器的设计. 技术, 2005, pp:93-94
- [12] 李英顺, 伦淑娴. 模糊 PID 温度控制仪. 仪表技术与传感, 1, 2003, pp: 20-22
- [13] 栾义忠, 郭俊美, 马思乐. 基于 FUZZY-PI 的温度控制系统. 自动化技术与应用, 25(12), 2006, pp:21-23
- [14] 王伟, 李晓理. 多模型自适应控制. 科学出版社, 2001
- [15] 佟绍成. 非线性系统的自适应模糊控制. 科学出版社, 2006
- [16] 邵裕森, 戴先中. 过程控制工程. 机械工业出版社, 2000
- [17] 张志勇, 徐彦琴. MATLAB 教程. 北京航空航天大学出版社, 2006
- [18] 翁维勤, 孙洪程. 过程控制系统及工程. 化学工业出版社, 2002
- [19] 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