

**2007 年西门子杯全国大学生过程控制技能
挑战赛**

间歇反应过程控制方案设计

队伍编号：29

2007 年 6 月

目 录

第一章 被控对象工艺流程简介	1
1.1 被控对象工艺流程概述.....	1
1.2 反应过程特性分析.....	2
1.3 注意事项及安全措施.....	3
第二章 自动控制系统设计	4
2.1 PCS7 过程控制系统.....	4
2.2 反应器控制系统组成.....	5
2.3 控制系统的功能特点及优点.....	6
第三章 自控方案设计	8
3.1 控制方案分析与总体设计.....	8
3.2 进料过程控制.....	9
3.3 缩合反应控制.....	15
3.31 反应器温度跟踪控制.....	15
3.32 反应保温阶段控制.....	20
3.33 生成物产率检测与控制.....	20
3.4 出料及清洗.....	23
3.5 安全措施.....	23
3.6 总体顺序控制方案设计.....	27
第四章 自控方案的实施设计	29
4.1 系统硬件配置.....	29
4.2 系统输入/输出数据.....	30
4.3 I/O模块接线图.....	31
第五章 总 结	34
参考文献	35
附件	37

第一章 被控对象工艺流程简介

1.1 被控对象工艺流程概述

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。其工艺流程图如图 1 所示：

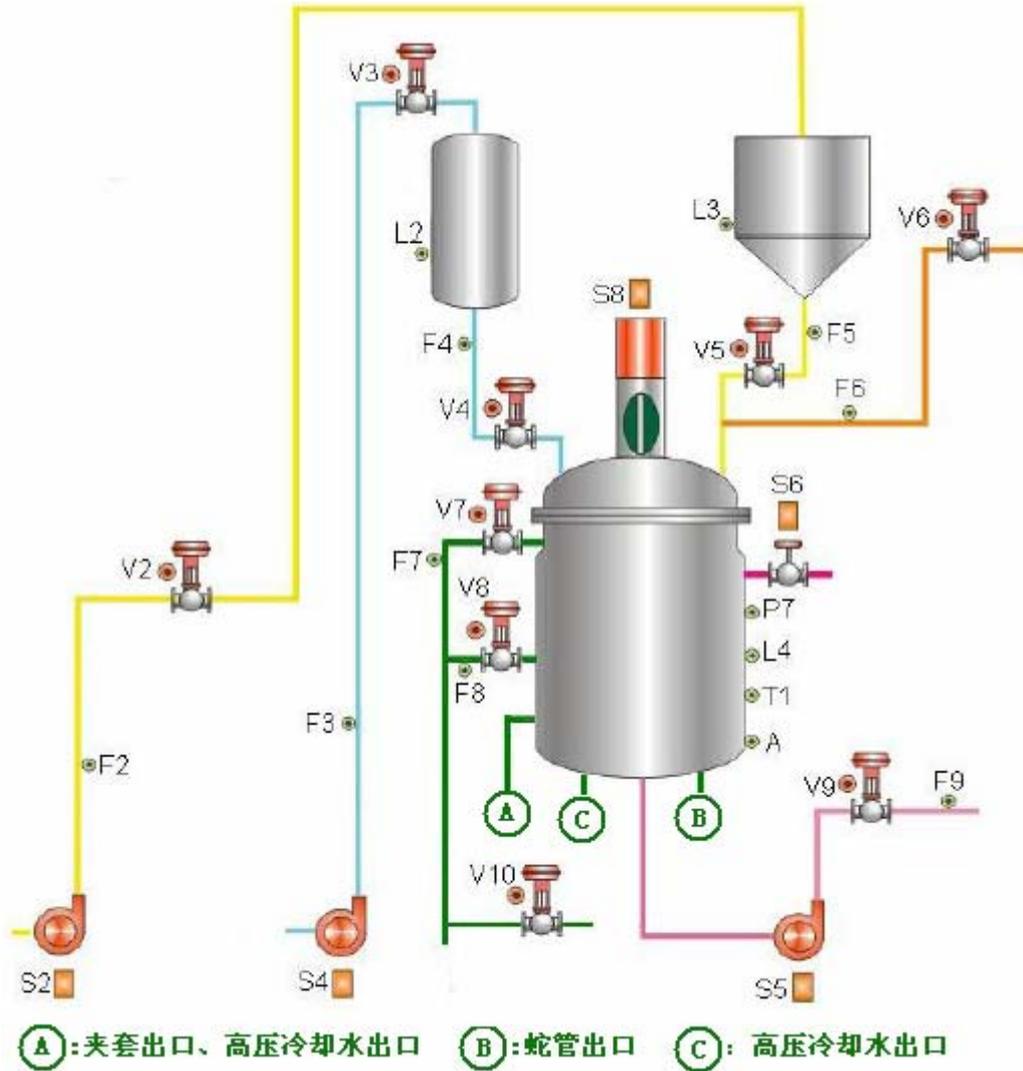


图 1.1 间歇反应工艺流程图

该反应过程主要包括备料工序和缩合反应工序，其中，备料工序相对比较简单，就是按照所要求的物料比例将三种物料加入到反应釜中。缩合工序是一个比较复杂的过程，历经下料、升温、保温、出料及反应釜清洗几个阶段。

在缩合反应中 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。缩合反应不是一步合成，实践证明还伴有副反应发生。缩合收率的大小与这个副反应有密切关系。主反应的活化能高于副反应，因此提高反应温度有利于主反应的进行。但在本反应中若升温过快、过高，可能造成爆炸而产生危险事故。

1.2 反应过程特性分析

该控制过程的重点和难点在缩合反应工序。缩合反应工序也可以大致分为几个阶段：

(1) 当开启反应釜搅拌电机 S8，适当打开夹套蒸汽加热阀 S6 后反应釜内温度 T 逐渐上升，要控制加热量使温度上升速度在 0.1~0.2℃/s 以内。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。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。

(2) 在 45℃左右和 65℃左右（釜压 0.18Mpa 左右）之间时不需要加热，反应此时已被深度诱发，并逐渐靠自身反应的放热效应不断加快反应速度。

(3) 当反应温度达到 65℃左右（釜压 0.18Mpa 左右）后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。此时，副反应速率仍然大于主反应速率，此过程一直延续到 90℃左右。

(4) 反应预计在 95~110℃（或釜压 0.41~0.55Mpa）进入剧烈难控的阶段。此时应充分加强对 V8 和 V7 的调节，这一阶段既要大胆升压，又要谨慎小心防止超压。为使主反应充分进行，并尽量减弱副反应，应使反应温度维持在 121℃（或压力维持再 0.69Mpa 左右）

(5) 反应保温阶段，如果控制合适，反应历经剧烈阶段之后，压力 P、温度 T 会迅速下降。此时应逐步关小冷却水阀 V8 和 V7，使反应釜温度保持在 120℃（压力保持在 0.68~0.70Mpa 左右），不断调整直至全部关闭 V8 和 V7。当关闭 V8 和 V7 后出现压力下降时，可适当打开夹套蒸汽加热阀 S6，使反应釜温度始终保持在 120℃（压力保持在 0.68~0.70Mpa）5~10 分钟（实际为 2~3 小时）。保温之目的在于使反应尽可能充分地进行，以便达到尽可能高的主产物产率。

1.3 注意事项及安全措施

1) 依次加入 A 物料和 B 物料后打开 C 物料阀 V6，将料液打入反应釜。注意反应釜的最终液位 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。

2) 开启 V8 和 V7 的同时，夹套冷却水出口温度和蛇管冷却水出口温度不得低于 60℃。如果低于 60℃，反应物产物中的副产物将会在夹套内壁和蛇管传热面上结晶，增大热阻，影响传热，因而大大减低冷却控制作用。特别是当反应釜温度还不足够高时更易发生此种现象。

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。

3) 反应预计在 95~110℃（或釜压 0.41~0.55Mpa）进入剧烈难控的阶段。这一阶段既要大胆升压，又要谨慎小心防止超压。应使反应温度维持在 121℃（或压力维持再 0.69Mpa 左右）。但压力维持过高，一旦超过 0.8Mpa（反应温度超过 128℃），将会报警。

4) 如果反应釜压力 P7 上升过快，已将 V8 和 V7 开到最大，仍压制不住压力的上升，可迅速打开高压水阀门 V10，进行强制冷却。

如果开启高压水泵后仍无法压制反应，当压力继续上升至 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。

如果操作不按规程进行，特别是前期加热速率过猛，加热时间过长，冷却又不及及时，反应可能进入无法控制的状态。即使采取了第 7、第 8 项措施还控制不住反应压力，当压力超过 1.20Mpa 已属危险超压状态，将会再次报警扣分。此时应迅速打开放空阀 V5（代替），强行泄放反应釜压力。

5) 由于打开放空阀会使部分 A 物料蒸汽散失（当然也污染大气），所以压力一旦有所下降，应立即关闭 V5，若关闭 V5 压力仍上升，可反复数次。需要指出，A 物料的散失会直接影响主产物产率。

第二章 自动控制系统设计

2.1 PCS7 过程控制系统

SIMATIC PCS7是西门子公司在TELEPERM系列集散系统和S5、S7系列可编程控制器的基础上,结合先进的电子制造技术、网络通讯技术、图形及图像处理技术、现场总线技术、计算机技术和先进自动化控制理论的先进过程控制系统。它采用优秀的上位机软件WinCC作为操作和监控的人机界面,利用开放的现场总线和工业以太网实现现场信息采集和系统通讯,采用S7自动化系统作为现场控制单元实现过程控制,以灵活多样的分布式I/O接收现场传感检测信号。

SIMATIC PCS7过程控制系统具备了以下几个方面特点:

- (1) 高度的可靠性和稳定性;
- (2) 高速度,大容量的控制器;
- (3) 客户/服务器的结构;
- (4) 集中的从上到下的组态方式
- (5) 能灵活、可靠地嫁接于老系统;
- (6) 集中的、友好的人机界面;
- (7) 含有配方功能的批量处理包;
- (8) 开放的结构,可以同管理级进行通讯;
- (9) 同现场总线技术融为一体。

SIMATIC PCS7采用符合IEC61131-3国际标准的编程软件和现场设备库,提供连续控制、顺序控制及高级编程语言。现场设备库提供大量的常用的现场设备信息及功能块,可大大简化组态工作,缩短工程周期。SIMATIC PCS7具有ODBC,OLE等标准接口,并且应用以太网、PROFIBUS现场总线等开放网络,从而具有很强的开放性,可以很容易地连接上位机管理系统和其它厂商的控制系统。

这里我们选用S7-300系列PLC。S7-300PLC与上位机采用MPI通信方式。S7-300系列PLC都集成有MPI口,在上位机中装入内置的CP5611卡,然后用串口线将CPU的MPI口与CP5611卡相连。系统中各模块通过CPU的DP编程口与控制器相连组成网络,接收上位机的命令,实现数据采集和设备控制。CPU和所有的I/O模块使用UPS电源供电,CPU外加E2PROM程序和数据存储卡,并使用后备电池用于程序和运行

数据的保存。

工程师站 (ES) 选用功能强大的STEP7编程软件编写控制程序, 选用有友好中文图形界面的WinCC监控软件设计人机界面。在编制程序的过程中, 尽量做到单一功能模块化、子文件化, 减少程序代码的长度和内存开销, 以缩短程序的扫描周期, 并加快程序的运行速度。

2.2 反应器控制系统组成

根据对控制对象的介绍, 经分析将本系统控制部分分为反应器液位控制、反应温度控制、反应器压力和温度安全控制, 以及开车顺序控制4个子系统。监控部分由1个操作员站 (OS) 和1个工程师站 (ES, 工程师站兼有操作员站功能) 组成, 通讯介质采用双绞线。操作员站是处理一切与运行操作有关的人机界面功能的网络节点, 其主要功能就是为系统的运行操作员提供人机界面, 使操作员可以通过操作员站及时了解现场运行状态和各种运行参数的当前值。工程师站负责调试、维护整个控制系统。I/O的分布通常要求冗余, 模件要求热插拔, 电源要求冗余。

本系统主要由一个工业以太网PROFINET和一个PROFIBUS网络组成。其中工业以太网由双绞线环网实现, 其上挂接操作员站OS、工程师站ES、远程办公室, 以及S7-300PLC4个站; PROFIBUS 网络主站为S7-300PLC, 从站为远程I/OET200M从站、人机界面从站和AS-I 总线接口从站。远程I/OET200M 从站主要控制电机开关、物料A、B和C的调节阀、热水入口调节阀、冷水蛇管和夹套的调节阀以及反应器出口调节阀, 并读入物料C、热蒸汽、冷水蛇管以及夹套管的流量值。AS-I 总线接口主要负责温度传感器、压力传感器和液位传感器等数据的采集

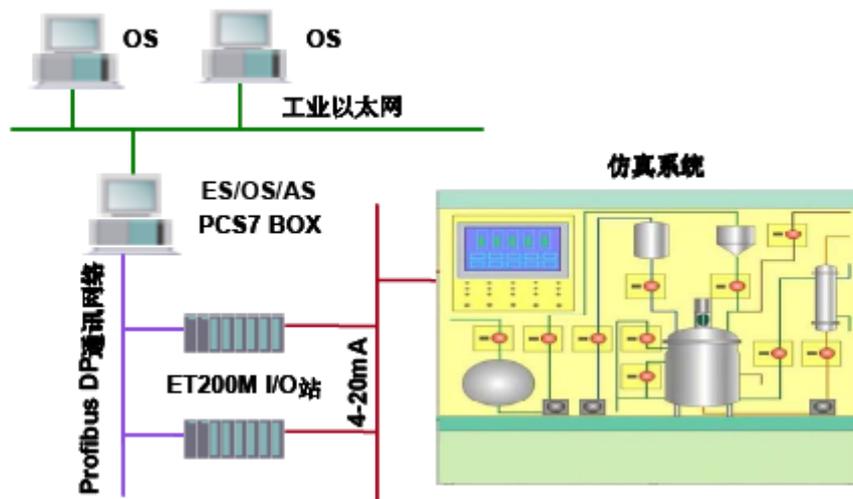


图 2.1 控制系统网络示意图

其中主要硬件配置包括：

表 2.1 控制系统硬件配置

型号	数目	说明
315-2DP	1	CPU
ET200M IM 153-2	1	与 PROFIBUSDP 连接的 分布式站点
SM322 8*DC24V/2A	1	16 路开关量输出(0-24V)
SM331 8*12BIT	1	8 路模拟量输入(4-20mA)
SM332 8*12BIT	1	8 路模拟量输出(4-20mA)
PS307	1	电源模块
E ² PROM	1	存储器卡

2.3 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。

第三章 自控方案设计

3.1 控制方案分析与总体设计

本控制过程主要包括 5 个阶段，我们根据不同阶段的特点和控制精度要求对各个阶段设计最适合的控制方案。

首先，是前期的准备工作包括对装置的检查和对要添加物料的准备。本阶段的操作比较简单也不涉及到控制的问题但也不得大意，工程中的任何一点疏忽都会导致最终结果不理想。认真检查各开关、手动阀门是否关闭。对 A, B 两种物料计量备料。

然后进行物料的添加，本过程也是比较简单的过程，可以人为的进行手动控制或设置简单的顺序控制就能实现，但要注意所添加的量要尽量准确，包括对上一过程的计量备料也要注意准确，当液位接近目标值时，关小阀门以免由于流量过大而导致计量的误差。

本课题的关键部分同时也是控制难点在缩合反应阶段。由于反应过程中要放大量的热，而温度升高又会加速反应的进行，如此形成一个不能自衡的系统，如果不加控制或则控制效果不好会导致正反馈的作用使系统温度迅速上升，导致爆炸等危险情况的发生。同时缩合反应过程中还伴有副反应的发生，我们在控制主反应的同时还要兼顾副反应的作用，因为副反应强烈的话会严重影响反应生成物的质量。除此之外，该系统本身就是一个比较复杂的难控制过程，其中包含有大的滞后，控制对象的时变和不确定性都会给控制方法的实施带来一定的困难。

在缩合反应过程中又可以分成几个阶段，包括(1) 初期的加热过程：初期阶段的反应刚刚开始比较容易控制，只要能使其按照设定值也就是温度的升高的速率平稳的升稳即可。可以用一些比较简单的控制方法，即能实现控制要求又达到了简便易行，降低成本的目的。(2) 短暂的停止加热阶段：靠自身放热提供热量的阶段，该阶段靠反应自身的热量对其进行加热，不需要加入控制，即不用加如加热蒸汽也不用加冷水。但是，也要对反应过程的监测，一旦出现意外或则异常情况要采取相应的措施。(3) 反应的难控阶段：该阶段发生剧烈的化学放热反应，容易引起事故的发生，要通过各种冷却方法实现控制，其中包括一些强制冷却的措施。该阶段是本课题的关键部分，应采用先进的控制方案，既要克服系统本身

的滞后，时变等不里因素，还要充分对剧烈的化学反应的控制。

保温阶段的控制：这一阶段的控制效果直接导致主产物的产率，因此，控制要达到较高的精度。保温阶段虽然反应没有那么剧烈但是也要涉及到控制的变化，为了保持温度，先是逐渐关小冷却水阀 V8 和 V7，然后是适当打开夹套蒸汽加热阀 S6，相当于前面反应的逆过程。但是由于反应不剧烈会容易控制一些。另外我们所最关心的直接输出信息就是最终产物的产率，而产物的产率无法在线测量，这就要用到软测量的方法来对其进行软测量。由于化学反应机理比较复杂，我们选择采用支持向量机的方法进行建模，其主要的相关参数包括升温速度、保温时间和温度。

出料及清洗反应器：该过程要注意的是反应釜中的残存的可燃气体，一是要注意安全；二是要注意放空后的后续处理过程减少污染，后续过程这里暂不考虑。

鉴于以上分析，该项目应采取不同的控制方法对根据各自的特点，对不同的阶段加以控制，充分发挥各种控制手段的优点，完成自己的控制任务。并通过控制程序实现各阶段的控制方法的切换。达到最优的控制效果。

3.2 进料过程控制

由于前期的准备工作及备料工序不包含在本次考题范围内，并且操作过程简单，这里不再详细描述。主要的仪器设备如下表：

表 3-1 准备工作设备参数一览表

仪器设备名称	说明	性能参数
V3	A 物料入口阀	线性气开阀
V4	A 物料出口阀	线性气开阀
V2	B 物料入口阀	线性气开阀
V5	B 物料出口阀	线性气开阀
S4	A 物料泵及泵电机开关	-----
S2	B 物料泵及泵电机开关	-----

另外，还涉及到两个计量罐。其中

A 物料计量罐：容积 180 升，直径 500mm，高度 900mm，正常液位 640mm

B 物料计量罐：容积 270 升，直径 600mm，圆筒形部分高度 800mm，圆锥

形部分高度 520mm，正常液位 1000mm

A 物料计量罐、B 物料计量罐底到反应釜顶高差 1500mm

A 物料上料管、下料管，B 物料上料管、下料管的公称直径 Dg40mm

表 3-2 系统工况要求一览表

测量变量	说明	要求
L2	A 物料计量罐液位	最高 640mm
L3	B 物料计量罐液位	最高 1000mm
F2	B 物料上料流量	最大 8.1t/h
F3	A 物料上料流量	最大 9.72t/h

进料过程是将准备好的物料顺次加入到反应釜中，要求计量的精准，此过程可以采用人工手动的方式进行对物料的添加，为提高整体的自动化水平也可以采用简单的顺序控制对其进行自动控制。

主要过程包括：打开 A 物料计量罐下料阀 V4，观察计量罐液位因高位势差下降，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，观察液位指示仪，当液位 L3 下降至 0.0m，即关 V5。打开 C 物料阀 V6，将料液打入反应釜。（注意反应釜的最终液位 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。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。）

以上的加料过程可以用简单的顺序控制程序得以实现，由于 A 和 B 物料在备料时已经准确的储备在计量罐中，只要打开阀门将其放入反应釜中即可，而添加 C 物料则可以通过人为观测或简单的控制达到反应釜最终液位的目标值（在 1.37m 左右）。为了实现 A、B 和 C 物料的按顺序的加入到反应器中也要对 A 和 B 的计量罐以及反应器的液位进行检测，首先是对 A 计量罐的液位 L2 进行检测当发现 L2 为 0 时，关闭阀门 V4，打开阀门 V5 这时的检测信号为 B 计量罐的液位 L3，当发现 L3 为 0 时关闭阀门 V5 打开 C 物料阀 V6，观察反应釜的液位 L4 当 L4 接近目标值 1.37m 时，关小阀门让液位逐渐趋近目标值这样的操作可以减小由于滞后、视差等因素带来的误差。控制方案可以采用简单的比例控制，当液位 L4 越接近目标值时，阀门关的越小，直到阀门完全关闭。同时如果由于以外

的发生导致最终液位低于 1.2m 或高于 1.6m 时应采相应的措施继续添加或则超限报警。具体流程如下：

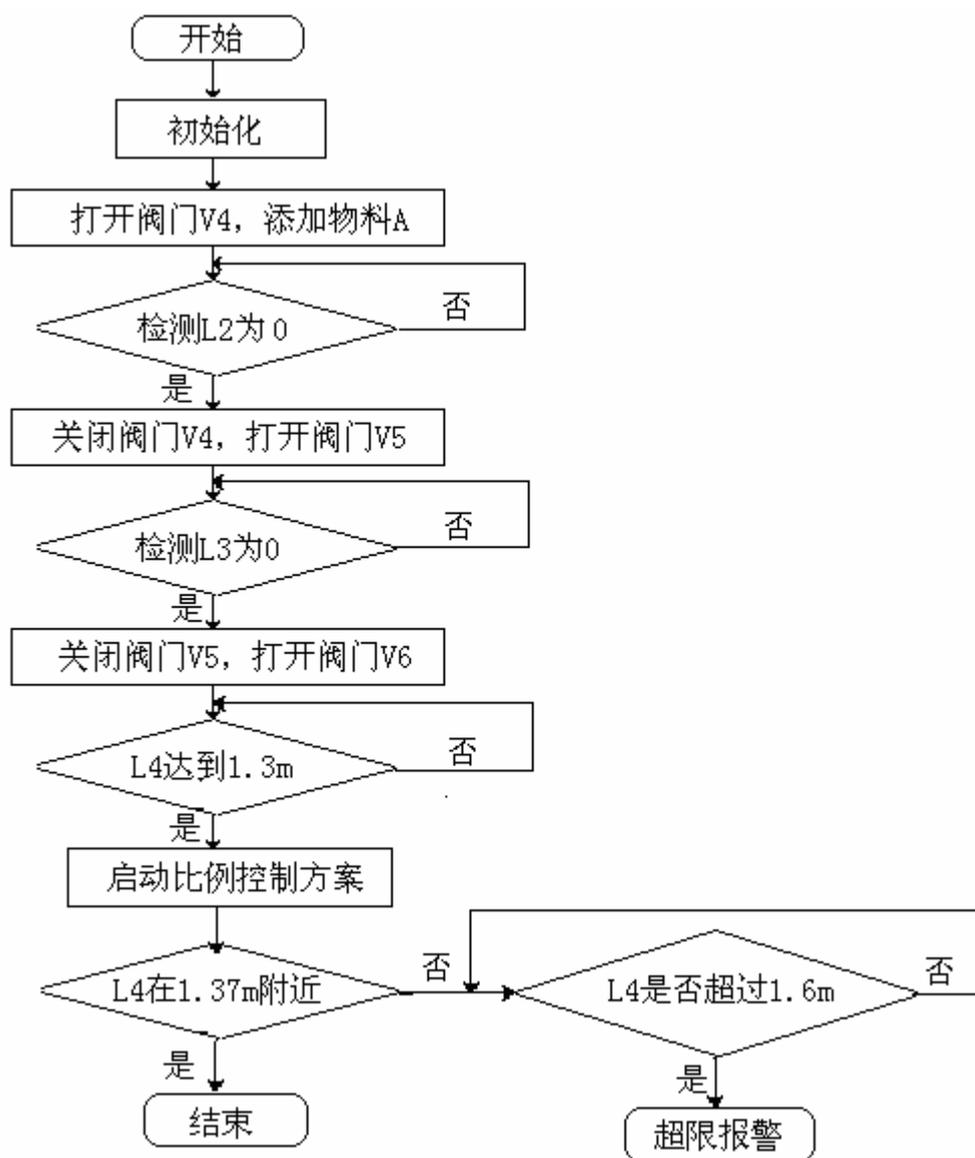


图 3.1 物料添加过程流程图

由于 A, B 两物料的加入不需要进行反馈控制, 这里将 C 的添加进行单回路的比例控制, 原理图如下:

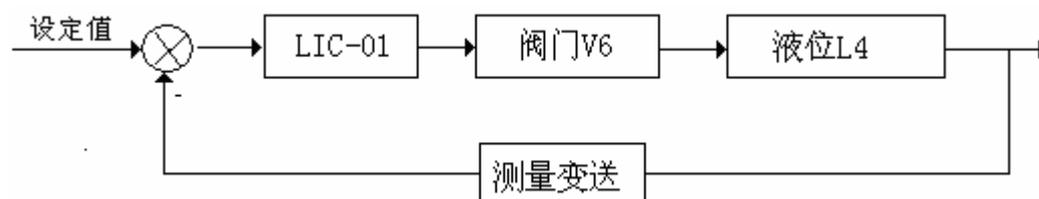


图 3.2 反应釜液位控制单元

该过程属于简单易行的单回路控制：

被控变量为反应釜的液位 L4

控制变量为物料 C 的进料流量 F6

控制阀门 V6 为气开阀（从安全因素考虑，当系统处于断电状态时，阀门 V6 处于关闭状态）阀门可以选用线性截止阀（考虑到被控参数的特性和阀门在管道的流量以及公称直径等问题）。

并且 LIC-01 是正作用，当控制信号减小时，阀门随之关小。选用 P 为控制规律是由于控制对象比较简单,用简单的比值控制足够满足要求且克服了积分作用带来的系统稳定性差,闭环响应慢等缺陷。

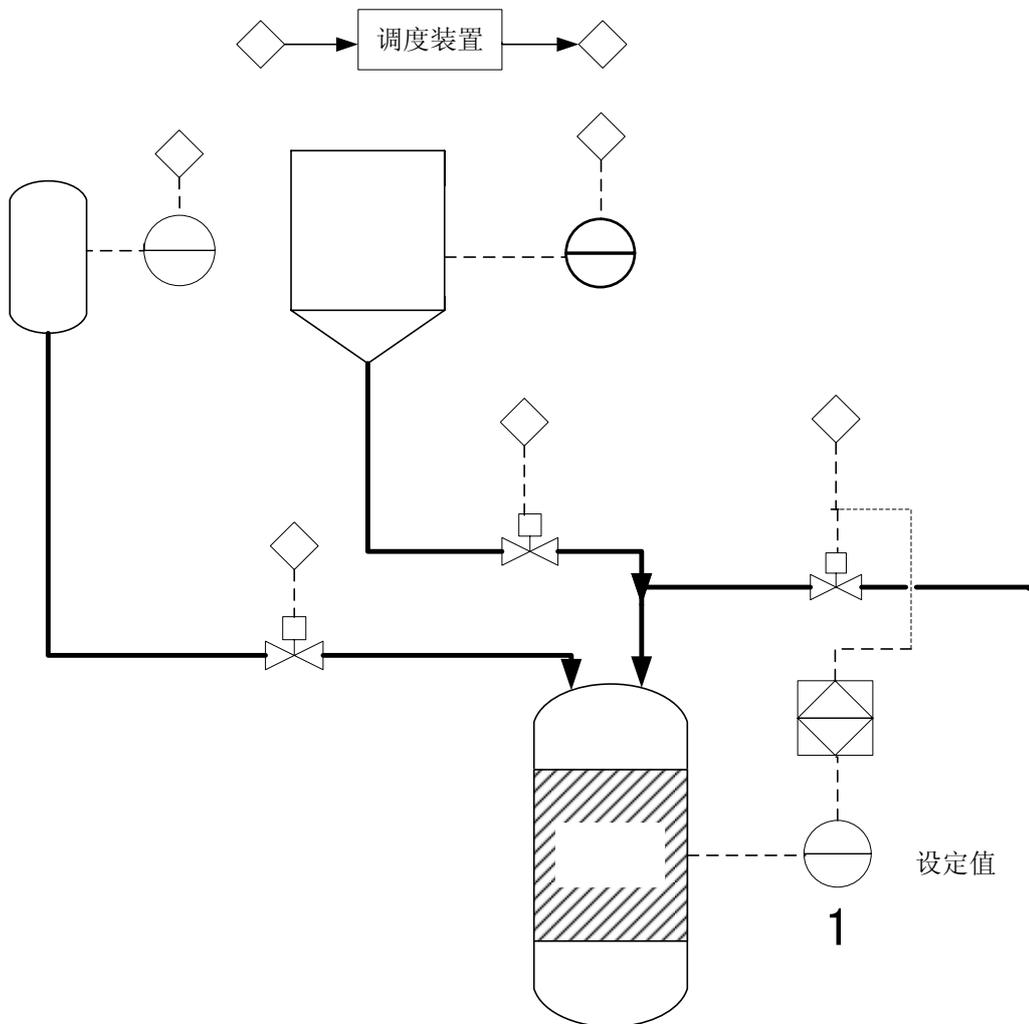


图 3.3 反应釜液位控制 P&ID 图

进料过程所涉及的设备如下表:

表 3-3 进料过程设备清单

设备号	设备描述	说明
V4	物料 A 的进料阀门	线性截止阀, 气开特性
V5	物料 B 的进料阀门	线性截止阀, 气开特性
V6	物料 C 的进料阀门	线性截止阀, 气开特性
LIC-01	反应釜液位控制器	P 控制规律, 正作用
LT-1	A 储罐液位变送器	-----
LT-2	B 储罐液位变送器	-----
LT-3	反应器液位变送器	-----

另外还包括反应器: 每釜容积 2500 升 (最大容积 2800 升), 直径 1400mm, 高度 2000mm, 浆式搅拌器 (体积忽略不计), 转速 90r.p.m, 搅拌电机功率 4.5kw。

还有一个简单的条件选择控制器, 负责通过检测到的流量的信号来进行进料的几个过程的切换。

报警系统, 实时对反应釜液位进行检测, 当反应釜的液位超过 1.6m 时进行报警。

具体 SCL 代码为:

```
FUNCTION_BLOCK    FB997
```

```
//静态变量定义
```

```
VAR
```

```
LEVEL1:REAL:=0;
```

```
LEVEL2:REAL:=0;
```

```
LEVEL3:REAL:=0;
```

```
END_VAR
```

```
//输入变量定义
```

```
VAR_INPUT
```

```
IN1:REAL:=0;    //接收检测到的液位 L2 信号
```

```
IN2:REAL:=0;    //接收检测到的液位 L3 信号
```

```

IN3:REAL:=0; //接收检测到的液位 L4 信号
END_VAR
输出变量定义
VAR_OUTPUT
OUT1:REAL:=0; //控制阀门 V4 的开关
OUT2:REAL:=0; //控制阀门 V5 的开关
OUT3:REAL:=0; //控制阀门 V6 的开度
OUT4:REAL:=0; //控制器的 LIC-01 的使用
OUT5:REAL:=0; //报警装置
END_VAR
//主程序
BEGIN
IF(IN1=0) THEN
OUT1:=0;
OUT2:=1;
END_IF
IF(IN2=0) THEN
OUT2:=0;
OUT3:=1;
END_IF
IF(IN3=1.3) THEN
OUT4:=1;
END_IF
IF(IN3=1.37) TEEN
OUT3:=0;
END_IF
IF(IN3>1.6) THEN
OUT5:=1;
END_IF
END_FUNCTION_BLOCK

```

3.3 缩合反应控制

3.3.1 反应器温度跟踪控制

该反应阶段是系统的难控阶段也是关键的部分，控制不好不仅会影响生成物的产率，还有可能导致爆炸等危险事故的发生。在充分考虑控制对象的特点和对控制精度要求的情况下，我们选择采用预测函数控制代替传统的 PID 控制实现串级控制方案。

(1) 串级控制策略

串级控制是一种常用的控制系统，串级控制系统通过选择一个滞后时间较小的辅助参数组成副回路，使等效副对象的时间常数减小，以提高系统的工作效率，加快响应速度。从而获得较好的控制质量。对化学反应这种滞后大，符合和干扰变化比较剧烈，比较频繁的场合，串级控制使用最为普遍。串级控制的核心思想是让副回路尽可能多的包含主干扰和大滞后，因此在对系统进行设计时要注意使主扰动和尽量多的扰动进入副回路，合理选择副对象和检测变送环节的特性使副环近似为 1: 1 的比例环节，还要避免出现共振现象。

(2) 预测函数控制

鉴于该反应过程的复杂性和控制的难度，应采用控制效果较好的先进控制策略，而在诸多的先进控制方法中，预测控制可以说是应用最为广泛，实用性最强的一种控制方法，并且已经有相当成熟的理论和丰富的工程应用的实例。预测控制算法对模型的精度要求低，鲁棒性好，具有灵活的约束处理能力。综合控制质量高，特别适合于处理具有输入输出约束、时滞时变特性、反向特性和变目标函数的工业过程。预测控制最大限度地结合了工业实际的要求。参数整定简单，对于检测仪表和执行器局部失效之类的结构改变具有鲁棒性。以上特点也决定了预测控制良好的应用性。

在这里，我们采用的是预测控制中的预测函数控制，因为虽然预测控制在工业领域里取得了大量的成功，但是，预测控制算法毕竟比传统的 PID 控制算法复杂的多，带来了在线计算量大和难以满足控制实时性要求等问题。因此，预测控制的应用大都是在慢时变的过程。预测函数控制正是为克服上述缺陷而提出的先进的预测算法。预测函数在保持模型预测控制优点的同时，将使所产生的控制输

入更具规律性，并且可有效减少算法计算量，从而能适应一类快速响应受控对象控制算法的快速要求。

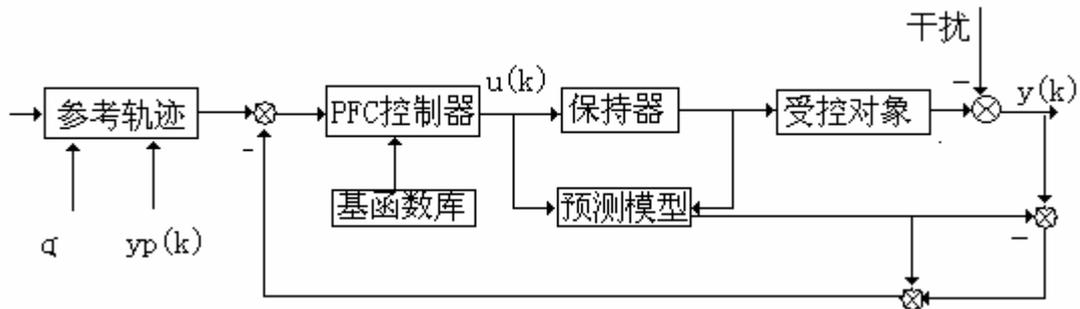


图 3.4 PFC 原理框图

考虑到本题目中的化学反应进程是在不断变化的，特别是在剧烈反应阶段，应用预测函数控制算法，实现其快速的响应是十分必要的，以免由于控制不及时温度迅速升高而造成危险事故的发生。

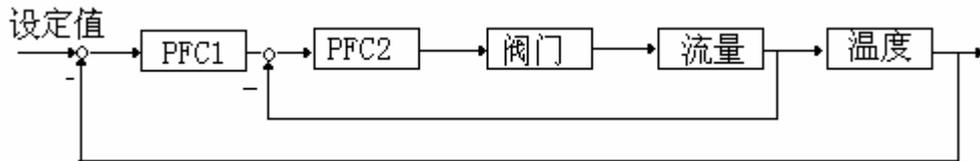


图 3.5 预测函数串级控制原理图

(3) 多模型切换

由于反应釜中的化学反应变化涉及到一些时变和非线性的因素，使得建立用固定的数学模型很难实现很好的控制。对于解决时变问题，理论上可采用自适应的方法，通过在线不断的辨识系统数学模型的参数而进行实时的调整，但是，在实际应用中，自适应控制的应用性并不是很好，一方面是由于自适应算法十分复杂，另一方面局限于自适应控制在稳定性，收敛性和鲁棒性等方面理论上的突破。对于非线性问题，若采用非线性模型，则在线滚动优化将成为非线性系统预测控制中的难题，同时也存在着增加复杂度的问题。总结以往的各种算法的应用经验，兼顾控制效果与可实施性，我们选择采用多模型切换的手段解决上述问题。

分析题目中的化学反应过程要经历不同的阶段，在反应初期要加热蒸汽来促进反应的进行，中间有一小段时间停止加蒸汽，之后的比较剧烈的反应到十分剧烈反应阶段有要加冷水控制反应的速度，以免发生危险的事故和得到较好的产率，这就需要在不同的阶段建立不同的数学模型来适应环境的需要。即在每个反应阶段均有一个对应的失配较小的数学模型。依情况而定，如果系统的非线性比

较严重，也可以把上述的系统划分进一步细化。非线性系统的多模型控制是一类比较简单且有效的方案，其出发点是在非线性系统的各个平衡点附近进行线性化，而后在各局部范围内采用传统的预测控制算法。由此，既解决了模型时变的问题又解决了系统非线性的问题，并且方法简单容易实现。

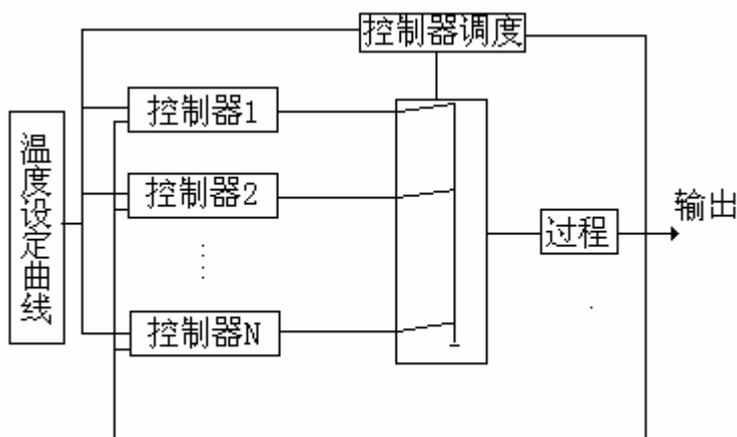


图 3.5 多模型预测控制结构图

原则上反应过程中温度和压力是有一定的对应关系的，因此只要对温度进行控制就可以解决压力的问题，但是为了安全起见，还是要在一些关键的时间点对容器压力进行检测一旦超出安全范围马上采取相应的措施，尤其在剧烈反应阶段要密切检测容器的压力，以免出现危险事故。

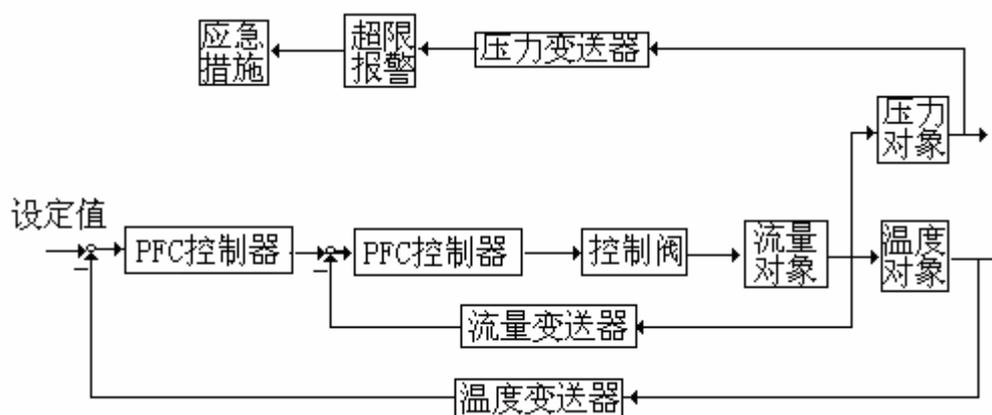


图 3.6 反应釜温度串级控制框图

其中的流量对象包括夹套中的冷水流量和蛇管中的冷水流量两部分。通过对温度的检测和控制器调度器的调度作用在不同的控制模型和控制对象中进行切换。

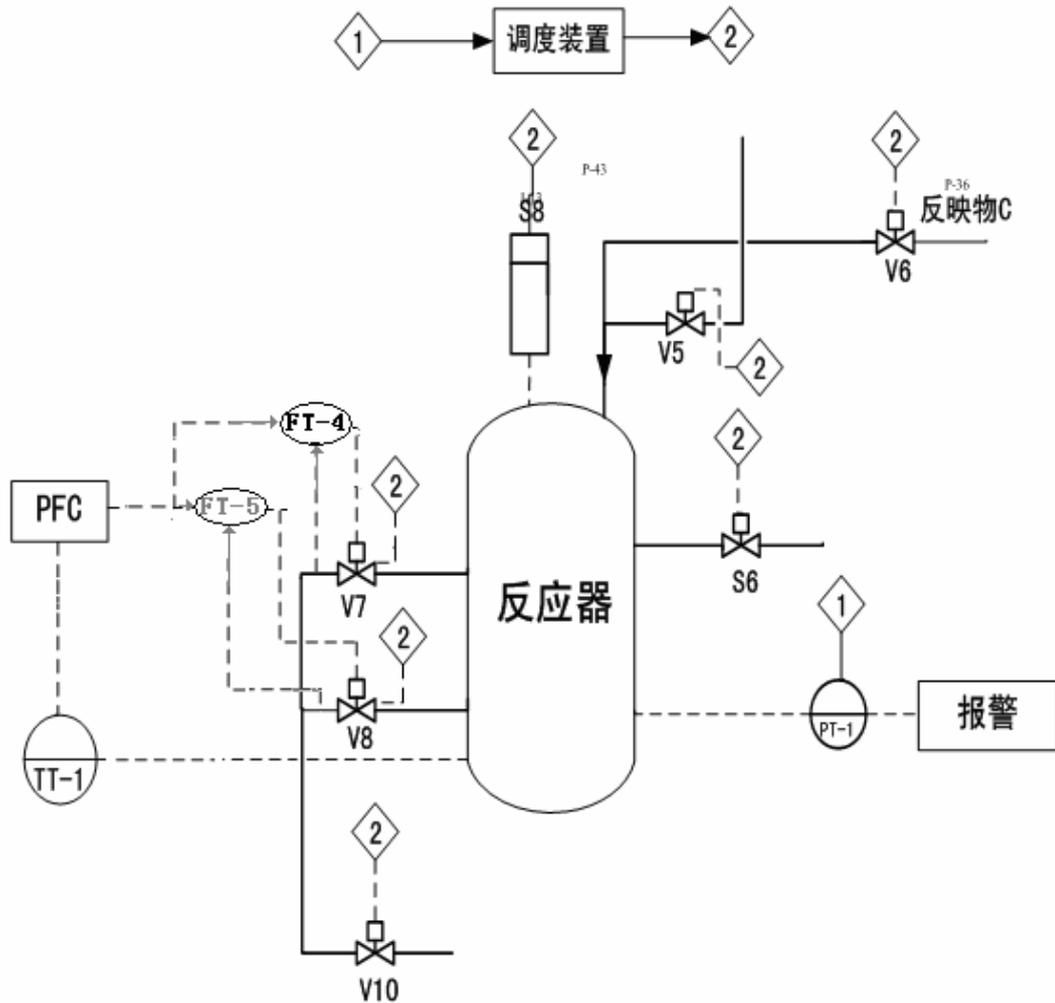


图 3.7 缩合反应温度串级控制 P&ID 图

在反应初期由于加入蒸汽时使用的是开关阀,不涉及到流量的变化,也就不需要串级等复杂的控制方法。只要实时的采集温度信号并将其与设定值进行比较,当大于设定值时,关闭阀门,小于设定值时打开阀门。被控变量为热蒸汽阀 S6 的开关状态,执行器为阀门 S6,直到反应进入下一个阶段时,采用预测函数的串级控制,被控变量也变为冷水流量和蛇管中的冷水流量,执行器是相应的阀门 V7 和 V8。被控对象为相应的冷水流量 F7 和 F8。当反应进行到一定阶段转换成另一套控制器,即相应的预测控制模型,实现模型的切换。参考阀门的选用手册,根据流量和公称直径我们对上面的两个阀门选用线性蝶阀。具体设计如下:

控制阀 S6 为开关阀:从安全角度考虑,选择气开阀(没有作用信号时为关闭状态)。

控制器:为保证负反馈,温度升高速率快于设定值时关闭开关选择反作用。被控变量为反应釜内的温度 T1。

控制变量为控制阀们的开关状态。

控制阀 V7 为线性蝶阀：从安全角度考虑，选择为气关阀（由于意外失去信号作用时为打开状态）。

副控制器：为保证负反馈，流量增加时适当减小选择反作用。

主控制器：为保证负反馈，温度升高时加大流量，所以选择正作用。

被控变量为反应釜内的温度 T1。

控制变量为反应器蛇管冷却水入口流量 F7

控制阀 V8 为线性蝶阀：从安全角度考虑，选择为气关阀（由于意外失去信号作用时为打开状态）

副控制器：为保证负反馈，流量增加时适当减小选择反作用。

主控制器：为保证负反馈，温度升高时加大流量，所以选择正作用。

被控变量为反应釜内的温度 T1。

控制变量为反应器夹套冷却水入口流量 F8

缩合反应所涉及的设备如下表：

表 3-4 进料过程设备清单

设备号	设备描述	说明
S6	反应器夹套加热蒸汽阀	开关阀，气开特性
V7	反应器蛇管冷却水入口阀	线性蝶阀，气关特性
V8	反应器夹套冷却水入口阀	线性蝶阀，气关特性
FT-4	蛇管冷却水流量变送器	-----
FT-5	夹套冷却水流量变送器	-----
TT-1	反应器温度变送器	-----
PT-1	反应器压力变送器	-----
LIC-02	蛇管冷却水流量副控制器	预测函数控制器，反作用
LIC-03	夹套冷却水流量副控制器	预测函数控制器，反作用
LIC-04	蛇管冷却水流量主控制器	预测函数控制器，正作用
LIC-05	夹套冷却水流量主控制器	预测函数控制器，正作用
LIC-06	开关控制器	控制阀们 S6 的开与关

另外,还涉及到的仪器设备包括: S8 反应器搅拌电机开关,控制器调度器,压力检测及报警装置等.

3.32 反应保温阶段控制

保温阶段的控制方法基本上与前一阶段的缩合过程一样,只不过是相反的过程,保温阶段是在剧烈反应过后,压力和温度开始下降的过程,控制的措施是不断的减小冷水的流量然后适当开启加热蒸汽.保温阶段的反应没有前面的反应那么剧烈,控制的目标是保持温度和压力,相对前面的控制温度平稳上升也要容易.这里我们选用的是和前面缩合反应一样的控制策略,即用预函数进行串级.然后通过对流量阀们的判断是时的切换到不同的模型和切换到加热蒸汽的简单控制方案.

保温阶段理论上要比剧烈反应容易控制的多,因此如果用同样的技术手段相信会取得很好的控制效果.因为保温阶段是影响产物产率的关键阶段,采用这样先进的控制手段也是符合实际的.

保温阶段与前面的阶段所涉及到的控制器类型基本一致,如表 3-4.只是另外加一些控制器和检测装置.这里不在详细列出.

注:无论是在缩合反应阶段还是在保温阶段,在通入热蒸汽时由于是开关阀,我们采用的是简单的控制方法,而温度对象存在着较大的滞后,即当阀们已经调节了但是温度不会立即变化的.因此,为了预防在边界条件时($0.1^{\circ}\text{C}/\text{s}$ 或 $0.2^{\circ}\text{C}/\text{s}$)控制不及时产生超压事故或加热速率过慢等不良现象,我们应尽量让取值在中间位置 $0.15^{\circ}\text{C}/\text{s}$ 左右,最好不要太接近边界条件.

3.33 生成物产率检测与控制

整个反应过程人们最关心的还是最后的结果,即反应物产率的大小.反应主产物的产率是无法在线进行采集的,因此我们要用到软测量的相关知识来实现生成物产率的测量.

软测量模型一般包括机理模型和黑箱子模型,对于实际的复杂工业过程,机理建模可能代价很高,引入各种假设条件也会影响模型的精度.基于神经网络的建模方法属于黑箱子建模.它的主要特点是辨识模型容易实现和对非线性映射关

系逼近性能良好, 为此, 应用神经网络建模是一个理想的途径.

目前人工神经网络的模型种类很多, BP 算法是比较成熟的算法只一而且特别适合用来做模式识这样的问题。一般来说它是由输入层, 隐含层和输出层组成的三层网络, 可实现输入信号的任何非线性连续函数。本课题我们就选择使用基于 BP 算法的神经网络.

信息正向传递:

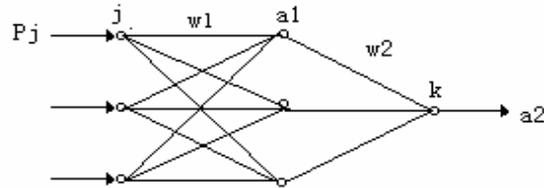


图 3.8 网络正向传递简单示意图

隐含层中第 i 个神经元的输出为:

$$a1_i = f1\left(\sum_{j=1}^r w1_{ij} p_j + b1_j\right) \quad i=1, 2, \dots, s1$$

输出层第 k 个神经元的输出为:

$$a2_k = f2\left(\sum_{i=1}^{s1} w2_{ki} a1_i + b2_k\right) \quad k=1, 2, \dots, s2$$

定义的误差函数为:

$$E(W, B) = \frac{1}{2} \sum_{k=1}^{s2} (t_k - a2_k)^2$$

误差反向传播:

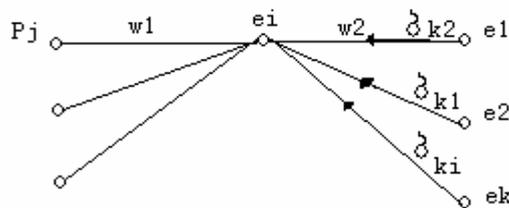


图 3.9 误差反向传播的图形解释

输出层的权值变化:

$$\Delta w_{2_{ki}} = -\eta \frac{\partial E}{\partial w_{2_{ki}}} = -\eta \frac{\partial E}{\partial a_{2_k}} \frac{\partial a_{2_k}}{\partial w_{2_{ki}}} = \eta(t_k - a_{2_k}) f_2' a_{1_i}$$

$$\Delta b_{2_{ki}} = -\eta \frac{\partial E}{\partial b_{2_{ki}}} = -\eta \frac{\partial E}{\partial a_{2_k}} \frac{\partial a_{2_k}}{\partial b_{2_{ki}}} = \eta(t_k - a_{2_k}) f_2'$$

隐含层的权值变化:

$$\Delta w_{1_{ij}} = -\eta \frac{\partial E}{\partial w_{1_{ij}}} = -\eta \frac{\partial E}{\partial a_{2_k}} \frac{\partial a_{2_k}}{\partial a_{1_i}} \frac{\partial a_{1_i}}{\partial w_{1_{ij}}} = \eta \sum_{k=1}^{s_2} (t_k - a_{2_k}) f_2' w_{2_{ki}} f_2' P_j$$

由于反应主产物 D 的产率主要受到升温速度、保温时间与温度的影响。因此，我们选择以上三个变量为神经网络的输入，以产率为网络的输出，利用历史数据对网络进行训练，建立神经网络模型。

由于神经网络的输出是生成物的产率，每个反应过程只有结束后才能得到一个输出值，因此不可能实现在线的对神经网络进行训练和学习，只有事先取得一定的输入输出数据在离线的状态下训练好网络再投入使用。并且将网络作为控制器使用。并且保温时间这个输入信息也是只有在每次反应结束后才能得到，因此如果实现在线控制还要想其他的办法。

这里，我们在保温阶段以前，取若干采样时间点，例如选 5 个，分别检测温度和升温速度。通过前面训练好的网络，输入温度和升温速度信息以及保温时间，保温时间取前几次的平均值。经过神经网络后得到输出值，将输出值与设定值进行比较用反馈信息控制保温时间。采用这种控制方式即用前段时间的信息调整后面的策略，主要是由该系统的特性决定的，一方面输出结果只有在反应结束时才能得到，反应过程中要想得出结果只能用过去的保温时间信息代替本次的信息，输入信息不是同时的，升温 and 保温是明显的两个阶段。之所以选择控制保温时间一方面是由于保温时间信息在升温信息的后面，另一方面，从系统特性分析，保温时间对生成物产率的影响最大。综上得到上述的控制方案。

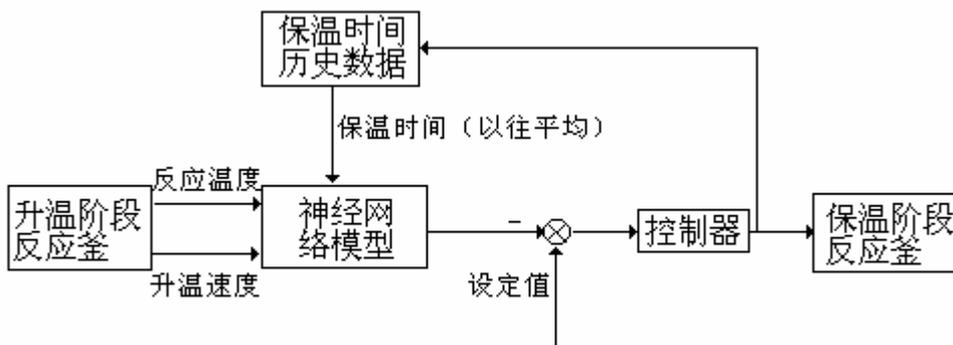


图 3.10 生成物产率神经网络控制结构图

在此模型中，共有三层神经元，一个隐含层，隐含层凭经验先取十二个神经

元，输入层由于需要采用 5 个时间段的温度和升温速度再加上保温时间共 11 个输入变量，因此选择 11 个输入节点。网络输出只有生成物的产率因此输出层采用 1 个输出节点。训练后取一些数据用来测试网络的泛化能力，当网络训练完毕，符合要求后即可投入使用，这样就可以通过在线测量速度、保温时间与温度来推算出物质 D 的产率。实现在线的测量，并且可以形成反馈当产率下降时可以通过适当的调节上述的参数来实现调节。

3.4 出料及清洗

- (1) 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 10 秒（实际为 2~5 分钟），放掉釜内残存的可燃气体。
- (2) 关闭放空阀 V5。
- (3) 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。

此过程不需要复杂的控制手段，只是简单的顺序控制，采用简单的 PLC 顺序编程就可以实现。需要注意的就是对可燃气体的排放要注意安全。

3.5 安全措施

本题目中有多处需要考虑到实际的安全问题，安全控制问题也是使控制方案得以实现的必要问题。主要包括以下问题。

- (1) A 物料易燃易爆，不溶于水，密度大于水。因此，可以采用水封隔绝空气保障安全。同时还能利用水压将储罐中的 A 物料压至高位槽。高位槽具有夹套水冷系统。
- (2) 加入物料 C 时，打开 C 物料阀 V6，将料液打入反应釜。注意反应釜的最终液位 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
- (3) 缩合反应操作中注意控制温度和压力，一旦超过 0.8Mpa（反应温度超过 128℃），将会报警。
- (4) 如果反应釜压力 P7 上升过快，已将 V8 和 V7 开到最大，仍压制不住

压力的上升，可迅速打开高压水阀门 V10，进行强制冷却。

- (5) 如果开启高压水泵后仍无法压制反应，当压力继续上升至 0.83Mpa（反应温度超过 130°C）以上时，应立刻关闭反应釜搅拌电机开关 S8。
- (6) 如果操作不按规程进行，特别是前期加热速率过猛，加热时间过长，冷却又不及时，反应可能进入无法控制的状态。即使采取了上述措施还控制不住反应压力，当压力超过 1.20Mpa 已属危险超压状态，此时应迅速打开放空阀 V5（代替），强行泄放反应釜压力。
- (7) 如果以上三种应急措施都不能见效，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。

以上简明的介绍了主要的安全问题以及对于各个问题应该采取的措施，其中主要是对压力和温度的检测与控制。前面在缩合反应控制中已经详细的说明了采用对温度的控制而实现对系统以及产率的控制。主要对象是温度，但是在解决安全问题时，压力就成了关键的因素，我们采取的措施是对压力进行实施时的采集和检测，虽然不做被控变量，但是，其值对系统过程的判断，温度的控制以及安全问题都起到了很大的影响。

主要涉及的设备如下表：

表 3-5 安全装置设备清单

设备号	设备描述	说明
V10	高压水入口阀	快开阀，气开特性
V5	放空阀	线性截止阀，气开特性
S8	反应釜搅拌电机开关	-----
PT-1	反应器压力变送器	-----
TT-1	反应器温度变送器	-----

上面的安全问题的(1)部分我们不做详细的设计,(2)部分在前面的加料过程中已经设计好了。这里主要介绍后面的几个部分。

流程图如下：

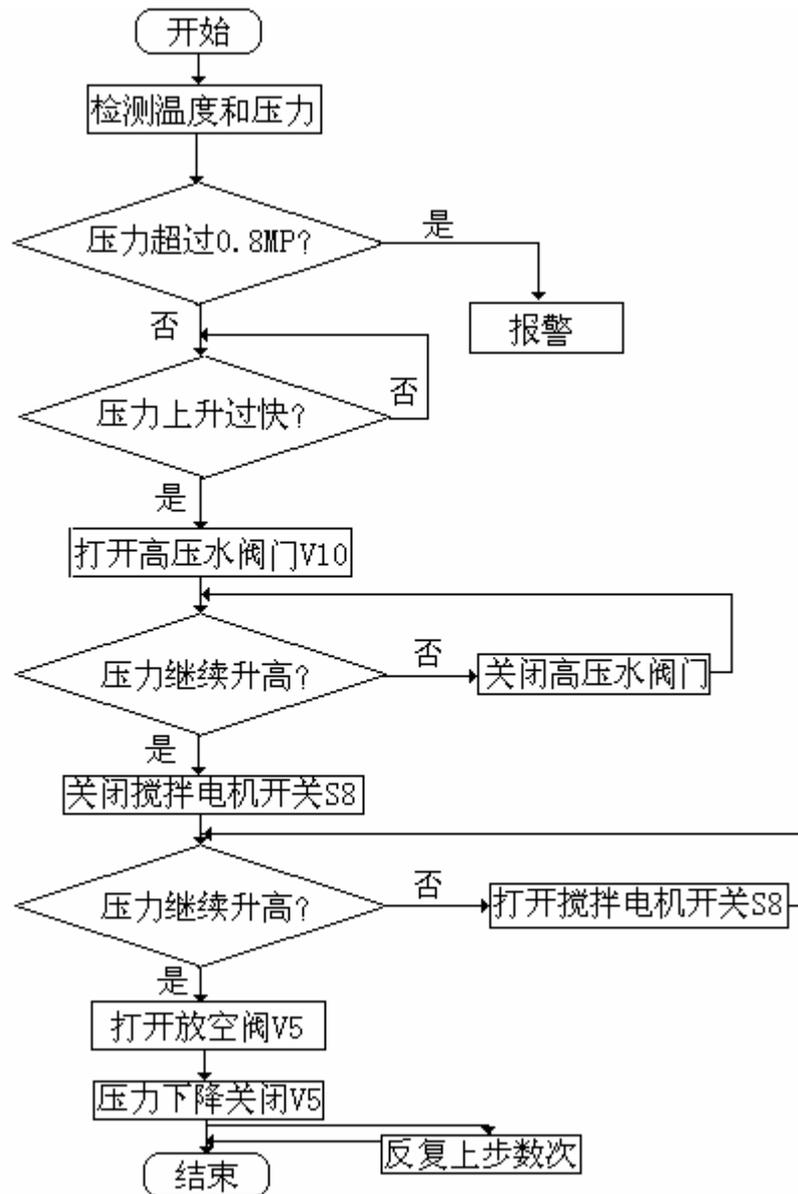


图 3.11 安全控制措施流程图

具体 SCL 代码为:

```
FUNCTION_BLOCK    FB998
```

```
//静态变量定义
```

```
VAR
```

```
TEMPERATURE:REAL:=0;
```

```
PRESSURE:REAL:=0;
```

```
A:=0
```

```
END_VAR
```

```

//输入变量定义
VAR_INPUT
IN1:REAL:=0; //接收检测到的压力 P7 信号
IN2:REAL:=0; //接收检测到的温度 T 信号
END_VAR
输出变量定义
VAR_OUTPUT
OUT1:REAL:=0; //高压水入口阀
OUT2:REAL:=0; // 反应釜搅拌电机开关
OUT3:REAL:=0; //放空阀 V5 的开关
OUT4:REAL:=0; //报警装置
END_VAR
//主程序
BEGIN
IF(IN1>0.8 OR IN2>128) THEN
OUT4:=1;
END_IF
IF(IN1>A+0.02) THEN
OUT1:=0;
    IF(IN1>0.83 OR IN2>130) THEN
        OUT2:=1;
            IF(IN1<0.83 OR IN2<130) THEN
                OUT1:=0;
                OUT2:=0;
            ELSE
                IF(IN1>1.2) THEN
                    OUT3:=1;
                IF(IN1<1.2) THEN
                    OUT3:=0;
                ELSE

```

```
        OUT4:=1;
    END_IF
END_IF
END_IF
END_IF
END_IF
END_FUNCTION_BLOCK
```

3.6 总体顺序控制方案设计

- 1 初始化检查，系统处于开车前状态。确认所有阀们关闭，所有开关处于关闭状态。
- 2 打开 A 物料计量罐下料阀 V4，观察计量罐液位因高位势差下降，直至液位 L2 下降至 0.0m，即关闭 V4。
- 3 打开 B 物料计量罐下料阀 V5，观察液位指示仪，当液位 L3 下降至 0.0m，即关 V5。
- 4 打开 C 物料阀 V6，将料液打入反应釜。
- 5 检测 L4 为 1.3 时启动 LIC-01。
- 6 反应釜的最终液位 L4 等于 1.37m 时及时关 V6
- 7 迅速检查并确认：进料阀 V4、V5、V6，出料阀 V9 是否关闭。
- 8 开启反应釜搅拌电机 S8。
- 9 适当打开夹套蒸汽加热阀 S6。
- 10 关闭夹套蒸汽加热阀 S6。
- 11 温度在 65 度左右，开启预测函数控制器控制冷水阀们。
- 12 反应过程中进行模型的切换。
- 13 进入保温阶段，调整冷水阀们和蒸汽阀们。
- 14 使反应釜温度始终保持在 120℃（压力保持在 0.68~0.70Mpa）5~10 分钟。
- 15 打开放空阀 V5 约 10 秒。
- 16 关闭放空阀 V5。
- 17 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。

上述的开车到结束的顺序控制是和前面的安全措施部分一同工作的。安全控制单元通过不停的在顺序控制中检测信号而采取相应的措施。

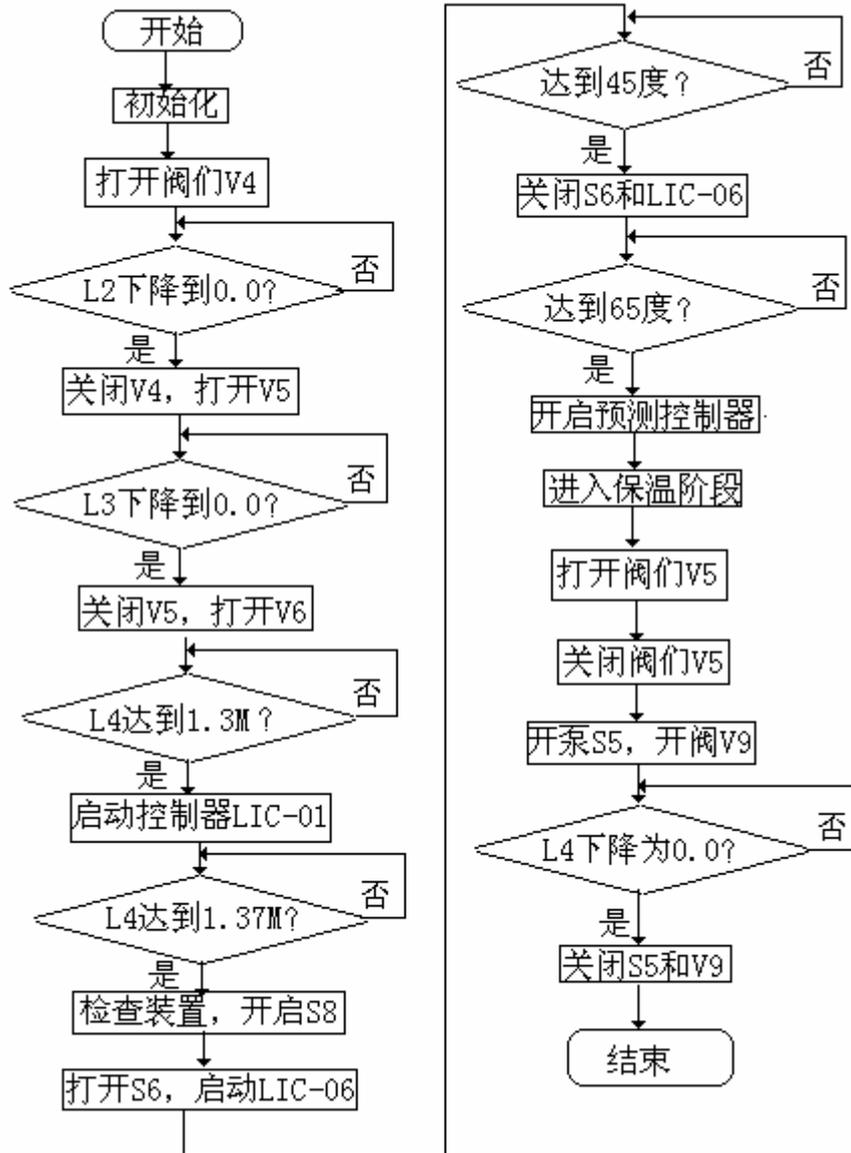


图 3.12 整个过程的顺序控制流程图

第四章 自控方案的实施设计

4.1 系统硬件配置

本控制系统模块的硬件主要组成如下：

(1) PLC的中央处理单元模块：

采用西门子S7-300系列的315-2DP。S7-300是中端的PLC应用，适合中小型项目及OEM。S7-300是西门子系列中销售额最高的PLC，已经成功地应用于范围广泛的自动化领域。

CPU315-2DP集成了MPI接口，可以很方便的在PLC站点、操作站OS、编程器PG、操作员面板，建立较小规模的通讯。它还集成了PROFIBUS-DP接口，通过DP可以组建更大范围的分布式自动化结构。

(2) I/O模块：

系统中的常规输入输出模块都可以带电插拔，主要I/O模块包括：

采用SM321类型16通道*16位24VDC的数字量输入模块，用于采集设备的状态信号。

采用SM331类型8通道*16位的模拟量输入模块，用于采集设备温度信号、流量信号、压力信号、液位信号等。

采用SM332类型8通道*16位的模拟量输出模块，输出模拟信号用于控制阀门状态。

采用SM322类型16通道*16位24VDC的数字量输出模块，用于对系统状态的转换、开关阀以及其它数字量进行控制。

(3) ES工程师站，工程师站（ES）选用功能强大的STEP7编程软件编写控制程序，选用有友好中文图形界面的WinCC 监控软件设计人机界面。

(4) 其他附属硬件设备：

E^2 PROM 存储器卡

PS307 电源模块

报警装置等。

4.2 系统输入/输出数据

系统输入/输出数据如下表：

表 4-1 系统输入/输出数据表

序号	位号	单位	数据源	备注	数据类型
1	LT-1	mm	L2	A 物料储罐液位	AI
2	LT-2	mm	L3	B 物料储罐液位	AI
3	LT-3	mm	L4	反应器液位	AI
4	FT-4	t/h	F7	反应器蛇管冷却水 入口流量	AI
5	FT-5	t/h	F8	反应器夹套冷却水 入口流量	AI
6	TT-1	℃	T1	反应温度	AI
7	PT-1	MPa	P7	反应压力	AI
8	V-06	%	V6	C 物料下料阀	AO
9	V-07	%	V7	反应器蛇管冷水入口阀	AO
10	V-08	%	V8	反应器夹套却水入口阀	AO
11	V-04	%	V4	A 物料下料阀	DO
12	V-05	%	V5	B 物料下料阀	DO
13	V-09	%	V9	反应物出料阀	DO
14	S-05	%	S5	反应物出口泵开关	DO
15	S-06	%	S6	反应器夹套加热蒸汽阀	DO
16	S-08	%	S8	反应器搅拌电机开关	DO

4.3 I/O 模块接线图

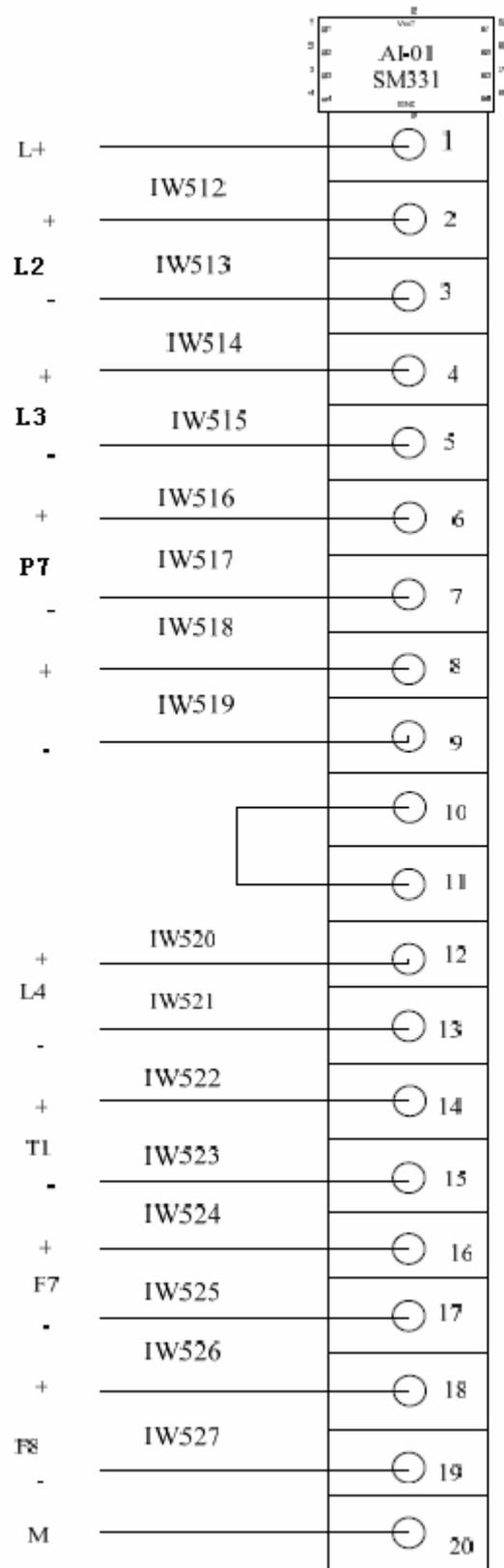


图 4.1 AI 模块接线图

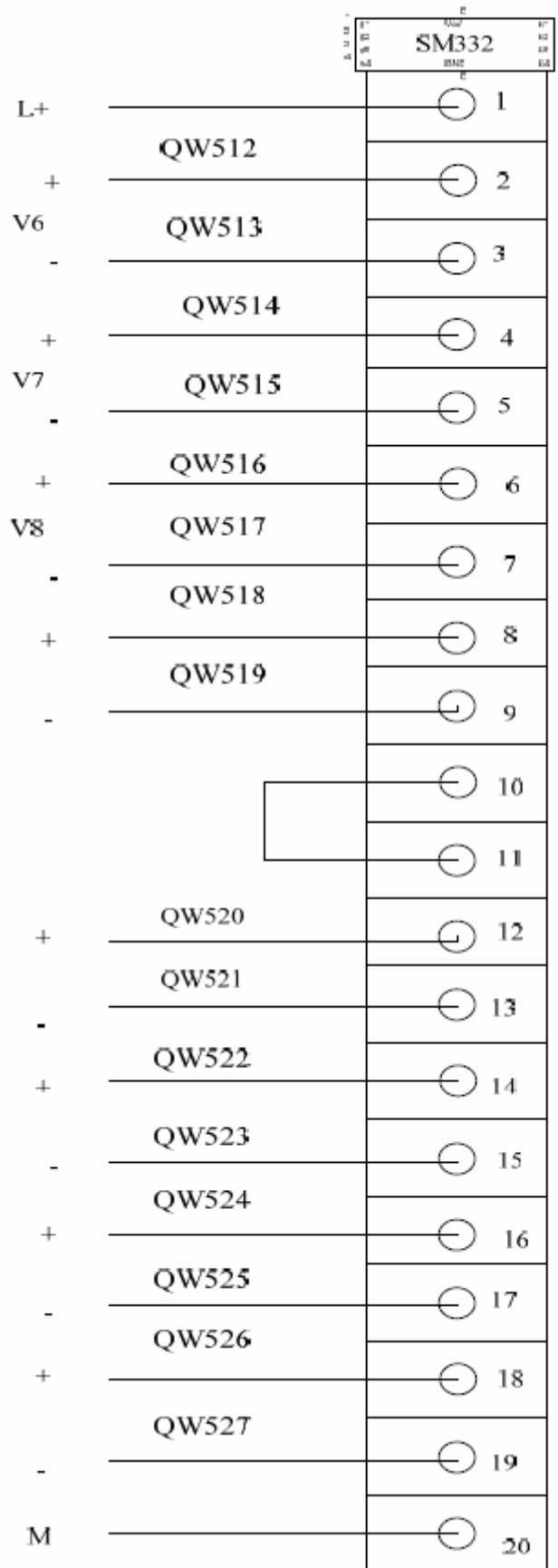


图 4.2 A0 模块接线图

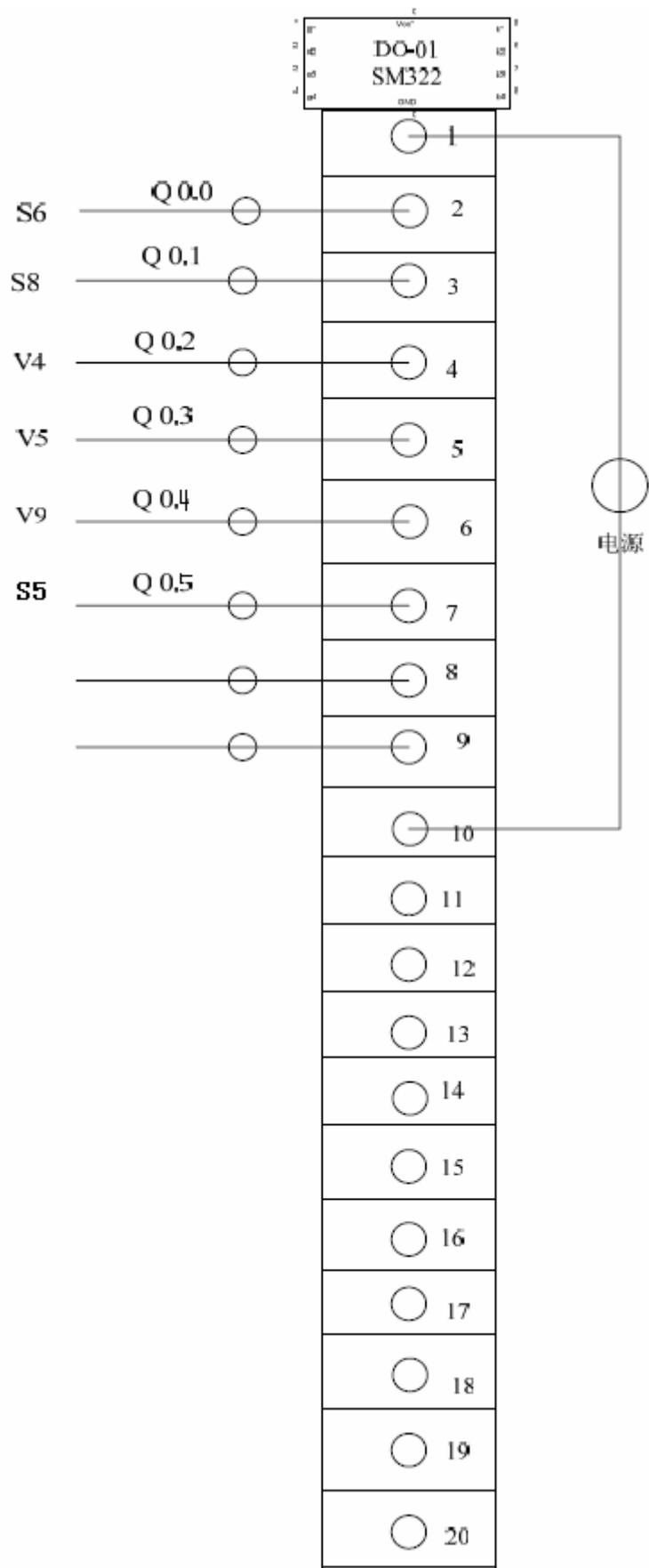


图 4.3 DO 模块接线图

第五章 总结

综上所述,本控制方案针对整个反应过程各个阶段的特点,采用相应的控制手段,这些方法有的传统一些有的先进一些,但都是目前工业生产中应用最为广泛的技术手段。比如在加料阶段,只需要简单的控制物质 C 的流量,用传统的单回路控制完全可以解决此问题,不尽结构简单,成本低,而且稳定性好容易实现。

本题目中的关键部分,也是难控部分,采用的是先进的控制技术,预测函数控制,对此方法的实现具有一定的挑战性,因为先进的控制方法能在工厂中实现都是一个艰难的过程,但是从前人的经验上可以看出前景是不错的,首先,在先进的控制算法中预测控制与工厂实际关系最为密切,已经在多方面得到了良好的应用,本文采取的预测函数方法已经在其他的反应釜温度控制中取得了很好的控制效果得到了良好的实际应用。难控部分采用先进的控制方法不尽责取得良好的控制效果,也在实现了技术的创新,为工业实际生产开辟新的路径。

另外,根据具体特点本题目中还应用了神经网络的软测量技术,和多模型切换的先进思想,这样在整个的控制过程中,传统与先进的控制方法相结合,各自发挥自己的优点,实现系统的控制性能和成本等的综合指标达到最优。

控制系统及硬件部分,采用西门子公司提供的PCS7系列。PCS7是一种模块化的基于现场总线的新一代过程控制系统,将传统的DCS和PLC控制系统的优点相结合,系统所有的硬件都基于统一的硬件平台,可以根据需要选用不同的功能组件进行系统组态。用PCS7实现在组态,硬件搭接等功能,功能强大,工作稳定,可以很好的实现上述的控制方案。

以上表明,该控制方案具有很好的合理性和可实施性,满足工业生产的要求提高生产率,有理由做进一步的研究和实践工作。

参考文献:

- [1] 孙优贤, 褚键. 工业过程控制技术(方法篇)[M]. 北京: 化学工业出版社, 2006
- [2] 何衍庆, 俞金寿, 蒋慰孙. 工业生产过程控制[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004
- [3] 王树青, 金晓明. 先进控制技术应用实例[M]. 北京: 化学工业出版社, 2005
- [4] 诸静. 智能预测控制[M]. 浙江: 浙江大学出版社, 2002
- [5] 韩曾晋. 自适应控制[M]. 北京: 清华大学出版社, 1995
- [6] 廖常初. S7-300/400 PLC 应用技术[M]. 北京: 机械工业出版社, 2007
- [7] 滕少龙. 间歇反应釜先进控制系统的设计与实现[D]. [硕士学位论文]. 辽宁: 大连理工大学, 2006
- [8] 张泉灵, 王树青. 基于神经网络的非线性预测函数控制[J]. 浙江大学学报, 2001, 35(5):497-501
- [9] 张泉灵, 王树青. 基于 ARMAX 模型自适应预测函数控制[J]. 信息与控制, 2000, 29(5): 431-436
- [10] Manoj S. Shouche, Hasmet Genceli and Michael Nikolaou. Effect of on-line optimization techniques on model predictive control and identification (MPCI)[J]. Computers & Chemical Engineering, 2002, 26(9):1241-1252
- [11] Sandra J.Norquay, Ahmet Palazoglu and Romagnoli. Model predictive control based on Wiener models[J].Chemical Engineering Science, 1998,53(1): 75-84.
- [12] 李平, 王子威. 间歇聚合反应过程的计算机控制及先进控制技术应用进展[J]. 化工进展, 2004, 23(8):841-845
- [13] 张泉灵, 王树青. 间歇化学反应温度先进控制系统[J]. 高校化学工程学报, 2001, 15(2):195-198
- [14] 柴俊, 张正娣. 三变量化学反应的复杂动力学行为分析[J]. 动力学与控制学报, 2007, 5(1):34-38
- [15] 魏刚, 杨西萍. 间歇反应的优化操作讨论[J]. 化工装备技术, 2005, 26(3):36-38
- [16] 张泉灵, 王树青. 化学反应器温度跟踪预测函数控制的研究及应用[J].

- 控制理论与应用, 2001, 18(4):559-563
- [17] 吴建国, 张培建. 基于双模型预测函数控制的 PVC 聚合釜温度系统[J]. 南京理工大学学报, 2005, 29(4):441-445
- [18] 王伟. 一种广义预测自适应控制的直接算法[J]. 自动化学报, 1996, 22(3): 270-277
- [19] 谢启. 预测函数控制技术及其应用研究[D]. [硕士学位论文]. 浙江: 浙江工业大学信息工程学院, 2002
- [20] 李海青, 黄志尧. 软测量技术原理及应用[M]. 北京: 化学工业出版社, 2000
- [21] 从爽. 面向 MATLAB 工具箱的神经网络理论与应用. 合肥: 中国科学技术大学出版社, 1998

附件:

软测量步骤的神经网络训练以及测试程序:

1 训练程序:

```
f11=fopen('inputx.txt','r');
X=fread(f11,[8,200],'float');
fclose(f11);
f11=fopen('outputy.txt','r');
Y=fread(f11,[1,200],'float');
fclose(f11);
[P1,minX,maxX,T1,minY,maxY] = premmmx(X,Y);
P=P1(1:6,1:150);
T=T1(1,1:150);
T2=T1(1,151:200);
net=newff(minmax(P),[10,1],{'tansig','purelin'},'trainlm');
net.trainParam.epochs=500;
net.trainParam.goal=0.01;
t=1:1:150;
net=train(net,P,T);
Y=sim(net,P);
P2=P1(1:6,151:200);
Y2=sim(net,P2);
figure
plot(t,T,'+-g')
hold on
plot(t,Y,'.-r')
t1=1:50;
figure
plot(t1,Y2,'.-g')
hold on
plot(t1,T2,'+-r')
err=abs(T2-Y2)/T2;
e=sqrt((T2-Y2)*(T2-Y2)')/49
err
```

2 测试程序:

```
clc
load net3
f11=fopen('inputx.txt','r');
X=fread(f11,[8,200],'float');
fclose(f11);
f11=fopen('outputy.txt','r');
Y=fread(f11,[1,200],'float');
fclose(f11);
```

```

[P1,minX,maxX,T1,minY,maxY] = premmx(X,Y);
P=P1(1:6,1:150);
T=T1(1,1:150);
T2=T1(1,151:200);
t=1:1:150;
net=train(net,P,T);
Y=sim(net,P);
P2=P1(1:6,151:200);
Y2=sim(net,P2);
figure
plot(t,T,'+-g')
hold on
plot(t,Y,'-r')
t1=1:50;
figure
plot(t1,Y2,'-g')
hold on
plot(t1,T2,'+-r')
err=abs((T2-Y2)/T2);
e=mean(err);
e=sqrt((T2-Y2)*(T2-Y2)')/50
e
err

```

注:其中的样本数等信息依据具体情况再做调整。