

2007 西门子杯全国大学生过程控制
技能挑战赛

带搅拌釜式间歇反应器控制方案

参赛队伍编号 08

2007 年 6 月

目 录

第一章 被控对象工艺流程及特性分析.....	1
1.1 被控对象工艺流程概述.....	1
1.2 反应对象动态特性分析.....	1
1.2.1 反应温度.....	1
1.2.2 保温时间.....	3
1.2.3 反应压力.....	3
1.2.4 转换率和产率.....	3
1.3 反应釜的动态特性.....	4
1.3.1 基本方程.....	4
1.3.2 基本方程线性化.....	5
1.3.3 有关通道的传递函数.....	5
1.4 本论文的研究内容.....	6
第二章 控制方案设计.....	7
2.1 复合温度控制系统.....	7
2.1.1 复合温度控制各部分控制系统.....	9
2.1.2 反应初期温度位式控制.....	15
2.1.3 反应升温速率和反应釜压力专家模糊控制.....	15
2.1.4 反应保温温度PIDDMC控制.....	16
2.1.5 节约能源方案.....	17
2.2 基于PLS 模型的自适应软测量主产物产率控制.....	17
2.3 反应器压力安全控制.....	18
2.4 升温、保温、出料、清洗顺序控制.....	22
第三章 控制系统硬件设计.....	25
3.1 PCS7 过程控制系统.....	25
3.2 系统软件安装与设置.....	26
3.3 硬件结构及网络层次.....	27
3.4 阀门选型与仪表参数设定.....	29
3.4.1 阀门的选择.....	29
3.4.2 仪表参数设定.....	30
3.5 硬件资源分配及图表.....	30
第四章 控制系统软件设计.....	34

4.1 复合温度控制系统.....	34
4.1.1 复合温度控制各部分控制系统.....	34
4.1.2 反应初期温度位式控制.....	34
4.1.3 反应升温速率和反应釜压力专家模糊控制.....	34
4.1.4 反应保温温度PIDDMC控制.....	41
4.2 基于PLS 模型的自适应软测量主产物产率控制.....	44
4.2.1 PLS软测量模型 ^[12]	44
4.2.2 模型更新.....	46
4.2.3 模型训练与测试.....	47
4.3 反应器压力安全控制.....	48
4.4 升温、保温、出料、清洗顺序控制.....	48
第五章 监控界面设计.....	49
5.1 实时监控界面.....	49
5.2 故障报警界面.....	50
5.3 操作控制界面.....	50
5.4 趋势曲线界面.....	51
5.5 工艺参数设置界面.....	51
参考文献.....	52
附录.....	53

第一章 被控对象工艺流程及特性分析

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 1.1 所示。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。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。

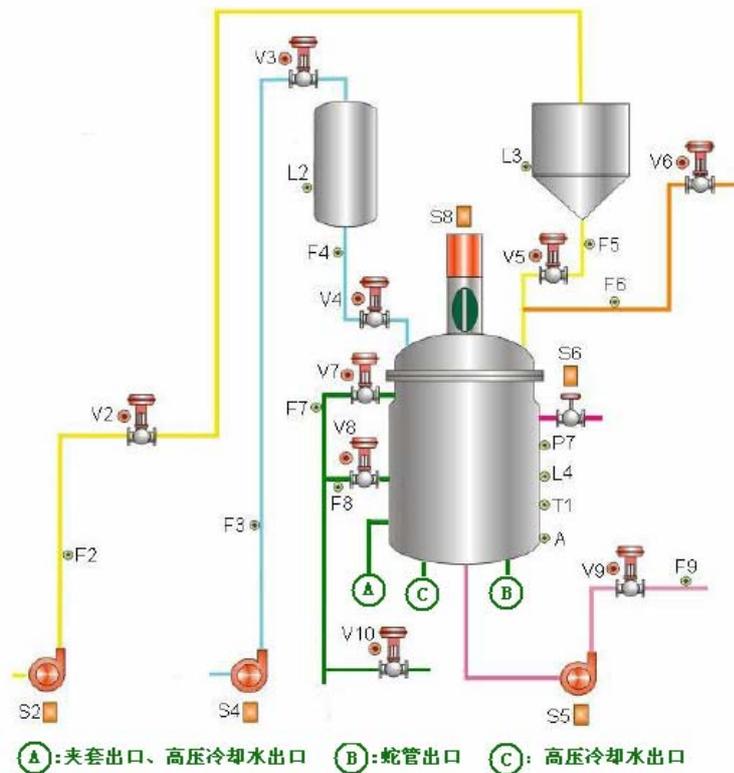


图 1.1 间歇反应工艺流程图

保温阶段之目的是尽可能多地获得所期望的产物。为了最大限度地减少副产物的生成，必须保持较高的反应釜温度。缩合反应历经保温阶段后，接着用离心泵将缩合釜内的料液打入下道工序。出料完毕，本间歇反应岗位操作即告完成。

1.2 反应对象动态特性分析

由于反应器有强烈的搅拌作用，起到了很好的分散与稀释功能，使得反应器中的物料流动状态满足全混流假定，即反应器内各点的组成和温度都是均匀的，反应器的出口组成和温度与反应器内相同。

1.2.1 反应温度

当前反应属于放热反应，反应温度对象具有复杂的特性。

(1) 反应温度对反应速率的影响

温度变化对速率常数的影响非常大，范特荷夫发现，室温附近，温度每增加 10 度可以使速率常数增大 2 至 4 倍。影响情况大体可归结为图 1.2 的几种情况。

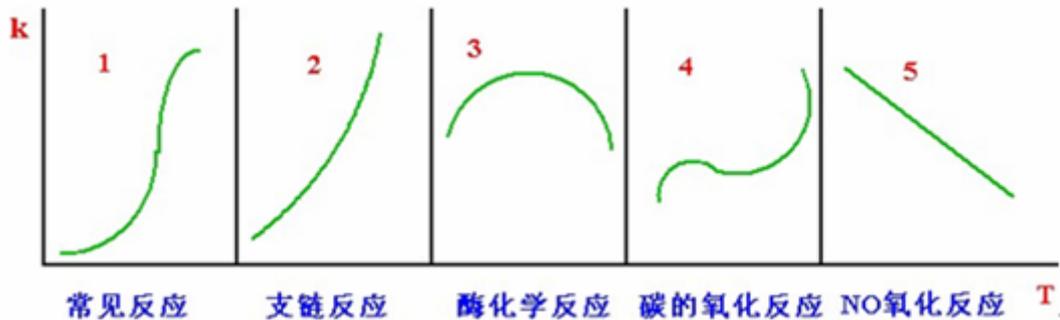


图 1.2 温度和反应速度的关系

考虑常见反应的情况，通常用阿累尼乌斯公式 (Arrhenius) 表示：

$$k = A \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right)$$

式中 k —反应 T 时的反应速率系（常）数； R —通用气体常数；

A —指前因子；

E_a —活化能。

由公式可得：温度升高使 k 值增大，从而反应速度加快。所以对于不可逆反应，提高温度总使反应速度加快。

本间歇反应属于放热反应，因此，根据反应温度的高低能判断反应速度的快慢。即当反应速度加快时，放出的热量增加，导致系统温度升高；反之系统温度下降，因为此时夹套冷却水会带走热量。

(2) 冷却水流量对反应温度的影响

冷却装置分为夹套与蛇管两种。其中，影响夹套冷却作用的相关因素是反应器内料位的高低、冷却水与反应温度的温度差，料位高换热面积大，温度差大热交换推动力大。影响蛇管冷却作用主要受冷却水流量影响。

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。

(3) 反应温度对反应器压力的影响

放热反应属于非自衡的危险过程，当反应温度过高时，反应速度加快，使得反应放出的热量增加，如果热量无法及时移走，则反应温度进一步升高。这种“正反馈”作用将导致反应器温度急剧上升，同时反应器压力也飞升。如果反应器内压力超过反应器所能耐受的极限，可能发生爆炸与火灾事故。

(4) 反应温度对主产物产率的影响

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。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。温度以 0.1~0.2℃/s 的速率上升能有效地抑制副反应。同时合适的恒温时间可以使反应充分地进行，从而获得较高的转化率。

1.2.2 保温时间

反应釜温度保持在 120℃ 左右的恒温反应时间称为保温时间。对于间歇反应，可以用足够长的反应时间，获得百分之百的转换率，反应物得到充分利用。但随着反应的进行，反应速度越来越小，所以产量会下降。此时可以牺牲一些转换率，提高设备的运转周期，从而控制保温时间是提高主产物产率的关键。

1.2.3 反应压力

本间歇反应属于放热过程，由于 A 物料的饱和蒸汽压随温度上升而迅猛上升，因此，本反应器就可能发生爆炸危险。反应压力由反应温度决定，反应压力与反应温度变化趋势一致。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。

因此，反应压力与温度变化趋势一致，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。冷却水流量的变化随阀门的开关变化较快、时间常数较小。此外，浓度对反应的速度、温度和转换率等有很大的影响。

1.2.4 转换率和产率

对于本反应， $\nu_A A + \nu_B B + \nu_C C \rightarrow \nu_D D \dots$ 主反应（反应釜温度大约在 90℃ 以上主反应速率大于副反应速率）

$\nu_A A + \nu_B B + \nu_C C \rightarrow \nu_E E \dots$ 副反应（反应釜温度大约在 90℃ 以下副反应速率大于主反应速率）

转化率是指某一反应物参加反应而转化的数量占该反应物起始量的百分率，用符号 X 表示。其定义式为：

$$\text{转换率 } X = \frac{\text{某一反应物的转化量}}{\text{该反应物的起始量}}$$

本反应中反应物 A 的转换率为：

$$X_A = \frac{(n_{A,0} - n_A)}{n_{A,0}}$$

产率亦称收率，是从产物角度来描述反应过程的效率。符号为 Y，其定义式为：

$$\text{产率 } Y = \frac{\text{转化为目的产物的某反应物的量}}{\text{该反应物的起始量}}$$

对于本反应的反应物组分 A 和目的产物 D 而言，产物 D 的产率为：

$$Y = \frac{\nu_A}{\nu_D} \frac{\text{产物D生成量}}{\text{反应物A的起始量}}$$

式中 ν_A 和 ν_D 分别为组分 A 和产物 D 的化学计量系数，产物和反应物的量以摩尔为单位。

对于具体的反应器，一般希望原料损耗少，单位能耗小，产量高，但同时满足这些要求有时比较困难。增加产量较合理的途径是提高转换率，但转换率与产率等有时也有矛盾。不过，高的转换率总师高的产率的前提。

1.3 反应釜的动态特性

1.3.1 基本方程

对于间歇反应釜，化学反应中的热量平衡关系为：（反应系统内累积热量）=（反应系统内反应放出热量）+（通过间壁传入反应系统热量）。假设反应釜和夹套的容积和密度都保持不变，忽略热交换过程中的热量损失，可得下列方程反应釜内温度与热量平衡方程为

$$MC_p \frac{dT}{dt} = V_R (-\Delta H) r(C_A, T) + UA_R (T_c - T)$$

式中 C_p —反应釜内反应物比热； C_A —反应釜内反应物浓度；
 M —反应物总质量； V_R —反应器容积；
 U —反应釜间壁的总传热系数； A_R —反应釜间壁的传热面积；
 T —反应釜内温度； T_c —冷却介质出口温度；
 ΔH —摩尔反应热（吸热为正，放热为负）。

夹套内温度与热量平衡方程为

$$V_c \rho_c C_{pc} \frac{dT_c}{dt} = W \rho_c C_{pc} (T_H - T_c) + UA_R (T - T_c)$$

式中， V_c —夹套内冷却介质的容积； ρ_c —夹套内冷却介质的密度
 C_{pc} —夹套内冷却介质的比热； W —冷却介质的流量；
 T_H —冷却介质的入口温度。

化学反应速度 $r(C_A, T)$ 为

$$r(C_A, T) = kC_A = k_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)C_A$$

将其代入反应釜内温度与热量平衡方程，可得：

$$\frac{dT}{dt} = \frac{(-\Delta H)V_R}{MC_p} k_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)C_A + \frac{UA_R}{MC_p} (T_c - T)$$

又由夹套内温度与热量平衡方程，可得：

$$\frac{dT_C}{dt} = \frac{W}{V_C}(T_H - T_C) + \frac{UA_R}{V_C \rho_C C_{PC}}(T - T_C)$$

1.3.2 基本方程线性化

上面两式是表示反应釜温度动态特性的基本方程，均为非线性方程。为了便于应用线性控制理论来分析小扰动 F 的动态特性，对其进行线性化(在写增量方程时，为简化写法， Δ 一律从简，各变量上方的“-”表示稳态值)，可得以下矩阵形式的线性方程：

$$\dot{x} = Ax + Bu$$

$$\text{式中, } x = \begin{bmatrix} T \\ T_C \end{bmatrix} \quad A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{21} & a_{22} \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ b_{21} & b_{22} \end{bmatrix} \quad u = \begin{bmatrix} T_H \\ W \end{bmatrix}$$

$$\text{其中, } a_{11} = -\left(\frac{UA_R}{MC_{PC}} - \frac{(-\Delta H)M\bar{C}_A\bar{K}E}{V_R C_p R \bar{T}^2} \right) \quad a_{21} = \frac{UA_R}{MC_p}$$

$$a_{12} = \frac{UA_r}{V_c \rho_C C_{PC}} \quad a_{22} = -\left(\frac{\bar{W}}{V_C} + \frac{UA_R}{V_C \rho_C C_{PC}} \right)$$

$$b_{21} = \frac{\bar{W}}{V_C} \quad b_{22} = \frac{\bar{T}_H - \bar{T}_C}{V_C}$$

1.3.3 有关通道的传递函数

将上式进行拉氏变换，整理得：

$$X(s) = (sI - A)^{-1}BU(s)$$

$$\begin{aligned} \text{即 } \begin{bmatrix} T(s) \\ T_C(s) \end{bmatrix} &= \frac{\begin{bmatrix} s - a_{22} & a_{12} \\ a_{21} & s - a_{11} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ b_{21} & b_{22} \end{bmatrix}}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})} \begin{bmatrix} T_H \\ W \end{bmatrix} \\ &= \frac{\begin{bmatrix} a_{12}b_{21} & a_{12}b_{22} \\ (s - a_{11})b_{21} & (s - a_{11})b_{22} \end{bmatrix}}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})} \begin{bmatrix} T_H \\ W \end{bmatrix} \end{aligned}$$

由上式可求取各通道的传递函数，冷剂流量 W 对釜温 T 的传递函数为

$$G(s) = \frac{T(s)}{W(s)} = \frac{a_{12}b_{22}}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})}$$

以上得到的是开环系统的传递函数，可以证明，当反应放热小于冷剂吸热时，开环是稳定的，故可根据此式设计开环调节的控制器。

方程推导过程中做了很多假设，如认为冷剂阀门的流量在开度一定的情况下是稳定的，但实际中由于工厂设备等原因，往往不容易做到这一点。故在实际使用时，我们是以给定温度与实际温度的差值作为输入量，构成闭环系统。这样，即使由于外界因素，使系统开环不稳定，我们也可以通过不断的调节控制量，使闭环系统达到动态稳定。

1.4 本论文的研究内容

反应釜的温度控制是化工生产过程的中心环节，目的是保证反应过程的产物达到一定的质量和控制要求，并确保反应的安全进行。反应器的工艺指标多为转化率以及产品的质量、产量等，其值主要取决于产品混合物中各组成部分的量的浓度，所以最直接的控制系统的以产物浓度为被控变量。但由于无实用的在线分析仪和采样问题不易解决，所以选用温度为间接参数是最有效的办法因此本课题的主要任务之一就是要实现反应釜温度的精确控制。

同时为得到一定的转化率的产品，要求选手对反应器最终产物的产率进行控制。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。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。

第二章 控制方案设计

根据控制要求和实际经验，并考虑温度、压力、产率之间的耦合关系，需要对以下五个方面进行控制：反应升温速度控制、反应保温温度控制、主产物产率控制、反应器压力安全控制、升温、保温、出料、清洗顺序控制。控制方案如图 2.1 所示。

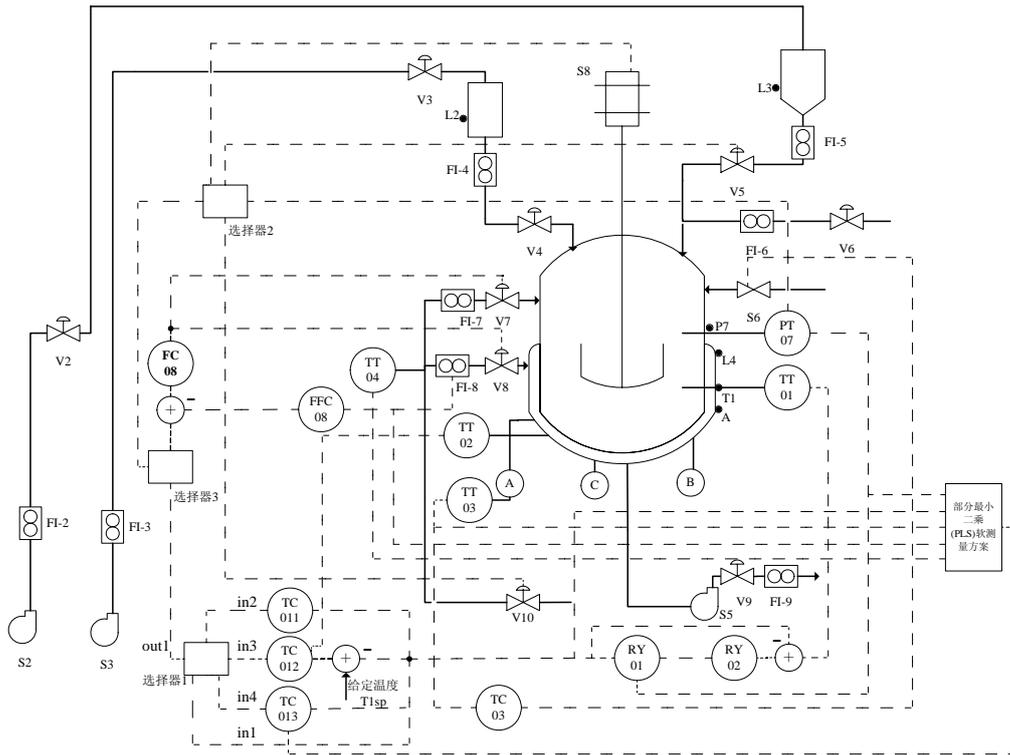


图 2.1 控制方案 PI&D 图

下面就各个部分详细说明。

2.1 复合温度控制系统

温度是各种矛盾的焦点，对于间歇反应，反应温度的变化直接影响产品的质量和生产过程的平稳性，因此反应釜温的控制至为关键。温度调节器往循环冷却液中添加冷水以便带走反应热。这个过程有五个重要的动态环节：反应器内的热容量；反应器壁的热容量；夹套内冷却液的热容量；温包的时滞；反应器壁两侧液体循环的迟延时间。由与离开反应器的所有热量都通过器壁进入冷却液，所以反应物料、器壁和冷却液三者的热容量是相互作用的。考虑到温包的热容量很小，故其时间常数与其他时间常数之间没有显著的相互作用。因此该过程基本上是一个非自衡且具有迟延的四容过程，并容易受到冷却水的流量

与温度变化的影响。

在反应物料 A、B 和 C 加入搅拌釜后，适当打开夹套蒸汽加热阀诱发反应。反应器内的温度从 20°C 上升到 45°C 左右应停止加热，关闭夹套蒸汽加热阀 S6。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。控制温度上升的速率在 $0.1\sim 0.2^{\circ}\text{C}/\text{s}$ 以内，当其上升至 60°C 即 t_1 时刻左右，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。 $t_2\sim t_3$ 时段继续升温，最终反应器内的温度达到 121°C 左右（或压力维持在 0.69Mpa 左右）。 $t_3\sim t_4$ 时段为恒温反应阶段。 $t_4\sim t_5$ 时段为反应冷却放料阶段。反应温度曲线如图 2.2 所示。

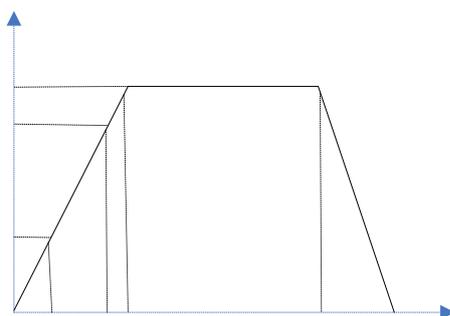


图 2.2 反应釜温控曲线图

根据以上分析的关于温度这一被控过程的特点：多容、迟滞、非自衡、非线性以及抗干扰性差，以及温度控制要求，设计由专家型模糊控制、改进的动态矩阵控制（PIDDMC）、压力补偿控制、分程控制、夹套冷却水流量控制回路及防结晶控制回路组成的复合温度控制系统。总体的温度控制系统设计框图如图 2.3 所示。

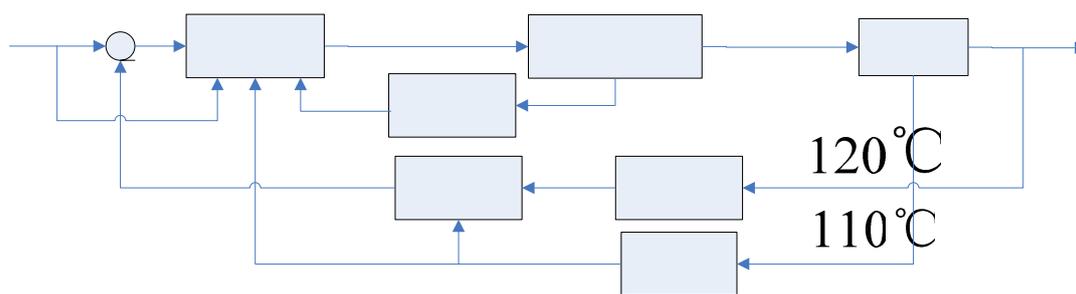


图2.3 复合温度控制系统框图

其 P&ID 图如图 2.4 所示。

60°C

20°C

t_1 t_2 t_3

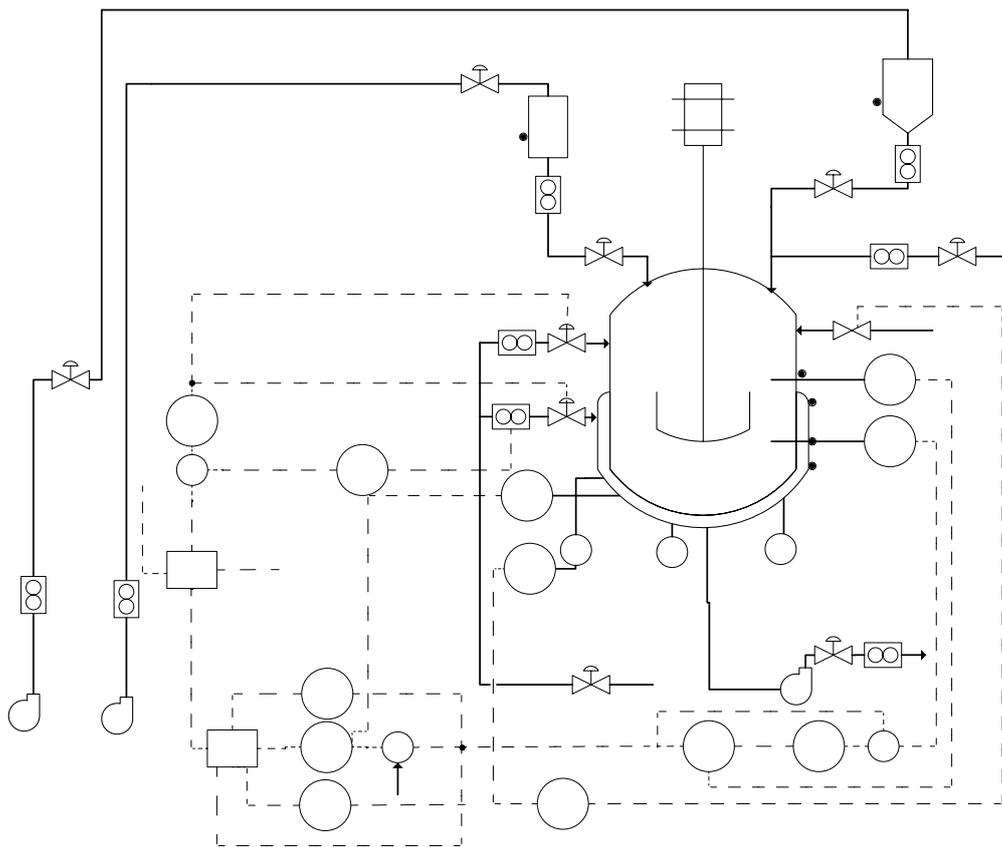


图2.4 温度控制方案 P&ID 图

2.1.1 复合温度控制各部分控制系统

复合温度控制系统可分为五个部分：温度调节器、压力补偿方案、选择分程控制方案、防夹套冷却水流量干扰方案、防结晶控制方案。具体各个控制器设计在第四章中重点描述。

(1) 温度调节器

温度调节器采用位式控制、专家型模糊控制及改进的动态矩阵控制（PIDDMC）组成，其结构框图如图 2.5 所示。

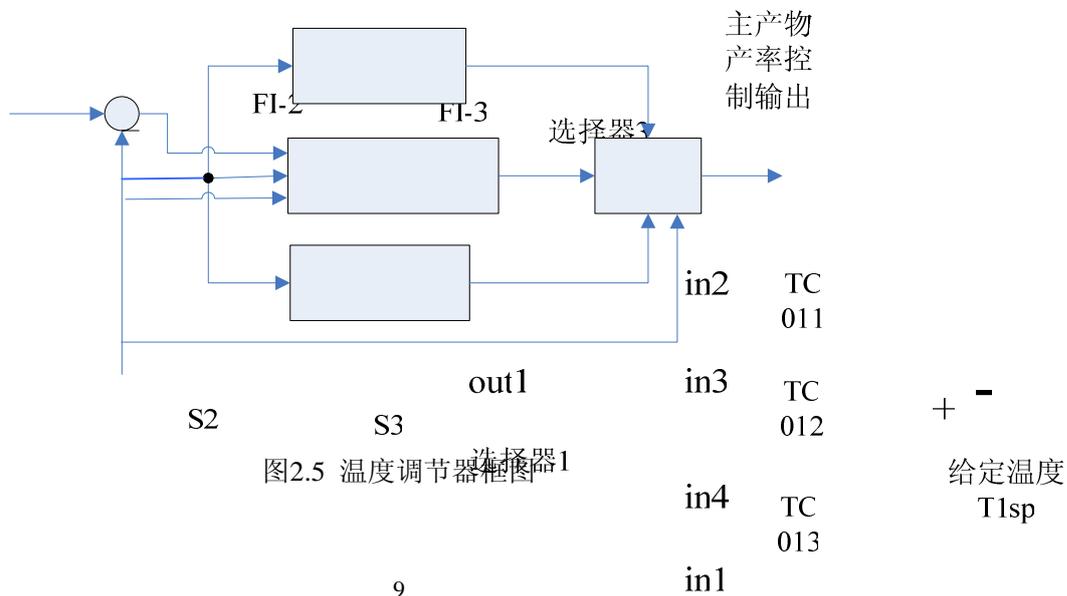


图2.5 温度调节器框图

其 P& ID 图如图 2.6 所示。

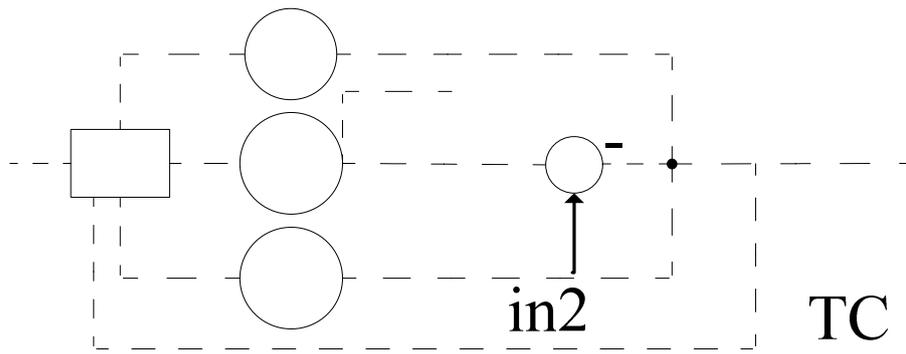


图2.6 温度控制器 P&ID 图

其中 TC HC 为位式控制，TC FC 为专家型模糊控制器，TC PIDDMC 为改进型预测控制（PIDDMC）。

选择器有四个输入（IN1, IN2, IN3, IN4），一个输出（OUT1）。IN1 用来接收温度信号，IN2 接收位式控制输出，IN3 接收模糊控制输出，IN4 接收改进型预测控制（PIDDMC）输出。选择器根据当前温度，来选择哪个信号送给选择器 3。当温度小于 60℃时，输出一直等于位式控制输出，到达 60℃后但小于 110℃输出等于模糊控制单元流量控制器输出，到达 110℃后输出等于改进型预测控制（PIDDMC）单元流量控制器输出。

选择器工作原理如下：

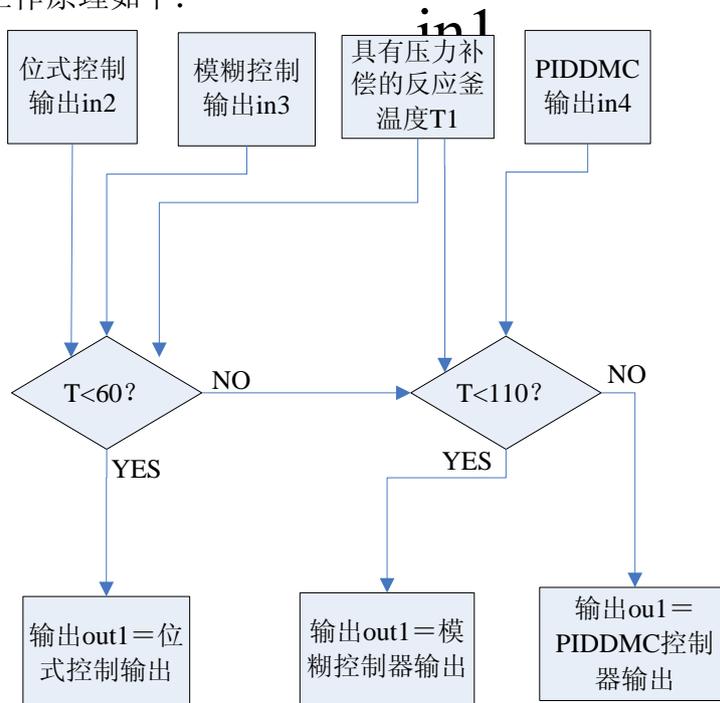


图2.7 选择器工作原理

具体代码示例如下（以 pcs7 的 scl 语言为例）

```
FUNCTION_BLOCK FB998
```

```
//静态变量定义
VAR
TEMPERATURE:REAL1:=60;
TEMPERATURE:REAL2:=110;
FLAG:BOOL:=0;
END_VAR
//输入变量定义
VAR_INPUT
IN1:REAL:=0;
IN2:REAL:=0;
IN3:REAL:=0;
IN4:REAL:=0;
END_VAR
//输出变量定义
VAR_OUTPUT
OUT1:REAL:=0;
END_VAR
//主程序
BEGIN
IF(FLAG=0) THEN
    IF(IN1<60) THEN
        OUT1:=IN2;// 当温度小于 60℃ 时，输出等于位式控制输出
    ELSE
FLAG:=1;
END_IF;
ELSE
IF(IN1<110) THEN
    OUT1:=IN3;// 当温度大于 60℃ 小于 110℃ 时，输出等于模糊控制器输出
    ELSE
END_IF;
ELSE
    OUT1:=IN4;// 当温度大于 110℃ 时，输出等于改进型预测控制(PIDDMC)
    输出
END_IF;
```

END_FUNCTION_BLOCK

本文中用到的其他选择器，原理基本相同，不再赘述。

(2) 压力补偿方案

根据压力与温度的变化的规律可知，压力变化超前于温度的变化，一般可采用温度与压力构成的串级控制系统。如图 2.8 所示，为具有压力补偿的反应温度控制框图。

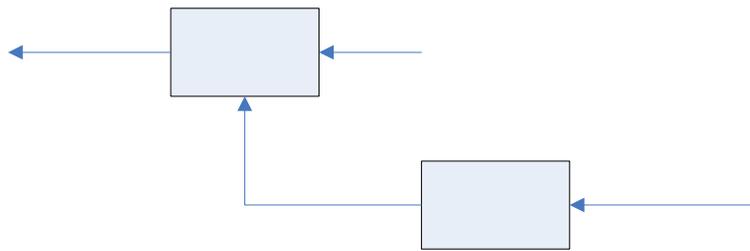


图2.8 具有压力补偿的反应温度控制框图

其 P& ID 图如图 2.9 所示。

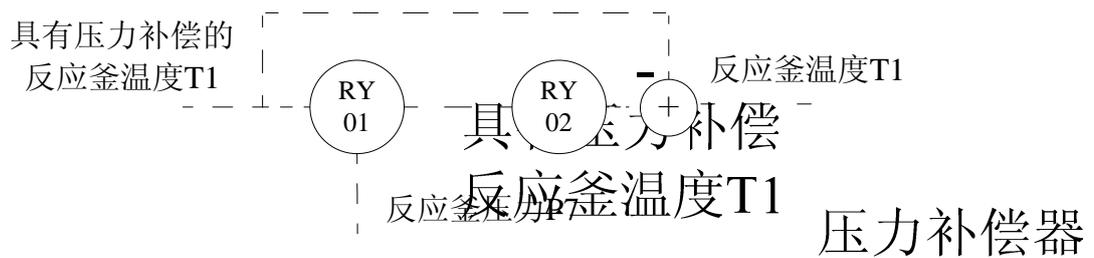


图2.9 压力补偿控制方案 P&ID 图

采用反应器内压力测量信号去补偿温度的测量，控制系统的温度测量信号不是反应器内温度测量值，而是经过釜压校正后的值。校正的计算装置由 RY1 和 RY2 两个运算装置组成如图 2.10 所示。RY1 是计算温度的，其运算式为： $T_c = aP7 + T_0$ ，RY2 是校正计算值用的，其运算式为： $T_0 = b \int (T_1 - T_c) dt$ 。

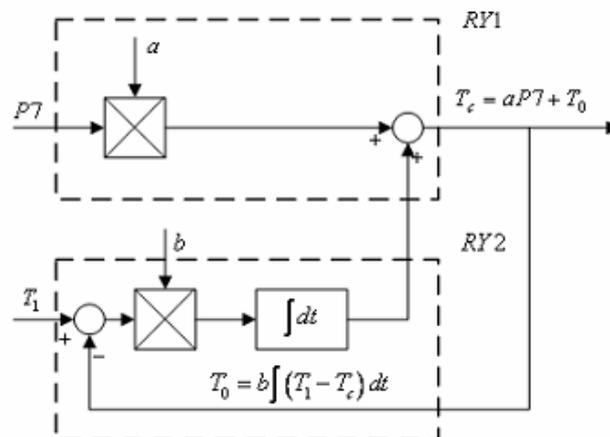


图 2.10 压力补偿的计算装置

在该补偿器中，假定温度 T 与压力 P 具有线性关系（实际上是非线性的），这样就可以根据压力的变化来预测对应的温度变化。由于压力平稳时，补偿器的输出就等于反应器内温度，因而不影响控制系统的稳定性。

(3) 分程控制方案

不同的工况需要不同的控制手段，控制器的输出同时送往两个冷却水阀执行器和一个加热阀，而各个执行器的工作范围不同。分程控制的设计如图 2.11 所示。

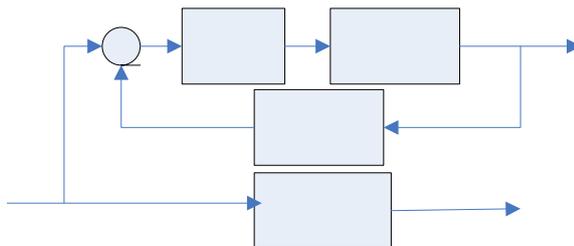


图2.11 分程控制方案框图

当温度达到 120°C ，进入稳定运行状态时，V8 改为自动。考虑到有两个调节阀参与温度控制，设置一个分程控制调节器进行 V7 与 V8 的配合，即随调节阀输入信号的增加或减少，调节两个阀门的开度。若 V7 的输出达到全开，适当的开大 V8（约为 5%-10%）后，再把 V7 打自动。如此反复调节直至达到温度控制要求，保证精度。

其 P&ID 图如图 2.12 所示。

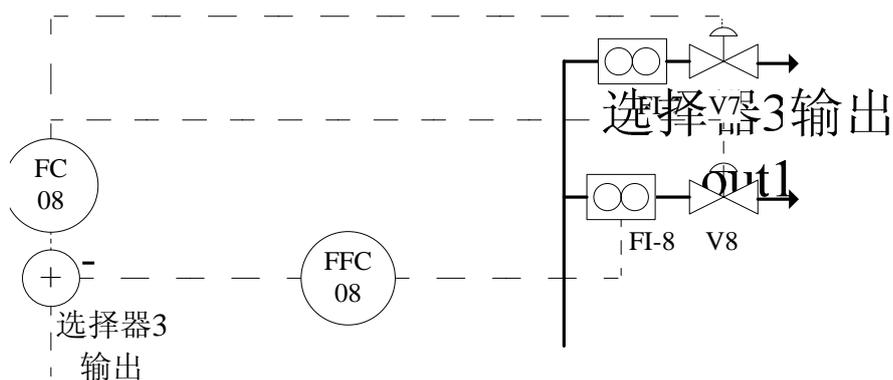


图2.12 分程控制方案 PI&D 图

为了缓和在分程点出现的增益突变，采用信号重叠方法，反应温度 $T1$ 在升温阶段的变化范围为 $20\text{-}60^{\circ}\text{C}$ 采用位式控制即手动，夹套冷却水阀 V8 应该在 $60\text{-}110^{\circ}\text{C}$ 区段内动作，蛇管冷却水阀 V7 可以设在 $110\text{-}120^{\circ}\text{C}$ 信号区段内动作，有一段重叠区域作为过渡，如图 2.13 所示。

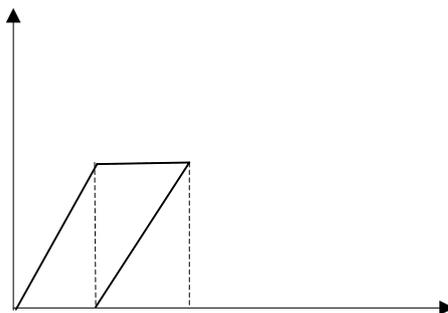


图 2.13 分程控制阀示意图

(4) 夹套冷却水流量控制回路

在保证了开车过程中对温升的要求以及正常工作下上述复合温度控制稳定以后，若温度出现偏差，就要考虑作为扰动的冷却水的温度与流量对反应温度的影响。冷却水流量的变化随阀门的开度变化较快、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。因此，在反应温度控制器下层设计夹套冷却水流量控制回路，如图 2.12 所示。控制器 FFC 08 采用单纯 PID 控制，负作用，可有效抑制冷却水压力等干扰。

(5) 防结晶控制回路

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。因此，设计防结晶 PID 控制回路，其结构框图如图 2.14 所示。



图2.14 防结晶控制回路框图

其 P&ID 图如图 2.15 所示。

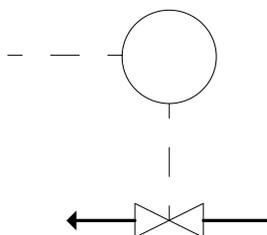


图2.15 防结晶控制回路 P&ID 图

其中 TC03 采用 PD 控制，正作用方式。

2.1.2 反应初期温度位式控制

在加热阶段，偏差大，压力变化大，希望控制系统能快速调整，而对控制精度要求相对较低，采用时间最优控制方案，即位式控制。这样做有利于缩短单釜操作周期，提高设备的生产能力。

间歇反应釜在加热前温度为 20℃左右，根据手操经验，当温度上升到 45℃时，一定要关闭夹套蒸汽加热阀 S6，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。然后再观察反应釜温度 T1 上升的速率，应该在 0.1~0.2℃/s 以内，当反应釜温度上升至 65℃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。所以，在反应釜温度在 20~60℃这段范围内，采用位式控制。

2.1.3 反应升温速率和反应釜压力专家模糊控制

(1) 被控变量和控制变量的选择

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，所以直接选取反应温度 T1 为被控变量。

考虑到反应器压力的安全，选取反应釜压力 P7 为被控变量。

本反应是放热反应，改变冷却水流量保持 0.1~0.2℃/s 升温速率，所以选择蛇管冷却水入口流量 F7、夹套冷却水入口流量 F8 为控制变量。

(2) 阀门特性的选择

从工艺生产安全考虑，一旦控制系统发生故障、信号中断时，调节器的开关状态应能保证工艺设备和操作人员的安全。V8 为夹套冷却水阀门，在故障时要求阀门打开，否则温度过高会导致压力增大到危险程度，所以选择气关阀。

选择调节阀时，希望以调节阀的非线性特性补偿调节对象的非线性。当控制过程的放大系数为线性时，应选择直线特性的调节阀，否则就选择等百分比特性的调节阀。根据被控对象的特性，温度过程放大系数为非线性，所以选择等百分比调节阀。

对于蛇管冷却水阀 V7，按照以上原理，同选择气关阀、等百分比流量特性。

(3) 控制方案

由于反应升温过程属于时间常数大的高阶特性。冷却水流量的变化随阀门的开关变化较快、时间常数小，这时用常规控制来控制温度的速率是不合适的，它很可能造成反应阶段不易控制，易引起“爆聚”或产生安全阀跳；如果加入过量的冷水又将使反应激落，甚至反应剧烈超出正常范围造成“僵釜”现象。因此，这一阶段是控制的难点，直接影响能否获得高质量的产品。

根据控制要求和经验，对于 $60^{\circ}\text{C} \leq T < 110^{\circ}\text{C}$ 升温阶段，选用专家型模糊控制器来实现对升温速率和反应釜压力的控制，控制结构框图如图 2.16 所示。

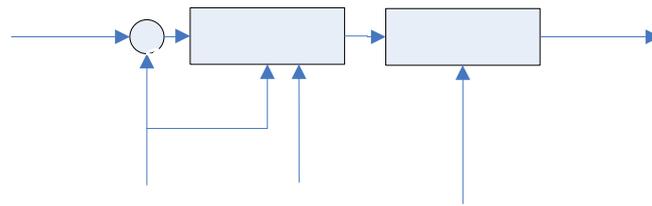


图2.16 升温速率和反应釜压力控制框图

在该阶段，偏差不太大，希望控制系统能无超调地兼顾快速性和精度，考虑到反应器压力安全问题，对反应器压力和模糊控制器输出增量进行检测，利用专家规则进行判断，然后输出控制量 U 。

采用夹套温度变化率作为模糊控制的输入量，有效地克服了外部干扰对反应釜内温度的扰动。另外，此控制器系统不仅能有效地控制升温速率，还考虑到了反应器压力的安全。

2.1.4 反应保温温度 PIDDMC 控制

(1) 被控变量和控制变量的选择

同升温速率控制的选择方法：

被控变量：反应温度 T_1

控制变量：蛇管冷却水入口流量 F_7 、夹套冷却水入口流量 F_8

(2) 阀门特性的选择

同升温速率控制的选择方法：

夹套冷却水阀门 V_8 选择气关阀、等百分比流量特性。

蛇管冷却水阀门 V_7 选择气关阀、等百分比流量特性。

(3) 控制方案

在 $110^{\circ}\text{C} \leq T < 121^{\circ}\text{C}$ 正常反应期，状况相对平稳，反应时间长，希望有较高的控制精度，另外，由于温度变化的滞后，常规控制器调节效果不佳，采用预测控制可以有效的处理纯滞后。

动态矩阵控制（DMC）是基于对象阶跃响应的一种预测控制算法，它具有结构清晰、算法简单、对模型失配适应能力强等优点，但 DMC 的输出动态特性受其参数的影响，从而给设计造成很大的困难。

由于控制底层的控制器，多数仍然采用传统的 PID 控制，原因有如下几点

- 1) 理论发展成熟，PID 控制是最早发展起来的控制策略之一。
- 2) 便于实现，按 PID 控制进行工作的自动调节器早已商品化。
- 3) 原理简单，使用方便。
- 4) 适应性强，可以广泛应用于化工、冶金、炼油以及造纸等生产部门。尤其适

用于可建立精确数学模型的确定性系统。

5) 鲁棒性较强, 对于一般的控制过程来说, 其控制品质对被控对象的变化不太敏感。

基于以上优点, 采用一种 DMC 和 PID 结合的方法——PIDDMC。对 DMC 改进, 使 PID 参数整定方法和动态矩阵控制结合起来, 用整定出的 PID 参数作为 PIDDMC 的加权系数, 保证了良好的输出动态性能。

2.1.5 节约能源方案

为充分利用能源, 发挥 PLC 非常强的逻辑控制能力, 设置热回水控制和冷回水控制, 当夹套水出口温度高于某一预先设定的温度(例如 60℃)时, 热回水阀打开, 夹套水回到热水槽; 当夹套水温度小于该温度时, 冷水阀打开, 夹套水回到冷水塔, 由此可达到节能效果。

2.2 基于 PLS 模型的自适应软测量主产物产率控制

间歇生产过程中, 很多质量指标不能在线测量, 导致过程很难控制。本反应主产物 D 的产率无法在线采集, 主要受到升温速度、保温时间与温度的影响。本部分应用部分最小二乘(PLS)方法建立软测量模型, 通过批次初期在线测量的过程变量对最后的产品质量进行预测。同时, 利用过程中得到的中间质量测量值对最后的预测结果进行修正。为了解决过程参数随时间变化的问题, 在每个批次结束后利用新数据对原模型进行更新。

软测量是实用性很强的应用技术, 它以软测量模型在线运算并给出准确的估计值为目标, 软测量仪表的工程化设计一般分为以下几个步骤: 辅助变量的初选、现场数据采集与处理、辅助变量精选、软测量模型的结构选择、软测量模型的实施。

软仪表模型可以采用机理模型、辨识模型以及神经网络, 针对本设计的实际情况, 无法获得其机理模型, 考虑间歇反应釜表现为强非线性的化工过程, 部分最小二乘(PLS)方法能够较好的拟合非线性方程。

根据工艺机理分析(物料、能量平衡关系), 在可测变量集中, 初步选择与被估变量有关的原始辅助变量, 这些变量中部分可能是相关变量。然后根据工艺机理、测量仪表精度和数据相关性分析等对初始辅助变量降维。利用主元分析法, 利用历史数据做统计分析计算, 将原始辅助变量与被测量变量的关联度排序, 实现变量的精选。根据分析, 选用反应釜温度 T1、夹套入口温度 T4、夹套出口温度 T3 和夹套冷却液流量 F8 四个变量为辅助变量, 该软测量系统主要流程如图 2.17 所示。

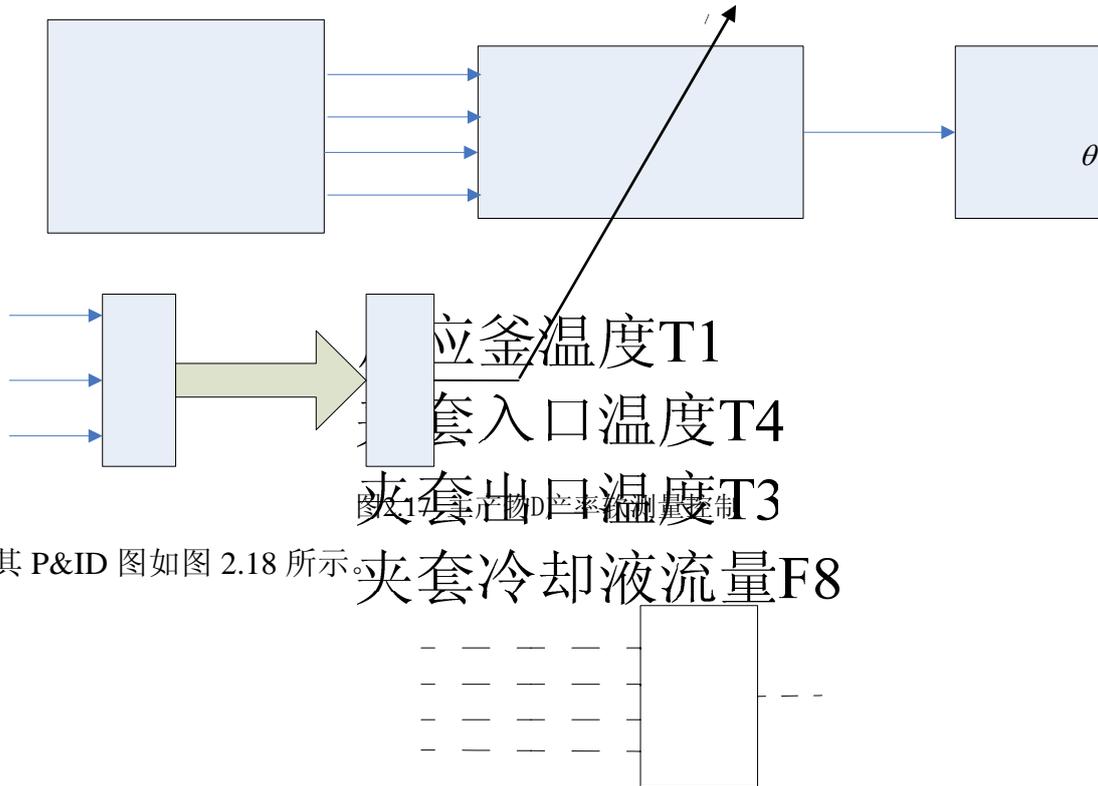


图2.18 主产物D产率控制方案 P&ID 图

其 P&ID 图如图 2.18 所示。

(1) 被控变量和控制变量的选择
依据反应过程主产物 D 产率控制的要求：
被控变量：主产物 D 产率 θ
控制变量：反应设定温度 $T1_{sp}$ 和反应停留时间

(2) 产率控制方案：
由于反应物的浓度随着间歇反应的进行会显著降低，结合题目给定的冷却适当的温度、压力、产率图，依据产率定义可设定主产物 D 产率给定值 θ_0 理想曲线。

方案步骤：

- ① 通过软仪表，实时显示主产物 D 产率 θ ；
- ② 当压力大于 0.8Mpa 时，切换压力安全控制；当压力回到 0.8Mpa 时，切换到 PIDMC 温度控制，维持温度在 120℃。

③ 当主产物 D 产率小于其设定值 θ_0 时，切换产率控制，修改反应釜温度设定值和反应停留时间。

2.3 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。在升温速率控制用专家系统设计了压力控制，在这部分主要负责超压

安全控制。

(1) 被控变量和控制变量的选择

依据反应过程超压控制的要求：

被控变量：反应釜压力 P7

操纵变量：蛇管冷却水入口流量 F7、夹套冷却水入口流量 F8、高压水阀 V10 的开度、电机开关 S8、放空阀 V5（代替）开度

(2) 阀门特性的选择

V7、V8 同升温速率控制的选择方法：

夹套冷却水阀门 V8 选择气关阀、等百分比流量特性。

蛇管冷却水阀门 V7 选择气关阀、等百分比流量特性。

在超压时要求高压水阀门 V10 打开，否则温度过高会导致压力增大到危险程度，所以选择气关阀。快开流量特性在阀门开度较小时，流量变化迅速，随着开度增大，流量很快打到最大值，所以选择快开特性。

放空阀 V5（代替）根据流量特性选择气关阀、线性流量特性。

电机开关 S8 选择开关阀。

(3) 控制方案

根据缩合反应的操作过程，压力过高，一旦超过 0.8Mpa（反应温度超过 128℃），将会报警。

1) 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。

2) 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。此时物料会因密度不同而分层，反应速度会减缓，如果强制冷却及停止搅拌奏效，一旦压力出现下降趋势，应关闭 V10，同时开启反应釜搅拌电机开关 S8。

3) 如果操作不按规定进行，特别是前期加热速率过猛，加热时间过长，冷却又不及，反应可能进入无法控制的状态。即使采取了第 1、第 2 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。此时应迅速打开放空阀 V5（代替），强行泄放反应釜压力。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。

4) 如果第 1、第 2、第 3 项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。

故其压力安全控制方案 PI&D 图如图 2.19 所示。

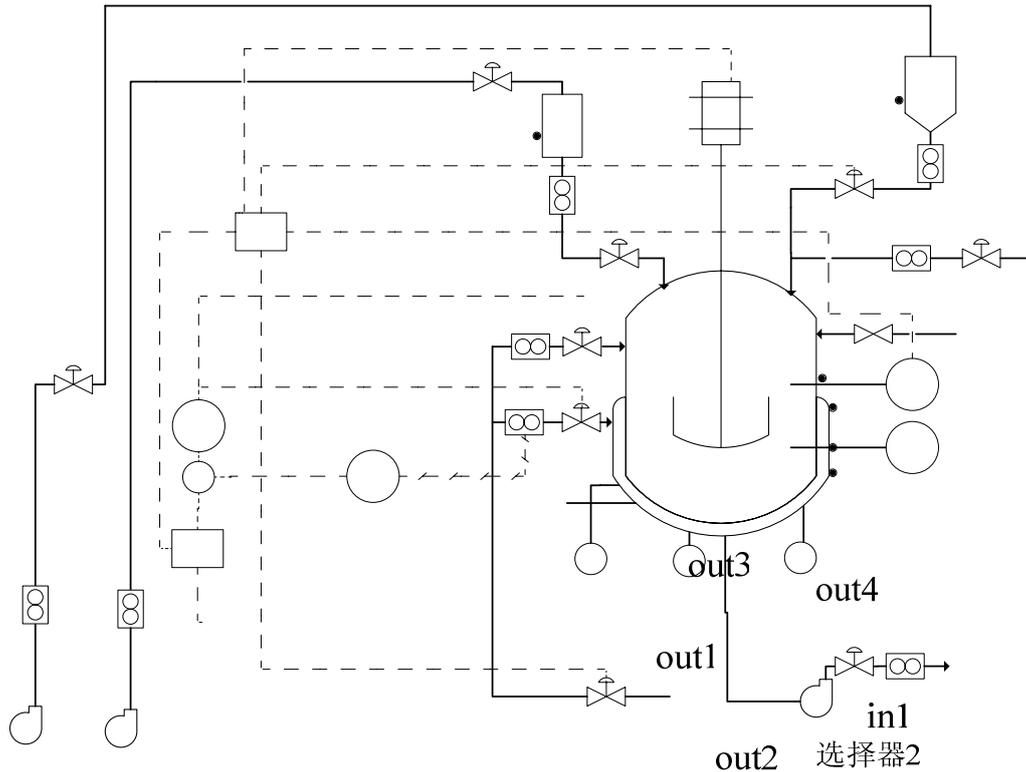


图2.19 压力安全控制方案 P&ID 图

在正常状态下 $P7$ 小于 0.8Mpa 的情况下选择器 3 接受温度控制器的输出 $in1$ ；如果要调整主产物 D 的产率，则选择主产物 D 的产率控制输出 $in3$ ；在压力 $P7$ 大于 0.8Mpa 选择压力安全控制输出 $in2$ 。

选择器 2 有一个输入 ($P7$) v_2 四个输出，当 $P7$ 大于 0.8Mpa ， $V8$ 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 $V10$ 即 $out2$ ；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 $S8$ 即 $out3$ ；当压力超过 1.20Mpa 已属危险超压状态，应迅速打开放空阀 $V5$ （代替）即 $out4$ 。

根据反应釜的特性曲线，冷却过缓时 $P7$ 上升最快速率为 7100Pa/s 。令 $e=7100\text{Pa/s}$ ，相邻两时刻检测出的压力差为 $\Delta P7$ ，图 2.20 给出本系统压力安全控制的顺序控制功能图。

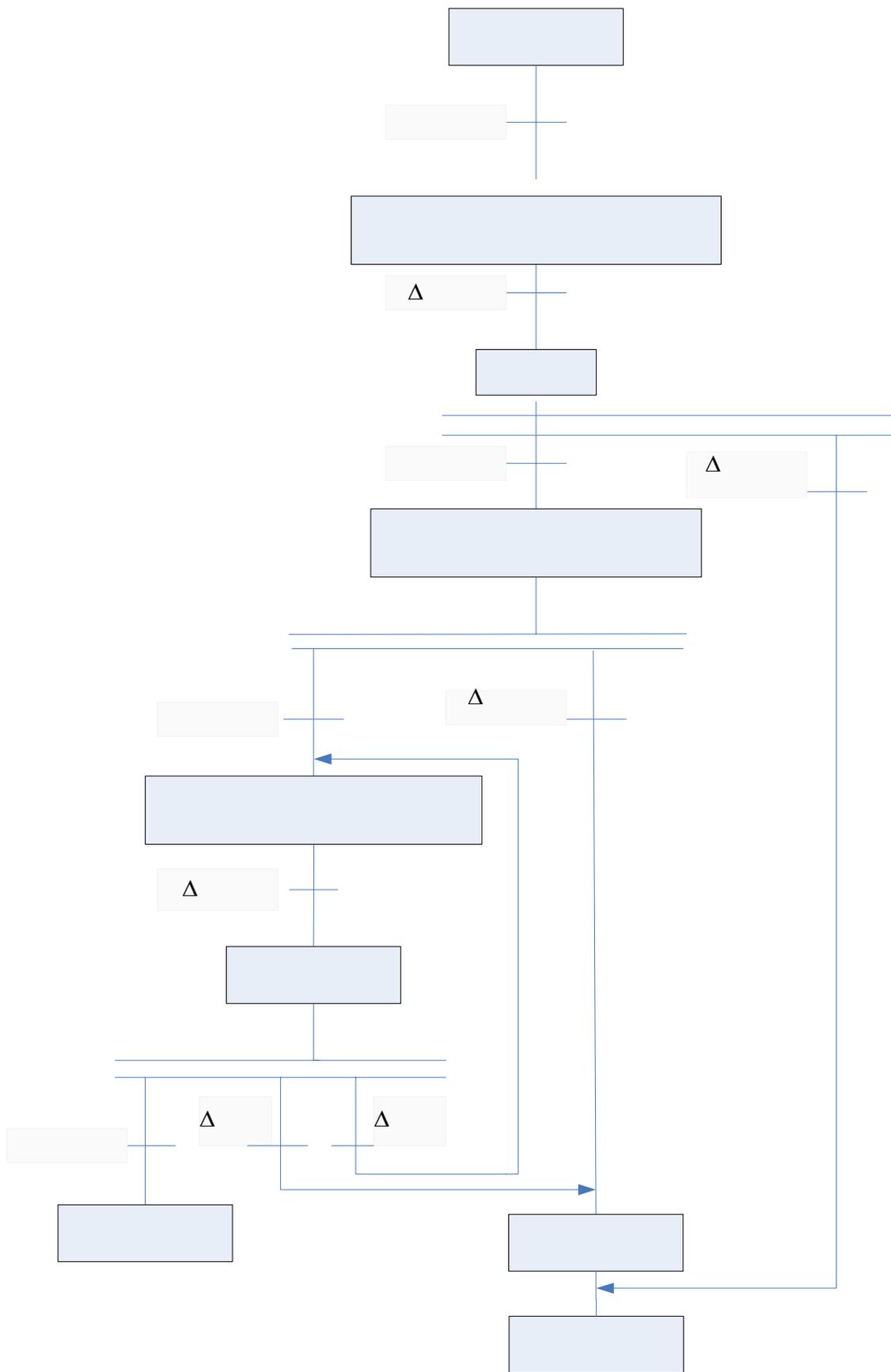
FI-2

FI-3

温度控制
输出

S2

S3



P7>0.

开
报警：P

P7

P7 >0.

报警：

图 2.20 压力顺序控制功能图

P7 >1.2MPa

2.4 升温、保温、出料、清洗顺序控制

系统非稳态开车过程操作复杂，保温稳定生产及出料清洗的整个过程，涉及到多个控制回路的换切和投运，为了实现从升温、保温至出料、清洗的整个过程的自动控制，可以设计顺序控制系统。图 2.21 采用单序列的结构，简洁清晰地说明了控制系统开车过程各个步骤之间的逻辑和顺序关系。其中 X_i 表示一种操作状态转换驱动动作。

以下是对工作顺序的说明：

- 1、初始化，检查各开关、手动阀门是否关闭。
- 2、各物料备料，并下料。
- 3、开启反应釜搅拌电机 S8，观察釜内温度 T1 已经略有上升。
- 4、适当打开夹套蒸汽加热阀 S6，观察反应釜内温度 T1 逐渐上升。
- 5、温度 T1 上升至 45℃左右关闭夹套蒸汽加热阀 S6。适当调节冷却水阀门 V8 和 V7，控制反应釜温度 T1 上升的速率在 0.1~0.2℃/s 以内，T1 上升至 60℃左右，温度控制投自动，并在反应剧烈阶段结束后保持 T1 在 120℃左右，使反应充分进行。
- 6、出料及清洗反应器，打开放空阀 V5 约 12 秒，放掉釜内残存的可燃气体。关闭放空阀 V5。
- 7、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。至此，全部反应岗位操作完毕，可进入操作下一批反应的准备工作。

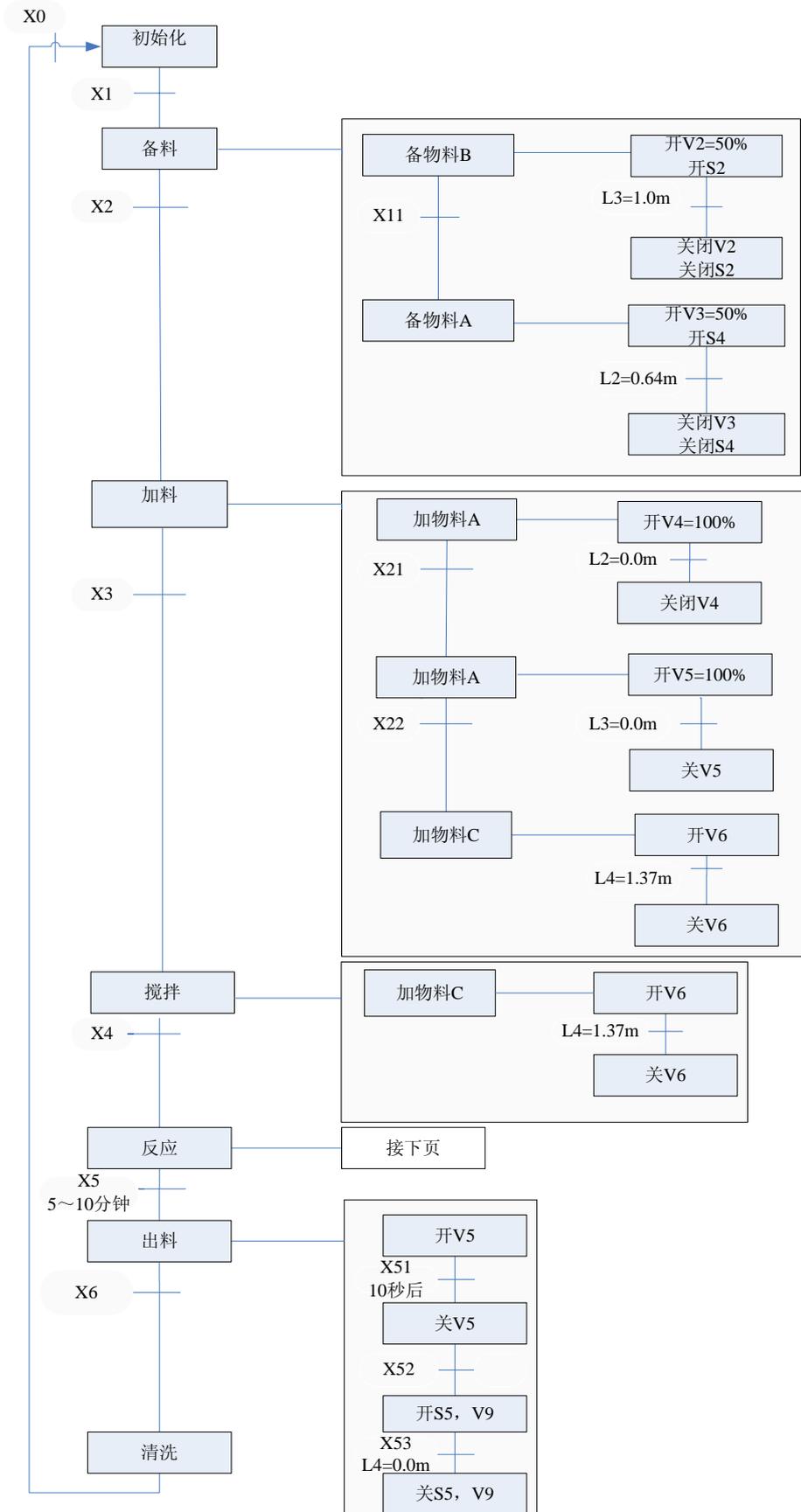


图 2.21-1 系统工作顺序控制功能图(1)

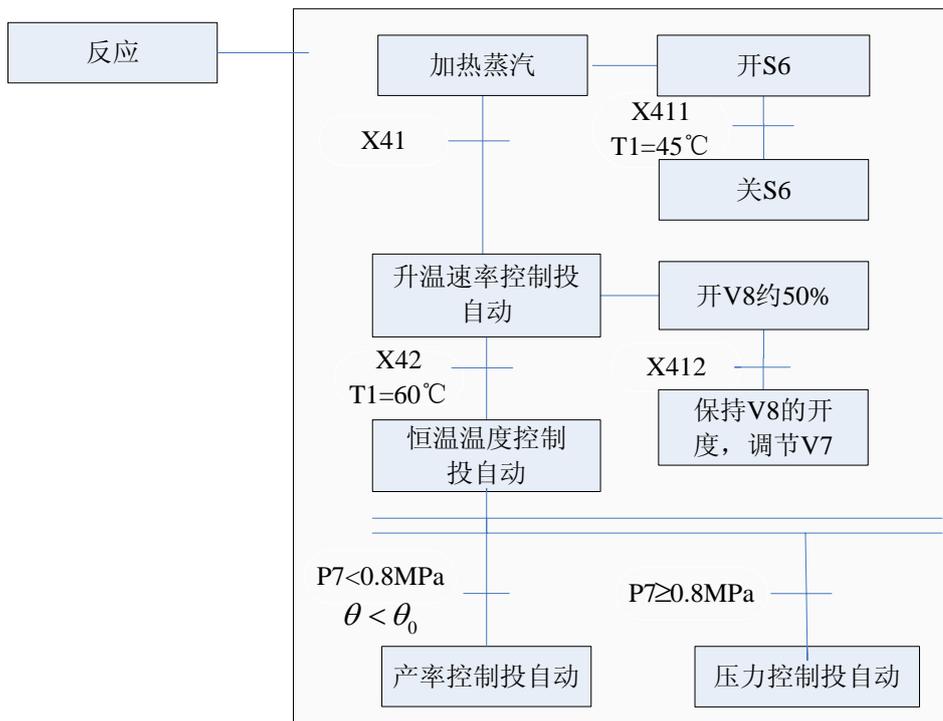


图 2.21-2 系统工作顺序控制功能图(2)

第三章 控制系统硬件设计

此系统选用 SIMATIC PCS7 系列产品进行监视和控制。PCS7 作为硬件基础及软件开发平台，进行过程控制系统设计，具有很好的可靠性、稳定性和先进性。

3.1 PCS7 过程控制系统

控制系统采用西门子 PCS7 过程控制系统，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 FCS 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。所有的软件也都全部集成在 SIMATIC 程序管理器下，有统一的软件平台。它采用了现代化的软件体系结构，对项目进行管理、处理、归档和建立文件，在软件开发方面，采用了面向对象的技术。在项目管理上，以系统硬件和工艺过程两个不同的视角，同时进行管理。这两个视角在程序管理器中分别称为标准分级(Standard_Hierarchy)和工艺分级(Plant_Hierarchy)。其中，标准分级主要管理系统的硬件，如控制器、系统总线、I/O 系统等；工艺分级主要管理工艺过程，它将整个工厂按工艺过程的要求，分为各个子系统，然后将各子系统映射到控制器上。与传统 DCS 系统相比，FCS 的组态直接面向工艺过程。在 SIMATIC 程序管理下，有多种组态工具可以使用，无论采用何种组态工具，生成的组态数据都自动存到一个统一的数据库中。这些组态工具是：CFC(连续功能图)、SFC(顺序功能图)、STEP7(SIMATICS7 系列 PLC 编程语言)、SCL(结构化的控制语言)和 WinCC(SIMATIC 视窗控制中心)等。

系统采用大量新技术，在网络配置上采用标准工业以太网和 PROFIBUS 网络，消除了 DCS 和 PLC 系统间的界限，真正实现了仪控和电控的一体化，充分体现了全集成自动化的特点，使系统应用范围变广，是一种面向所有过程控制应用场合的开放型过程控制系统。

PCS7 有以下组成部分：

- 1) SIMATIC Manager-核心应用程序，用于建立或访问 PCS7 项目应用程序。
- 2) HW Config-组态系统硬件结构。
- 3) CFC 和 SFC 编辑器-建立连续功能图和顺序功能图。
- 4) 带有各种编辑器的 PCS7 OS-操作员站 (OS) 的组态。

PCS7 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。

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。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。

3.2 系统软件安装与设置

本项目中，PCS7 V6.1 是基于 Windows XP 的过程控制系统，软件运行条件为 WindowsXP SP2（其安装详见 Windows XP 安装手册）。

具体安装步骤如下：

- 1) 硬盘的分区和格式化。
- 2) 从 Windows XP CD 启动，进行 Windows XP SP2 的安装。
- 3) 上述安装成功后，必须安装设备驱动器。
- 4) 设置网络：分配一个 IP 地址，把它包括在工作组或域中。
- 5) 安装 Internet Explorer 6.0 SP1。
- 6) 安装 Microsoft Hotfix Q828748（操作系统补丁）。
- 7) 在 Windows 控制面板中，卸载 IIS 和索引服务，安装 Message Queuing Services。选择：Star→Control Panel→Add/Remove Programs→Add/Remove Windows Components 进行所要求的设置。
- 8) 安装 MS SQL Server2000。
- 9) 装入 PCS7 V6.1 安装盘，运行 Setup.exe

安装完成后将出现安装完毕要求你重启的对话框，你可以根据需要选择是否重启，推荐重启一次。这样 PCS7 V6.1 的安装就完成了。整个安装过程要持续 40 至 60 分钟。

3.3 硬件结构及网络层次

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 S7-300PLC 4 个站；PROFIBUS 网络主站为 S7-300PLC，从站为远程 I/O ET200M 从站。方案考虑到系统的安全性和稳定性，PLC 的选择考虑了冗余，选用了两个 S7-300PLC。远程 I/O ET200M 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 A、B 和 C、冷水蛇管、夹套管，以及反应物出口的流量值。远程 I/O ET200M 从站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。系统结构如图 3.1 所示。

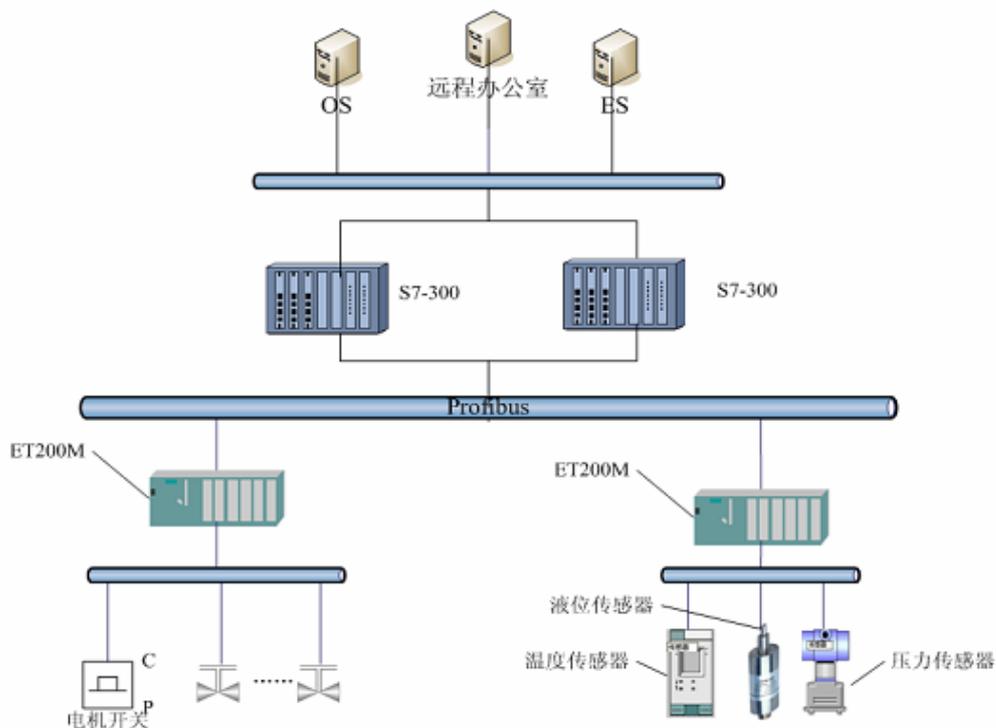


图 3.1 系统结构图

S7-300PLC 通过以太网与工程师站以及操作员站相连，PLC 的 CPU、IM153-2 模块通过 PROFIBUS 网络连接。PROFIBUS 网络的连线能使系统的连线简单化，并且比传统的连线系统稳定性要高，可维护性更加的方便。根据上述设计原理，设计的系统网络结构如图 3.2 所示：

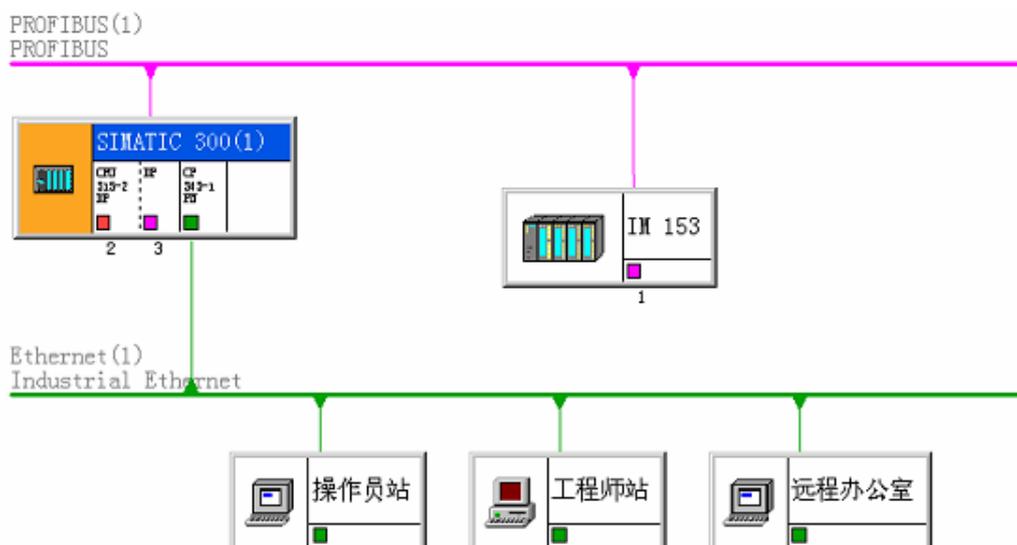


图 3.2 网络结构图

S7-300PLC 与上位机采用 PROFIBUS 通信方式。S7-300 系列 PLC 都集成有 DP 口，在上位机中装入内置的 CP5611 卡，然后用串口线将 CPU 的 DP 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 EPROM 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。

系统硬件配置主要部件名称和相关参数见表 3.1。

表 3.1 系统硬件配置主要部件及参数表

符号	名称	规格型号	单位	数量
PS	电源模块	PS307, 10A, DC24V	块	1
CPU	CPU 模块	CPU315-2DP	块	1
MMC	存储器卡	2MB, E2PROM	块	1
DI	数字量输入模块	SM321, 16 点输入	块	1
DO	数字量输出模块	SM322, 16 点输出	块	1
ET200M	远程 I/O	IM153-2	块	1
AI	模拟量输入模块	SM331, 8 通道输入, 12 位	块	2
AO	模拟量输出模块	SM332, 8 通道输出, 12 位	块	2
OS	操作员站	按照所采用软件的要求进行配置	台	1
ES	工程师站	按照所采用软件的要求进行配置	台	1

本控制系统模块的主要组成如下：

(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 是中低端的 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

1) 采用 SM321 类型 16 点输入，数字量输入，用于采集设备状态信号和对开关量进行控制。

2) 采用 SM322 类型 16 点输出，数字量输出，用于采集设备状态信号和对开关量进行控制。

3) 采用 SM331 类型 8 通道*12 位的模拟量输入模块，用于采集设备温度信号、压力信号、流量信号等。

4) 采用 SM332 类型 8 通道*12 位的模拟量输出模块，输出模拟信号用于控制阀门状态。

3.4 阀门选型与仪表参数设定

3.4.1 阀门的选择

根据第二章的分析，阀门的选择见表 3.2.

表 3.2 阀门参数

序号	设备号	设备描述	公称直径 Dgmm	阀门流通能力		阀门形式	阀门特性
				Kv	Cv		
1	V2	B 物料上料阀	Dg40	8.31	9.73	气开阀	线性阀
2	V3	A 物料上料阀	Dg40	9.97	11.67	气开阀	线性阀
3	V4	A 物料下料阀	Dg40	9.28	10.87	气开阀	线性阀
4	V5	B 物料下料阀	Dg40	8.90	10.42	气开阀	线性阀
5	V6	C 物料下料阀	Dg50	43.86	51.36	气开阀	线性阀
6	V7	蛇管冷却水阀	Dg50	43.94	51.45	气关阀	等百分比阀
7	V8	夹套冷却水阀	Dg65	74.71	87.48	气关阀	等百分比阀
8	V9	反应物出口阀	Dg70	47.63	55.77	气关阀	线性阀
9	V10	高压冷却水阀	Dg70	82.05	96.07	气关阀	快开阀

3.4.2 仪表参数设定

系统中各仪表的参数见表 3.3。

表 3.3 仪表参数

序号	位号	单位	数据源	数据点备注	仪表下限	仪表上限
1	L2	mm	L2	A 物料计量罐液位	0	900
2	L3	mm	L3	B 物料计量罐液位	0	1500
3	L4	mm	L4	反应器液位	0	2000
4	T1	℃	T1	反应温度	0	200
5	T2	℃	T2	夹套温度	0	200
6	T3	℃	T3	夹套水出口温度	0	200
7	T4	℃	T4	冷却水温度	0	50
8	A	Kg	A	反应器内主产物浓度	0	100
9	P7	MPa	P7	反应压力	0	2
7	FI-2	t/h	F2	B 物料上料流量	0	9
8	FI-3	t/h	F3	A 物料上料流量	0	10
9	FI-4	t/h	F4	A 物料下料流量	0	10
10	FI-5	t/h	F5	B 物料下料流量	0	9
11	FI-6	t/h	F6	C 物料下料流量	0	45
12	FI-7	t/h	F7	反应器蛇管冷却水入口流量	0	45
13	FI-8	t/h	F8	反应器夹套冷却水入口流量	0	75
14	FI-9	t/h	F9	反应物出口流量	0	50

3.5 硬件资源分配及图表

(1) 模拟量输入/输出资源分配

带搅拌釜式反应器系统模拟量输入/输出资源分配如表 3.4 所示。

表 3.4 带搅拌釜式反应器系统模拟量输入/输出表

接口地址	类型	对应量	内容	备注
SM331-1			接线排号: J3	
PIW40	AI	F2	B 物料上料流量	最大 8.1t/h

第三章 控制系统硬件设计

PIW41	AI	F3	A 物料上料流量	最大 9.72t/h
PIW42	AI	F4	A 物料下料流量	最大 9.05t/h
PIW43	AI	F5	B 物料下料流量	最大 8.68t/h
PIW44	AI	F6	C 物料下料流量	最大 42.77t/h
PIW45	AI	F7	反应器蛇管冷却水入口流量	最大 42.84t/h
PIW46	AI	F8	反应器夹套冷却水入口流量	最大 72.84t/h
PIW47	AI	F9	反应物出口流量	最大 46.44t/h
SM331-2		接线排号: J3		
PIW48	AI	T1	反应釜温度	℃
PIW49	AI	T2	夹套温度	℃
PIW50	AI	T3	夹套水出口温度	℃
PIW51	AI	T4	冷却水温度	℃
PIW52	AI	L2	A 物料计量罐液位	%(0-0.64m,0-100%)
PIW53	AI	L3	B 物料计量罐液位	%(0-0.64m,0-100%)
PIW54	AI	L4	反应器液位	%(0-0.64m,0-100%)
PIW55	AI	P7	反应釜压力	Mpa (压力上限报警 0.8Mpa)
SM332-1		接线排号: J4		
PQW40	AQ	V2	B 物料上料阀开度	Dg40Kv=8.31(Cv=9.73)
PQW41	AQ	V3	A 物料上料阀开度	Dg40Kv=9.97(Cv=11.67)
PQW42	AQ	V4	A 物料下料阀开度	Dg40Kv=9.28(Cv=10.87)
PQW43				备用
PQW44	AQ	V5	B 物料下料阀开度	Dg40Kv=8.90(Cv=10.42)
PQW45	AQ	V6	C 物料下料阀开度	Dg50Kv=43.86 (Cv=51.36)
PQW46	AQ	V7	蛇管冷却水入口阀开度	Dg50Kv=43.94(Cv=51.45)
PQW47				备用
SM332-2		接线排号: J4		
PQW48	AQ	V8	夹套冷却水入口阀开度	Dg65Kv=74.71(Cv=87.48)
PQW49	AQ	V9	反应物出料阀开度	Dg70Kv=47.63(Cv=55.77)

PQW50	AQ	V10	高压冷却水入口阀开度	Dg70Kv=82.05(Cv=96.07)
PQW51				备用
PQW52				备用
PQW53				备用
PQW54				备用
PQW55				备用

(2) 开关量输入/输出资源分配

带搅拌釜式反应器系统开关量输入/输出资源分配如表 3.5 所示

表 3.5 带搅拌釜式反应器系统开关量输入/输出表

位号地址	类型	对应量	内容	备注
		SM321		接线排号: J1
I0.0	输入	START	启动按钮	按下指示灯显示绿色
I0.1				备用
I0.2	输入	STOP	停止按钮	按下指示灯熄灭
I0.3				备用
I0.4	输入	TSA	报警喇叭测试按钮	
I0.5				备用
I0.6	输入	TLA	报警灯测试按钮	
I0.7				备用
I1.0	输入	RESET	报警复位按钮	
I1.1				备用
I1.2	输入	EMERGENCY	紧急停止按钮	
I1.3				备用
I1.4	输入	MANUAL/AUTO	手动/自动按钮	按下指示灯显示绿色
I1.5				备用
I1.6				备用
I1.7				备用

第三章 控制系统硬件设计

		SM322	接线排号: J2	
Q0.0	输出	SA	报警喇叭	电平信号 1/0=开/关
Q0.1	输出	S2	B 物料上料泵开关	电平信号 1/0=开/关
Q0.2	输出	S4	A 物料上料泵开关	电平信号 1/0=开/关
Q0.3	输出	S5	反应物料出口泵开关	电平信号 1/0=开/关
Q0.4	输出	S6	加热蒸汽阀	电平信号 1/0=开/关
Q0.5	输出	S8	搅拌电机接触器	电平信号 1/0=开/关
Q0.6				备用
Q0.7				备用
Q1.0	输出	LA	总报警指示灯	电平信号 1/0=开/关
Q1.1	输出	LAT	温度报警指示灯	电平信号 1/0=开/关
Q1.2	输出	LAP	压力报警指示灯	电平信号 1/0=开/关
Q1.3	输出	LALF	液位上限报警指示灯	电平信号 1/0=开/关
Q1.4	输出	LALE	液位下限报警指示灯	电平信号 1/0=开/关
Q1.5	输出	A	启动/停止指示灯	电平信号 1/0=开/关, 灯亮为启动状态
Q1.6	输出	B	自动状态指示灯	电平信号 1/0=开/关, 灯亮为自动状态
Q1.7				备用

详细接线图见附录

第四章 控制系统软件设计

本章主要介绍各个控制模块的基本原理和具体软件设计。

4.1 复合温度控制系统

如 2.1.1 节所述,此控制器由温度控制器、压力补偿控制、选择分程控制方案、防夹套冷却水流量干扰回路及防结晶控制回路五部分组成。

4.1.1 复合温度控制各部分控制系统

根据 2.1.1 节设计的压力补偿控制方案,压力变化超前于温度的变化,可采用压力测量信号去补偿温度的测量,其中压力补偿控制调节器采用单纯的 PID 控制规律。在 S7-300 中实现常规 PID 控制策略,直接编写 step7 程序。

根据 2.1.1 节设计的选择分程控制方案,其本质上是一个单回路控制系统。已设计的复合温度控制能够保证较好的抗扰性与稳定性,其中分程控制调节器采用 PID 控制规律。

冷却水流量的变化随阀门的开度变化较快、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。因此,设计夹套冷却水流量 PID 控制回路,可有效抑制冷却水压力等干扰。在 S7-300 中可以简单方便的实现常规 PID 控制策略,直接编写 step7 程序。

开启 V8 和 V7 的同时,如果夹套冷却水出口温度和蛇管冷却水出口温度低于 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。因此,设计防结晶 PID 控制回路,可有效抑制副产物将会在夹套内壁和蛇管传热面上结晶。在 S7-300 中可以简单方便的实现常规 PID 控制策略,直接编写 step7 程序。

4.1.2 反应初期温度位式控制

在反应釜温度在 20~60℃ 这段范围内,采用位式控制。间歇反应釜在加热前温度为 20℃ 左右,根据手操经验,当温度上升到 45℃ 时,一定要关闭夹套蒸汽加热阀 S6,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。然后再观察反应釜温度 T1 上升的速率,应该在 0.1~0.2℃/s 以内,当反应釜温度上升至 65℃ 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。

4.1.3 反应升温速率和反应釜压力专家模糊控制

如 2.1.3 节所述,此控制器由模糊控制器和专家系统两部分组成。模糊控

制器按照目前常用的模糊控制器设计步骤设计；专家系统对反应器压力和模糊控制器输出的控制增量进行检测，利用专家规则进行判断，然后再输出控制量，控制升温速率和反应压力。

一、 专家系统的设计

专家系统的输入值有两个，即反应器内压力测量值、模糊控制器的控制输出增量，分别设为 $P7$ ， du 如图 2.16 所示。这里的专家系统实质上就是一个 IF-THEN 结构的逻辑运算单元，其输出是被控对象的控制输入。要考虑升温过程压力安全，所以对于输入量 $P7$ 大于 $0.8MP$ 时，直接输出阀的开度为最大值 55 ，留有一定的调节余度；对于输出量来说，达到了上限值或下限，则以最大或最小值输出。专家系统可以用一系列的规则来描述：

IF $P7 \geq 0.8$ THEN $ut=55$ ，最大值输出；

IF $u(n)+du \geq 55$ THEN $ut(n+1)=55$ ，最大值输出；

IF $u(n)+du \leq 0$ THEN $ut(n+1)=0$ ，最小值输出。

式中设 $ut(n)$ 为专家系统输出，当压力达到了上限值，或输出量达到上下限，就触发专家逻辑系统，根据事先编好的程序来判断当前的工作状态，然后决定控制量大小。

二、 模糊控制器的设计

仿照人工控制的经验，采用了三输入单输出模糊控制系统^[10]。由于热量从夹套传到反应釜内的反应液有一定的滞后，故将夹套内的温度 $T2$ 与反应釜内反应温度设定值差值变化率 $EC2$ 作为其中的一个输入。另外两个输入变量是反应温度设定值 T 与实际温度 t 的偏差 E 和偏差 E 的变化量 $EC1$ 。输出变量为夹套冷却水阀门 $V8$ 开度的变化量 du 。

设定采样时间 $tc=1sec$ ，反应温度设定值 $T=120^\circ C$ ，每个采样时刻的反应温度为 $t(n)$ ，偏差 $e(n)=120-t(n)$ ，则温度变化速率为 $ec(n)=t(n)-t(n-1)$ ， $n=1, 2, \dots, k$ 。 e 和 ec 经模糊化后分别为模糊变量 E 和 EC ，经模糊推理后的输出量为 U ，解模糊后的精确量为冷却介质流量的变化量 Δu ，即为控制器的输出量，模糊控制器的结构设计如图 4.1 所示。

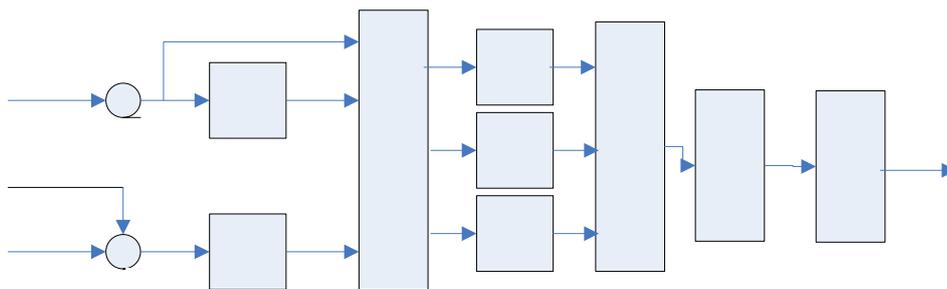


图4.1 模糊控制器结构

(1) 输入变量的模糊化

根据反应釜温度 T_1 的范围为 $(60-110)^\circ\text{C}$ ，选定温度偏差 E 基本论域取作 $[10, 60]^\circ\text{C}$ ，取其模糊子集论域为 $\{0, 1, 2, 3, 4\}$ ，则 E 的模糊语言为 $\{\text{NB}, \text{NS}, \text{ZO}, \text{PS}, \text{PB}\}$ 。隶属函数取三角形分布^[8]，如图 4.2 所示。

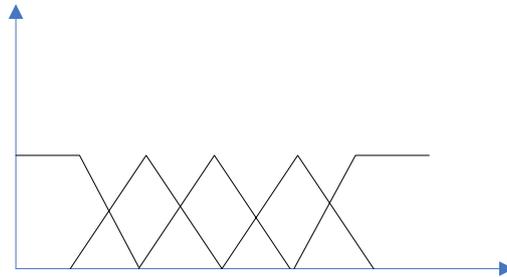


图 4.2 温度偏差隶属函数图

根据温度以 $0.1\sim 0.2^\circ\text{C}/\text{s}$ 的速率上升控制要求和 60°C 时的温度变化速率大约是 $0.15^\circ\text{C}/\text{s}$ ，选定温度偏差变化率 EC_1 基本论域取作 $[0.05, 0.3]^\circ\text{C}$ ，取其模糊子集论域为 $\{0, 1, 2, 3, 4\}$ ，则 EC_1 的模糊语言为 $\{\text{NB}, \text{NS}, \text{ZO}, \text{PS}, \text{PB}\}$ 。隶属函数取三角形分布，如图 4.3 所示。

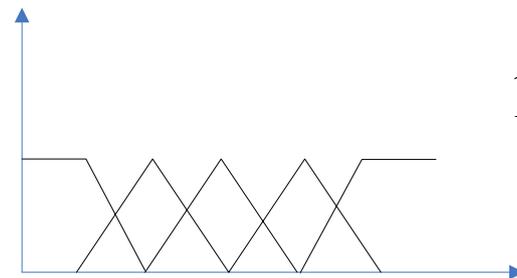


图 4.3 温度偏差变化率隶属函数图

选定温度偏差变化率 EC_2 基本论域取作 $[0.1, 0.2]^\circ\text{C}$ ，取其模糊子集论域为 $\{0, 1, 2\}$ ，则 E 的模糊语言为 $\{\text{NB}, \text{ZO}, \text{PB}\}$ 。隶属函数取三角形分布，如图 4.4 所示。

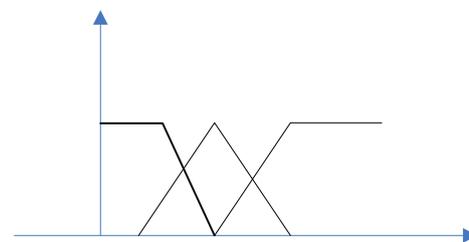


图 4.4 夹套温度偏差变化率隶属函数图

选定控制输出 u 的基本论域 $[-6, 6]$ ，模糊子集论域为 $[-6, -5, -4, -3, -2, -1, 0, 1, 2, 3, 4, 5, 6]$ ，选择子集阀门开度变化为 $\{\text{热全开}(\text{HAO}), \text{热中开}(\text{HMO}), \text{热小开}(\text{HLO}), \text{全关}(\text{ZO}), \text{冷小开}(\text{CLO}), \text{冷中开}(\text{CMO}), \text{冷全开}(\text{CAO})\}$ 。

开(CAO)}。隶属函数取三角形分布，如图 4.5 所示。

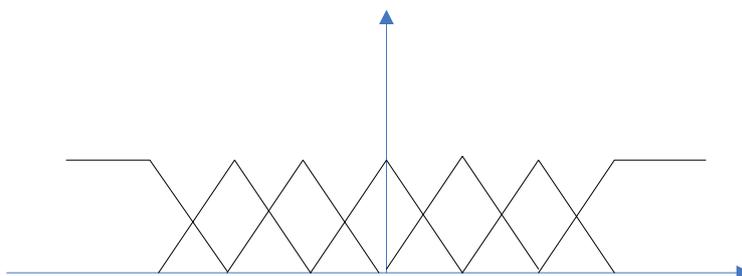


图 4.5 阀门开度控制U隶属函数图

(2) 模糊控制规则的调整和确定

模糊控制器常采用 Mamdani 控制规则，在该规则中，误差和误差变化对模糊控制器的影响是相同的，大体可表示为 $U = -(E + EC1 + EC2) / 3$ 。而事实上，E 和 EC1、EC2 在不同的阶段对控制器应有不同的影响。例如，在阶跃响应的初始阶段，E 是主要矛盾，应加大误差的权重；在中期阶段，为减小系统的超调，应突出误差变化的作用，等等。于是上式可改写为：

$$U = -(\alpha_1 E + \alpha_2 EC1 + \alpha_3 EC2)$$

其中 α_1 、 α_2 、 α_3 是三个权值参数，用于调整误差和误差变化在不同阶段的作用，选取如下：

$$\alpha_1 = 1 - \alpha_2 - \alpha_3 = \begin{cases} 0.5, E = 0 \\ 0.4, E = \pm 1 \\ 0.65, E = \pm 2 \\ 0.75, E = \pm 3 \end{cases}$$

$$\alpha_2 = \alpha_3$$

因此，按上式设计控制表，采用 if A_i and B_j and C_k then D_{ijk} ；其中 A_i 为釜内为釜内反应液温度误差模糊子集， B_j 为误差变化率模糊子集， C_k 为夹套内温度误差变化率模糊子集， D_{ijk} 为控制量模糊子集。由于反应釜温度控制系统是多输入单输出模糊控制器，故可采用分层多规则集结构，由 EC2 的 PB，ZO，NB 3 种状态作为高层^[18]，分别去控制规则集 S_{PB} 、 S_{ZO} 和 S_{NB} 。通过对生产现场控制且对操作经验进行加工分析，总结、归纳出控制规则如表 4.1。

表 4.1 模糊控制规则

EC1	E				
	NB	NS	ZO	PS	PB
S_{PB}					
NB	HAO	HMO	HMO	HNO	CLO
NS	HAO	HMO	ZO	ZO	CMO
ZO	HMO	HLO	CLO	CLO	CMO
PS	HLO	HLO	CLO	CLO	CAO
PB	HLO	ZO	CMO	CMO	CAO
EC1	E				
	NB	NS	ZO	PS	PB
S_{ZO}					
NB	HAO	HMO	HLO	ZO	CLO
NS	HAO	HMO	ZO	CLO	CMO
ZO	HMO	HLO	ZO	CLO	CMO
PS	HMO	ZO	ZO	CMO	CAO
PB	HMO	ZO	CLO	CMO	CAO
S_{PB}					
NB	HAO	HMO	HLO	ZO	CLO
NS	HAO	HLO	ZO	ZO	CMO
ZO	HAO	HLO	ZO	CLO	CMO
PS	HMO	ZO	ZO	CLO	CMO
PB	HMO	ZO	CLO	CMO	CAO

上述表 1 可表示一个总的模糊关系 R ，即

$$R = \cup A_i \times B_j \times C_k \times D_{ijk}$$

R 的隶属函数为

$$\mu_R = \bigcup_{i=1, j=1, k=1}^{i=n, j=m, k=s} \mu_{A_i} \wedge \mu_{B_j} \wedge \mu_{C_k} \wedge \mu_{D_{ijk}}$$

当反应釜内反应液温度误差和误差变化率分别取模糊集 A_i 和 B_j ，夹套内温度误差变化率取 C_k 时，输出控制量 D_{ijk} 根据模糊推理合成规则可得

$$D_{ijk} = (A_i \times B_j \times C_k) \circ R$$

D 的隶属函数为

$$\mu_D = \bigcup \mu_R \wedge \mu_A \wedge \mu_B \wedge \mu_C$$

上述计算可以离线制表，在线计算输入变量，并将其作模糊化处理，查询模糊控制表后，得控制决策。例如：表 4.2 是 $EC2 = 0$ 时模糊控制表。

表 4.2 模糊控制表 ($EC2=0$)

	-3	-2	-1	0	1	2	3
-3	+6	+5	+3	+2	0	-1	-3
-2	+6	+5	+3	+2	-1	-2	-4
-1	+5	+4	+2	+1	-1	-3	-4
0	+5	+3	+1	0	-2	-4	-5
1	+4	+2	+1	0	-3	-4	-5
2	+3	+2	0	-1	-3	-5	-6
3	+2	+1	0	-1	-4	-6	-6

(3) 控制算法实现

模糊控制器的控制算法是由计算机程序实现的，其控制流程如图 4.6 所示。此控制器采用夹套温度变化率作为模糊控制的输入量，有效地克服了外部干扰对反应釜内温度的扰动；同时考虑了压力安全控制。

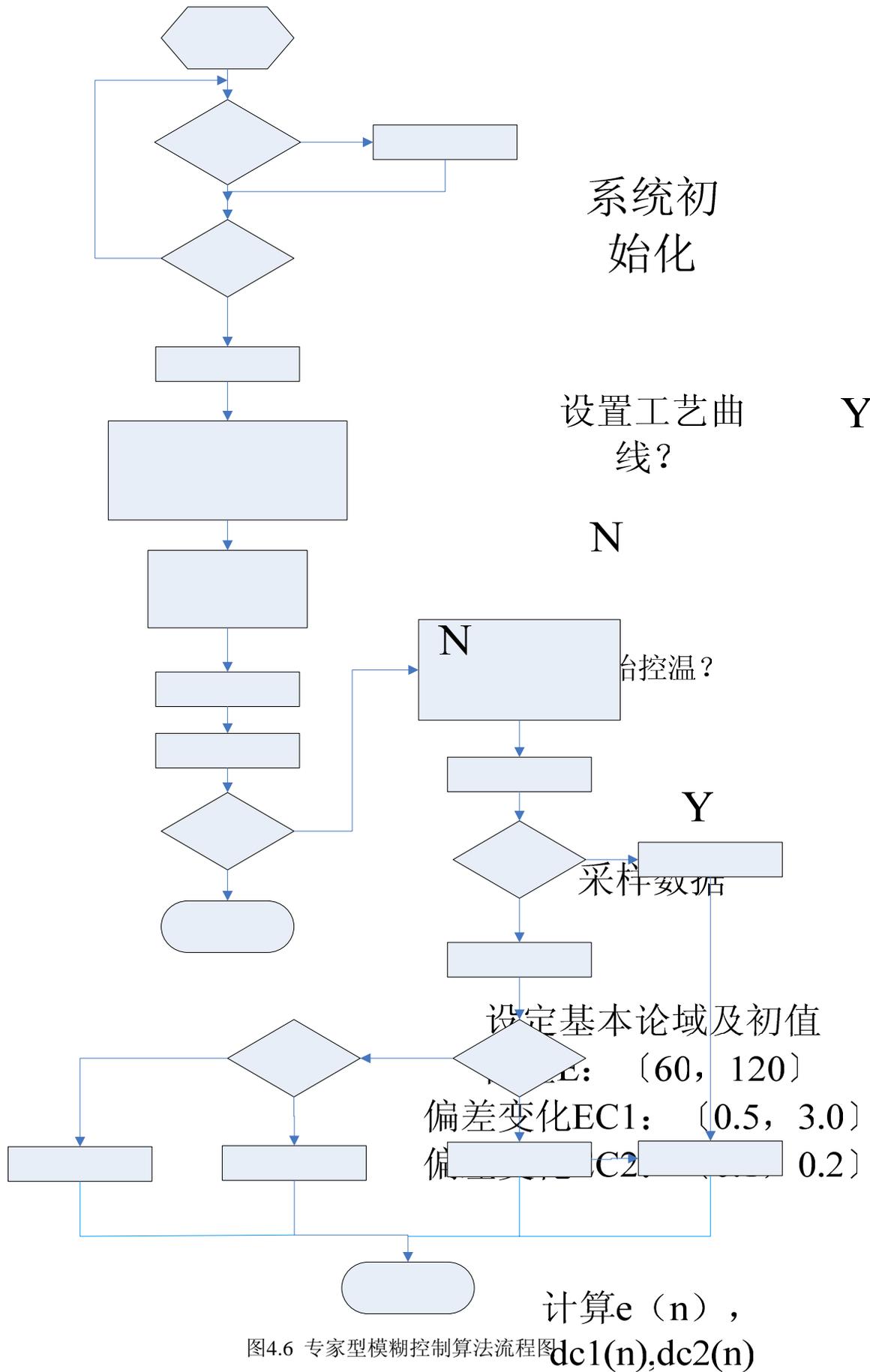


图4.6 专家型模糊控制算法流程图

4.1.4 反应保温温度 PIDDMC 控制

对于正常反应的恒温阶段，本文采用将传统的 DMC 控制与经典的 PID 参数整定方法相结合的控制方法。通过对一种具有 PID 结构的性能指标进行优化，将整定好的 PID 参数作为优化时间的加权系数，从而可以不必反复试凑，一次保证良好的输出动态特性，提高了效率。

(1) DMC 预测控制

动态矩阵控制 (DMC) 是基于对象阶跃响应的一种预测控制算法，DMC 算法包括三个部分：预测模型、反馈校正和滚动优化。

1) 内部模型

预测控制在每一时刻模型预测的基础上，根据系统输出预测值和输出期望值的偏差计算满足约束条件的控制量，使对象的输出尽可能接近期望的参考轨迹。预测控制算法的优化问题可以描述为：

$$\min J = e^T Q e + \Delta u^T R \Delta u$$

$$st \begin{cases} \Delta u_{\min} \leq \Delta u \leq \Delta u_{\max} \\ u_{\min} \leq u \leq u_{\max} \\ y_{\min} \leq y \leq y_{\max} \end{cases}$$

其中， $e = y_r - y_c$ 为输出预测误差； $y_c = A\Delta u + y + p$ 为校正后的预测输出； y_r 为参考轨迹； A 为模型动态矩阵； Q 和 R 为误差权和控制增量权矩阵； y 为 k 时刻的测量值； p 为过去时刻的控制量对未来时刻输出预测校正值的影响； Δu 为控制量增量序列。通过求解上述优化问题得到最优控制序列 Δu ，取 k 时刻控制量并作用于系统。在 $k+1$ 时刻，重新进行优化计算，得到新的控制增量序列。

由 1.3.2 节得到釜温对冷却水的流量的传递函数：

$$G(s) = \frac{T(s)}{W(s)} = \frac{a_{12}b_{22}}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})}$$

可以获得对输入的阶跃响应或者脉冲响应曲线，将其作为预测控制的内部模型。

2) 参考轨迹

$$\begin{cases} y_r(k+i) = \alpha^i(k) + (1-\alpha^i)y_{sp}, i=1,2,\dots,p \\ y_r(k) = y(k) \end{cases}$$

其中 $\alpha = \exp(-T/\tau)$ ， T 为采样周期， τ 为参考轨迹的时间常数。

3) 控制算法

预测控制原理示意图如图 4.7 所示。

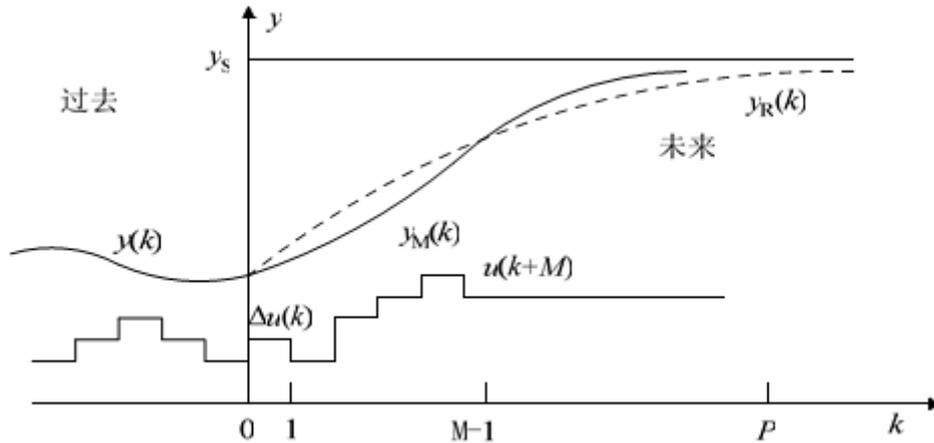


图 4.7 参考轨迹与最优化

预测控制的基本思想可以用上图说明。图中 y_{sp} 代表设定值， $y_R(k)$ 代表输出的期望值曲线。 $k=0$ 为当前时刻， 0 时刻左边的曲线代表过去的输出与控制。根据已知的对象模型可以预测出对象在未来 P 个时刻的输出 $y_M(k)$ ($k=1,2,\dots,P$)。预测控制算法就是要按照它们与期望输出 $y_R(k)$ 的差 $e(k)$ ，计算当前及未来 M 个时刻的控制量 $u(k)$ ($k=0,1,\dots,M-1$)，使 $e(k)$ 最小。这里， P 称为预测步长， M 称为控制步长。

预测控制的特点包括模型预测、反馈校正、滚动优化。其算法多种多样，此处采用 MPC 算法，它基于非参数模型，通过输出预测、反馈校正和滚动优化计算当前和未来时刻的控制量，使输出响应符合预先设定的轨迹。其示意图 4.8 所示。

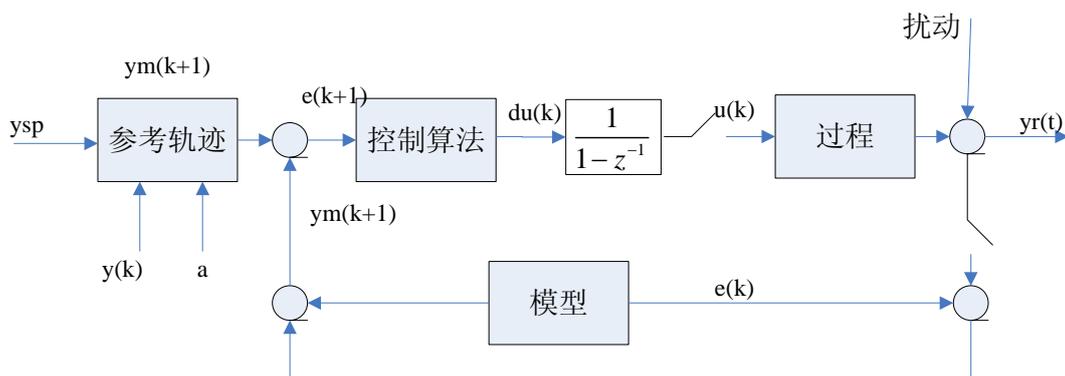


图4.8 预测控制系统框图

(2) 对传统 DMC 的不足

DMC 的输出动态特性与滚动优化中的误差权矩阵 Q 中的加权系数 q_j 有很大关系，但对于 DMC 来说， q_j 的设定带有试凑的性质，并没有方法直接确定合适的 q_j ，以保证输出具有良好的动态响应。

(3) PIDDMC的实现^[11]

PIDDMC 对 DMC 的改进主要体现在滚动优化方面，将传统的 DMC 的积分型的性能指标改为具有 PID 的结构性能指标，以整定出的 PID 参数作为滚动优化系数。

对于增量式的 PID，有

$$\Delta u(k) = K_p[e(k) - e(k-1)] + K_i e(k) + K_d[e(k) - 2e(k-1) + e(k-2)]$$

其中 $e(k) = y_r - y(k)$ ，表示给定值与输出的误差。

根据 PID 的结构，DMC 可以采用如下的性能指标：

$$J = [e(k) - e(k-1)]^T K_p [e(k) - e(k-1)] + e(k)^T K_i e(k) + [e(k) - 2e(k-1) + e(k-2)]^T K_d [e(k) - 2e(k-1) + e(k-2)] + \Delta u(k)^T R \Delta u(k)$$

其中 $e(k) = y_r - \hat{y}_p(k)$

$$e(k) - e(k-1) = [y_r - \hat{y}_p(k)] - [y_r - \hat{y}_p(k-1)] = -[\hat{y}_p(k) - \hat{y}_p(k-1)]$$

$$e(k) - 2e(k-1) + e(k-2) = [y_r - \hat{y}_p(k)] - 2[y_r - \hat{y}_p(k-1)] + [y_r - \hat{y}_p(k-2)] = -[\hat{y}_p(k) - \hat{y}_p(k-1) + \hat{y}_p(k-2)]$$

代入性能指标，可得

$$J = [\hat{y}_p(k) - \hat{y}_p(k-1)]^T K_p [\hat{y}_p(k) - \hat{y}_p(k-1)] + [y_r - \hat{y}_p(k)]^T K_i [y_r - \hat{y}_p(k)] + [\hat{y}_p(k) - 2\hat{y}_p(k-1) + \hat{y}_p(k-2)]^T K_d [\hat{y}_p(k) - 2\hat{y}_p(k-1) + \hat{y}_p(k-2)] + \Delta u(k)^T R \Delta u(k)$$

上式中

$$\hat{y}_p(k) - \hat{y}_p(k-1) = \hat{y}_0(k) + A\Delta u(k) - \hat{y}_0(k-1) - A\Delta u(k-1) = \hat{y}_0(k) - \hat{y}_0(k-1) - G_1\Delta u(k)$$

$$G_1 = \begin{bmatrix} a_1 & 0 & 0 \\ a_2 - a_1 & a_1 & 0 \\ a_3 - a_2 & a_2 - a_1 & 0 \\ M & M & M \\ a_p - a_{p-1} & a_{p-1} - a_{p-2} & a_1 \end{bmatrix}$$

$$\hat{y}_p(k) - 2\hat{y}_p(k-1) + \hat{y}_p(k-2) = \hat{y}_0(k) + A\Delta u(k) - 2\hat{y}_0(k-1) - 2A\Delta u(k-1) + \hat{y}_0(k-2) + A\Delta u(k-2) = \hat{y}_0(k) - 2\hat{y}_0(k-1) + \hat{y}_0(k-2) + G_2\Delta u(k)$$

$$G_2 = \begin{bmatrix} a_1 & 0 & 0 \\ a_2 - 2a_1 & a_1 & 0 \\ a_3 - 2a_2 + a_1 & a_2 - 2a_1 & 0 \\ M & M & M \\ a_p - 2a_{p-1} + a_{p-2} & a_{p-1} - 2a_{p-2} + a_{p-3} & a_1 \end{bmatrix}$$

$$y_r - \hat{y}_p(k) = y_r - \hat{y}_0(k) - A\Delta u(k)$$

令 $\partial J / \partial \Delta u = 0$ ，最终可得 PIDDMC 的控制率，如下所示：

$$\Delta u(k) = (G_1^T K_p G_1 + A^T K_i A + G_2^T K_d G_2 + R)^{-1} [A^T K_i (y_r - \hat{y}_0(k)) - G_1^T K_p \hat{y}_0(k) - \hat{y}_0(k-1) - G_2^T K_d (\hat{y}_0(k) - 2\hat{y}_0(k-1) + \hat{y}_0(k-2))]$$

其中，加权系数 K_p ， K_i ， K_d 可通过 PID 参数整定方法直接得到。

(4) 应用研究

以本反应为研究对象，可以采用扩充临界比例度法进行 PID 参数整定，将整定的参数作为 PIDDMC 优化时的加权系数，不必对加权系数进行反复试凑，可得到良好的输出动态特性。

4.2 基于 PLS 模型的自适应软测量主产物产率控制

反应釜内主要发生的反应是：进料 A、B、C 反应生成产物 D，但是出口产品中还包括未反应的反应物，所以出口物料的产物 D 的产率测量对于下一步的控制显得尤为重要。通常产率不可在线测量，目前工业上多采用采样实验室分析的方法测量，但是这种方法得到的数据滞后严重，测量结果精度也不高，对于控制缺乏实际的指导意义。为了克服这些缺点，本部分采用软仪表技术进行主反应物 D 产率控制。

主产物 D 产率控制采用部分最小二乘(PLS)方法建立软测量模型，利用批次初期测量的过程变量对最后的质量指标进行预测。如果在过程中可以得到某些质量变量的测量值，则可以用来修正最后的预测结果。在每一个批次结束后，根据新获得的数据对原 PLS 模型进行更新，从而适应过程参数的变化。

4.2.1 PLS 软测量模型^[12]

间歇生产过程中，过程变量间通常是高度相关的。PLS 方法通过将高维数据空间投影到低维特征空间，得到相互正交的特征向量，再建立特征向量间的一元线性回归关系。正交特征投影使 PLS 有效地克服了普通最小二乘回归的共线性问题。同时 PLS 方法将多元回归问题转化为若干个一元回归，适用于样本数较少而变量数较多的过程建模。假设 X 和 Y 分别为输入输出数据矩，PLS 回归建模时对 X 和 Y 进行如下分解：

$$X = t_1 p_1^T + E_1$$

$$Y = u_1 q_1^T + F_1$$

其中： t_1 和 u_1 为第一对得分向量， p_1 和 q_1 为相应的负荷向量， E_1 和 F_1 为残

差矩阵。PLS 所选取的得分向量 t_1 和 u_1 是形如 $t = Xw, u = Yc, \|w\| = \|c\| = 1$ 中的协方差最大者。在构造了形如上面两式的 PLS 外部模型后, 得分向量间通过一元线性回归模型建立联系:

$$u_1 = b_1 t_1 + r_1$$

其中: r_1 为残差向量, 回归因子为

$$b_1 = \frac{u_1^T}{t_1^T t_1}$$

上两式确定了 PLS 的内部模型。然后, 计算 X 和 Y 的残差矩阵:

$$E_1 = X - t_1 p_1^T$$

$$F_1 = Y - b_1 t_1 q_1^T$$

接下来用 E_1 和 F_1 替代 X 和 Y, 采用相同的方法提取第二组特征向量。重复以上过程直至提取所需要的 a 组特征向量, 而残差矩阵 E_a 和 F_a 中几乎不再含有对回归有用的信息。写成矩阵形式, 令 $T = t_1, t_2, \dots, t_a, P = p_1, p_2, \dots, p_a,$

$Q = q_1, q_2, \dots, q_a,$ 则 X 和 Y 的分解可以写成:

$$X = TP^T + E_a$$

$$Y = TBQ^T + F_a$$

特征向量的计算可采用非线性迭代部分最小二乘(NIPLS)方法, 或者奇异值分解(SVD)方法, 特征向量个数的确定一般采用交叉校验方法。对于一个输入样本 x , PLS 模型的预测可以表示成如下线性形式:

$$\hat{y}^T = x^T \beta$$

其中: β 为 PLS 回归系数矩阵, 可以由模型参数 W、P、B 和 Q 计算得到。

对于间歇过程, 为了更好的控制产品质量, 最好在批次的初期就能预测出最终的产品质量。因此采用每个批次初期测量的过程变量(x_1)作为模型输入, 最后的质量变量(y_{end})作为模型输出, 根据上述方法建立 PLS 模型, 记作模型 1。形式如下:

$$\hat{y}_{end}^T = x_1^T \beta_1$$

其中 β 为模型的回归系数矩阵。

如果在过程中的某些中间时刻可以得到质量变量测量值, 可利用它们来修正预测结果, 方法如下: 在每一个中间测量时刻 $\theta_i, i = 1, 2, \dots,$ 建立另外两个 PLS 模型, 分别记作模型 2 和模型 3。模型 2 用来预测时刻 θ_i 的质量变量($y(\theta_i)$),

输入变量 $(x_i, 2)$ 包括批次初期测量的过程变量 x_i 和时刻 θ_i 前的所有质量变量测量值, 模型形式为:

$$\hat{y}(\theta_i)^T = x_{i,2}^T \beta_{i,2}$$

其中: $x_{i,2}^T = x_1^T, \hat{y}(\theta_1)^T, \dots, \hat{y}(\theta_{i-1})^T, \beta_{i,2}$ 为模型 2 的回归系数矩阵。

模型 3 用来预测批次结束时的质量变量, 输入变量 $(x_i, 3)$ 除了包括模型 2 中的输入变量, 还增加了时刻 θ_i 的质量变量测量值, 模型形式为:

$$\hat{y}_{end}^T = x_{i,3}^T \beta_{i,3}$$

其中: $x_{i,3}^T = x_{i,2}^T, y(\theta_i)^T, \beta_{i,3}$ 为模型 3 的回归系数矩阵。由于模型 3 的输入变量比模型 1 增加了一些中间质量变量测量值, 可望取得比模型 1 更好的预测性能。

建好模型 1、2 和 3 后, 对于一个新批次, 应用所建模型进行预测, 步骤如下:

1) 采集批次初期的过程变量 x_1 测量值, 应用模型 1 对最后的质量变量进行预测。

2) 当在中间测量时刻 θ_i 得到某些质量变量的测量值时, 将其与由模型 2 得到的预测值进行比较:

① 如果模型 2 的预测误差很大, 说明过程存在很大变化这样由模型 1 得到的最终产品质量预测值也将存在较大误差。这时应用模型 3 重新对最后的质量变量进行预测。如果该预测值与设定目标值偏差较大, 可采用中期修正 (MCC) 策略对操作变量进行调整, 使最终产品质量回到目标值。

② 如果模型 2 的预测误差很小, 说明过程变化不大, 模型 1 就可能给出准确的预测结果, 不必在利用模型 3 对预测结果进行修正。当然, 也可以利用模型 3 重新进行预测, 可望提高预测性能。

3) 每一个中间测量时刻 $\theta_i, i=1,2,\dots$, 重复步骤 2)。

4.2.2 模型更新

通常, 实际过程具有时变特性。在这种情况下, 原来的 PLS 模型将不再适用。为此, 在每个批次结束后, 利用新得到的数据对原模型进行更新。对于第 k 个批次, 假设新的输入输出数据为 x^k 和 y^k , 则更新模型时, 直接的方法是在原来的 X 和 Y 矩阵进行扩展, 在其后加上新的数据, 然后重新进行 PLS 回归, 形式如下:

$$X^{(k)} = \begin{bmatrix} X^{(k-1)} \\ x^{(k)T} \end{bmatrix}, Y^{(k)} = \begin{bmatrix} Y^{(k-1)} \\ y^{(k)T} \end{bmatrix}$$

$$\{X^{(k)}, Y^{(k)}\} \xrightarrow{PLS} \{P^{(k)}, B^{(k)}, Q^{(k)}, \beta^{(k)}\}$$

更新后的模型表示为：

$$\hat{y}^T = x^T \beta^{(k)}$$

上述方法把旧数据跟新数据结合起来重新建立模型。这样，旧数据被重复利用，导致运算效率低。随着时间的推移，需要存储的旧数据信息会越来越多，建立模型时所涉及的数据量也越来越大，会造成运算速度及存贮的困难。为解决这个问题，文 8 提出一种递推 PLS (RPLS) 算法，可根据新数据和旧 PLS 模型参数矩阵来更新模型。

给定 PLS 模型 $\{X, Y\} \xrightarrow{PLS} \{P, B, Q, \beta\}$ 和新数据对 $\{X_1, Y_1\}$ ，在数据对 $\left\{ \begin{bmatrix} P^T \\ X_1 \end{bmatrix}, \begin{bmatrix} BQ^T \\ Y_1 \end{bmatrix} \right\}$ 上进行 PLS 回归与在 $\left\{ \begin{bmatrix} X \\ X_1 \end{bmatrix}, \begin{bmatrix} Y \\ Y_1 \end{bmatrix} \right\}$ 上进行得到的模型参数是相同的。为了削弱旧数据的影响，可采用遗忘因子法，即将旧参数矩阵乘上遗忘因子 λ $0 \leq \lambda \leq 1$ ，然后将它们与新数据结合，形式如下：

$$X^{(k)} = \begin{bmatrix} \lambda P^{(k-1)} \\ x^{(k)T} \end{bmatrix}, Y^{(k)} = \begin{bmatrix} \lambda B^{(k-1)} \\ y^{(k)T} \end{bmatrix}$$

然后对数据 $\{X^{(k)}, Y^{(k)}\}$ 进行 PLS 回归，得到更新后的模型。选取遗忘因子 λ 时，可根据批次间过程的变化程度确定 λ 的取值范围。如果过程变化不大， λ 可取为 0.9~1；如果变化较大， λ 可取较小的值，以使模型尽快适应新的批次。

这样，在每一个批次结束后，采用上述方法对模型 1、2 和 3 进行更新，然后用于下一个批次的预测。

4.2.3 模型训练与测试

设定反应器的反应时间设定为 30min。选取反应器温度、夹套入口和出口温度、冷却液流量 4 个过程变量在第 5、10、15、20 和 25min 的测量值作为模型 1、2 和 3 的输入变量。在中间时刻 $\theta=15\text{min}$ 时可以得到单体转换率 (X) 的测量值，该变量可以看作中间变量。模型 1 和 3 的输出变量都为反应结束时刻的 X。

首先采用得到 30 个批次的仿真数据，然后利用这些数据建立模型 1，2 和 3。建模过程中，采用交叉校验方法选择合适数目的特征变量。模型建好后，在同样条件下另外产生 10 个批次，用来检验模型的性能。为了检验模型更新的效果，改变过程参数，采用遗忘因子 $\lambda=0.95$ 的 RPLS 方法在每个批次结束后对模型进行更新，预测误差大大减小。

恒温控制阶段当主产物 D 产率小于其设定值 θ_0 理想曲线, 切换产率控制自动化, 修改反应釜温度设定值和反应停留时间。根据 2.2 节设计的产率控制方案, 直接编制 step7 程序。

4.3 反应器压力安全控制

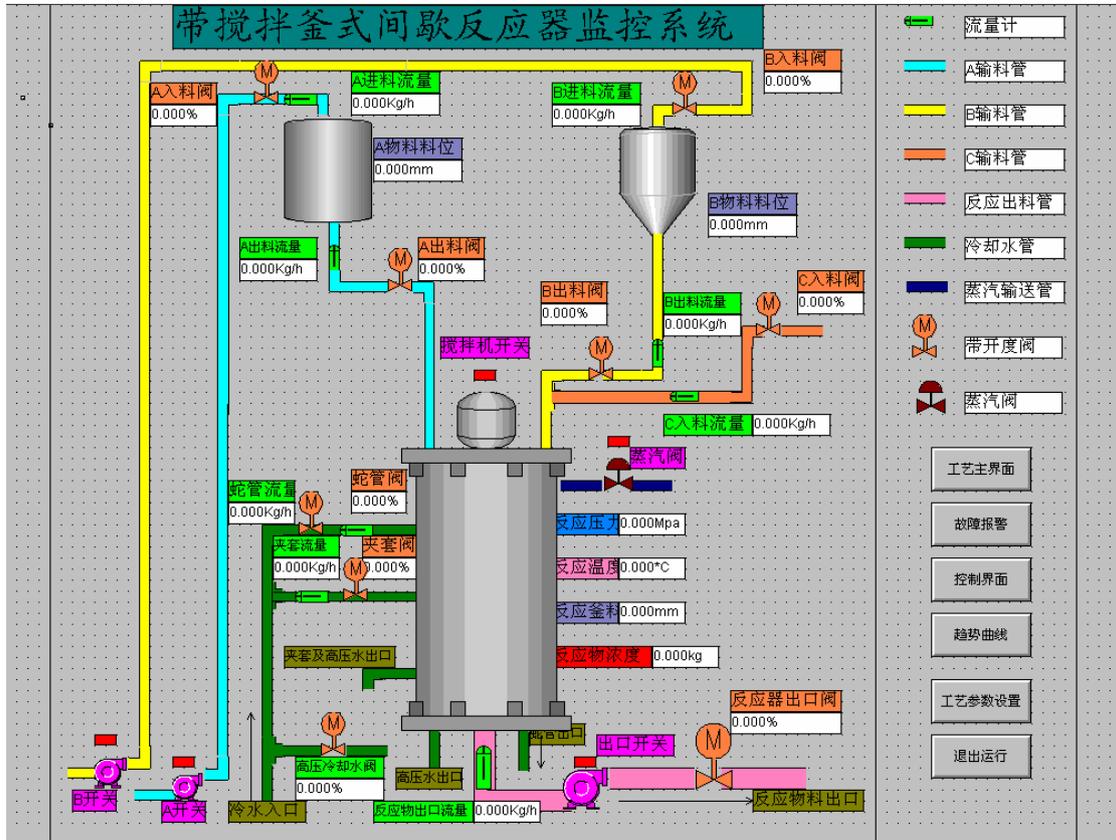
S7-300 可以简单方便的实现单方便的实现压力安全控制转换条件, 根据 2.3 节设计的压力安全控制方案, 直接编制 step7 程序。

4.4 升温、保温、出料、清洗顺序控制

S7-300 可以简单方便的实现顺序控制, 根据 2.4 节设计的开车顺序控制方案, 直接编制 step7 程序。

第五章 监控界面设计

5.1 实时监控界面



5.2 故障报警界面



图 5.2 带搅拌釜式间歇反应器故障报警界面

5.3 操作控制界面



图 5.3

带搅拌釜式间歇反应器监控系统操作控制界面

5.4 趋势曲线界面

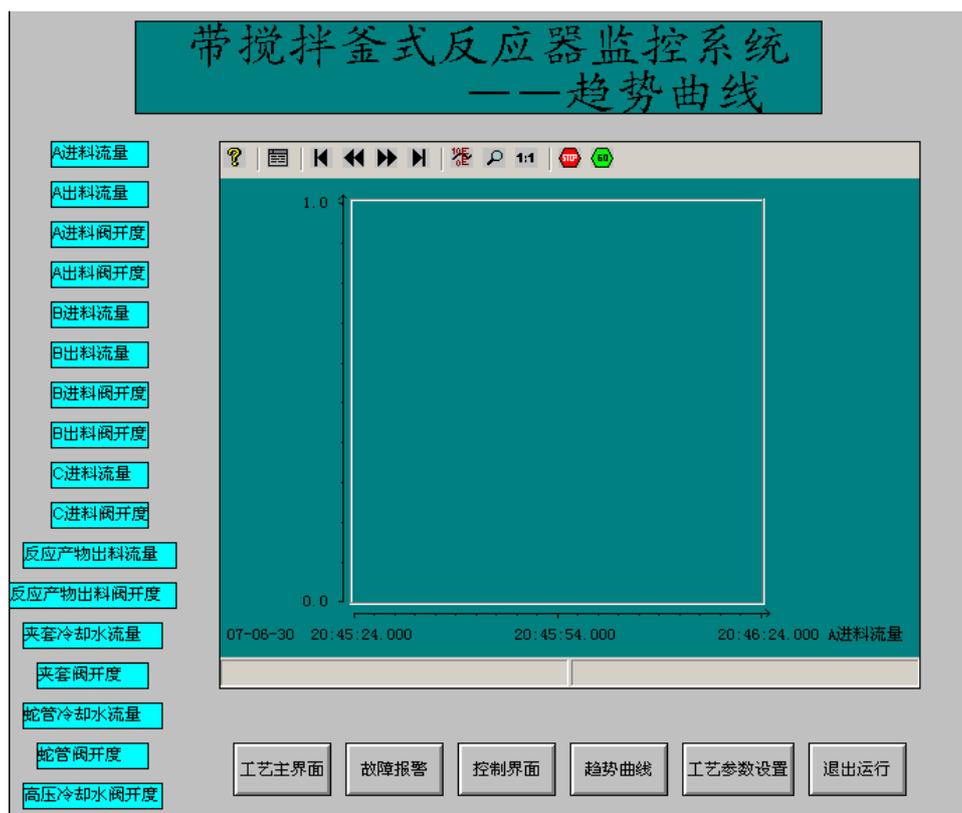


图 5.4 带搅拌釜式间歇反应器监控系统趋势曲线界面

5.5 工艺参数设置界面

图 5.5 带搅拌釜式间歇反应器监控系统工艺参数设置界面

参考文献

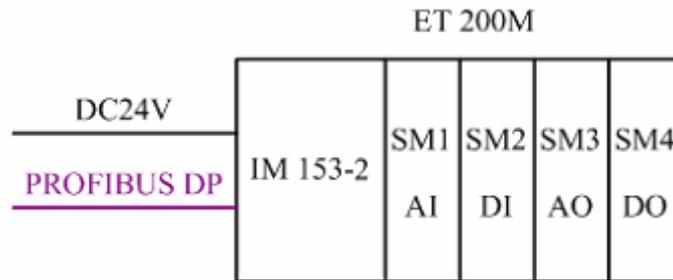
- [1] 廖巧丽, 米镇涛. 化学工艺学[M]. 北京: 化学工业出版社, 2005: 37-43.
- [2] 王骥程, 祝和云. 化工过程控制工程[M]. 北京: 化学工业出版社, 2003: 1-244.
- [3] [美]Dale E.Seborg, Thomas F.Edgar, Duncan A. Mellichamp 著. 王京春, 王凌, 进以慧等译. 过程的动态特性与控制[M]. 北京: 电子工业出版社, 2006: 362-381&522-541.
- [4] F.G.shinsky 著. 萧德云, 吕伯明译. 过程控制系统[M]. 北京: 清华大学出版社, 2005:373-397
- [5] 邵裕森, 戴先中, 过程控制工程[M]. 北京: 机械工业出版社. 2004:212-256
- [6] 王再英, 刘淮霞, 陈毅静. 过程控制系统与仪表[M]. 北京: 化学工业出版社, 2005: 25-57.
- [7] 邵惠鹤. 工业过程高级控制[M]. 上海: 上海交通大学出版社, 2002: 240-265.
- [8] 诸静. 模糊控制理论与系统原理[M]. 北京: 机械工业出版社, 2005: 106-288.
- [9] 闻新. Matlab 模糊逻辑工具箱的分析与应用[M]. 北京: 科学出版社, 2001: 1-59.
- [10] 蔡兵. 化学反应釜温度控制系统的研究[J]. 河北大学学报, 2004 ,11(6) :662 - 665.
- [11] 靳其兵, 王志. 一种具有 PID 结构的动态矩阵控制[J]. 2006 年全国石油化工生产安全与控制学术交流会议论文集, 2006,1(1): 353-356.
- [12] 李春富, ZHANG Jie, 王桂增. 基于 PLS 模型的自适应间歇过程质量预测[J]. 清华大学学报, 2004 ,44(10) :1360 - 1363.
- [13] 佟世文. 聚丙烯反应器的动态机理建模与控制[D]. 硕士学位论文
- [14] 周晓燕. 反应釜智能控制器研究与开发[D]. 硕士学位论文
- [15] 求是科技. PLC 应用开发技术与工程实践[M]. 北京: 人民邮电出版社, 2005.
- [16] 廖常初. S7-300/S7-400 PLC 应用技术 [M]. 北京: 机械工业出版社, 2004: 130-177&389-430.
- [17] 西门子 A&D AS CS2 PA. PCS7 深入浅出[M].2005:6-1-10-92.
- [18] SUGENO M,KONG G T. Fuzz y modelling and control of multi layer incinerator J . Fuzz y sets and system,1986 ,18: 329 - 346
- [19] Yabuki Y, M acGregor J F. Product quality control in semibatch reactors using midcourse correction policies J .Ind Eng Chem Res, 1997, 36: 1268 1275.
- [20] Q in S J. Recursive PLS algorithms for adaptive data modelling J . Computers Chem Engng, 1998, 22(4/5):503—514.

附录

系统接线图

1) IM153-2 接口模块接线图设计

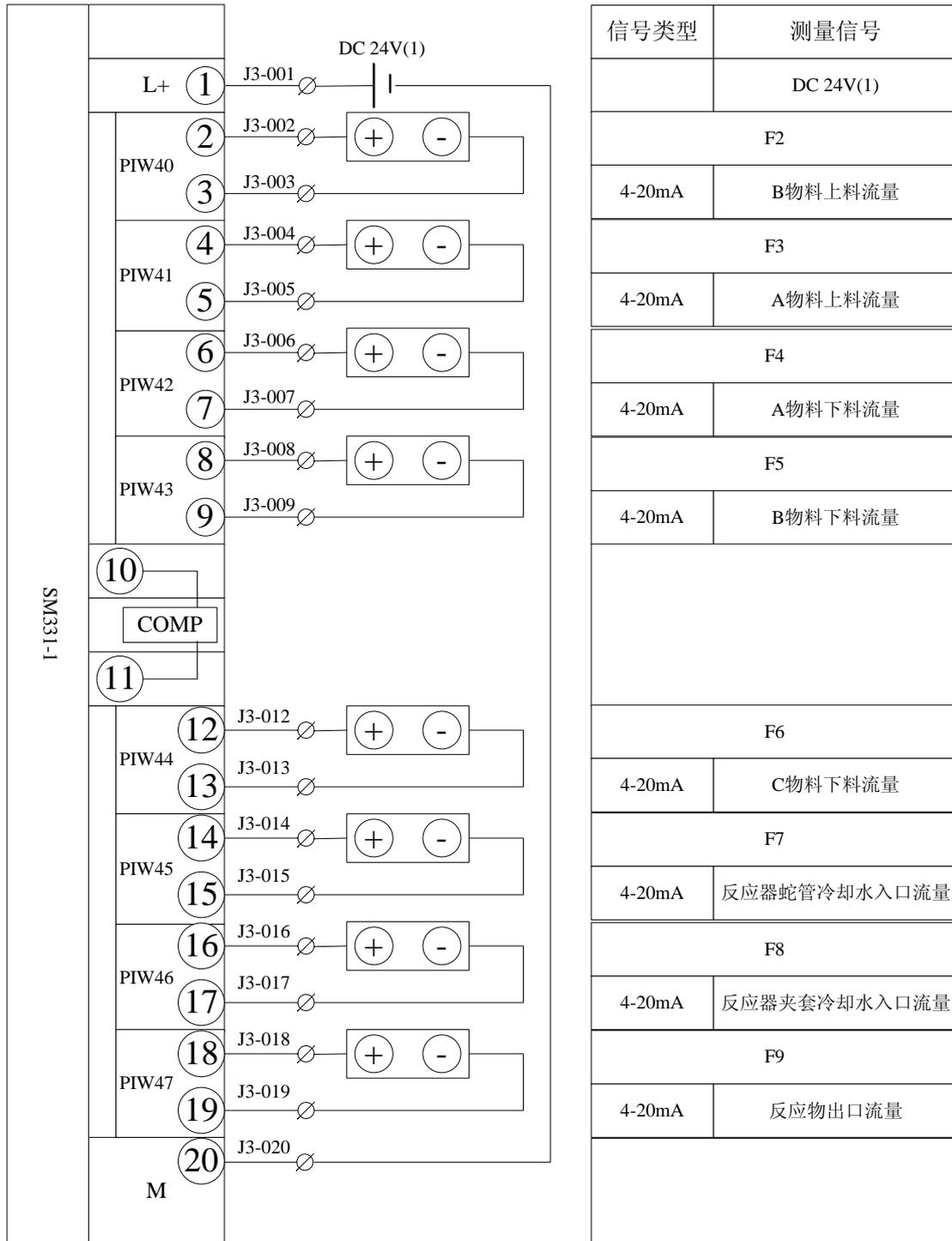
IM153-2 接口模块接线示意图如下图所示:



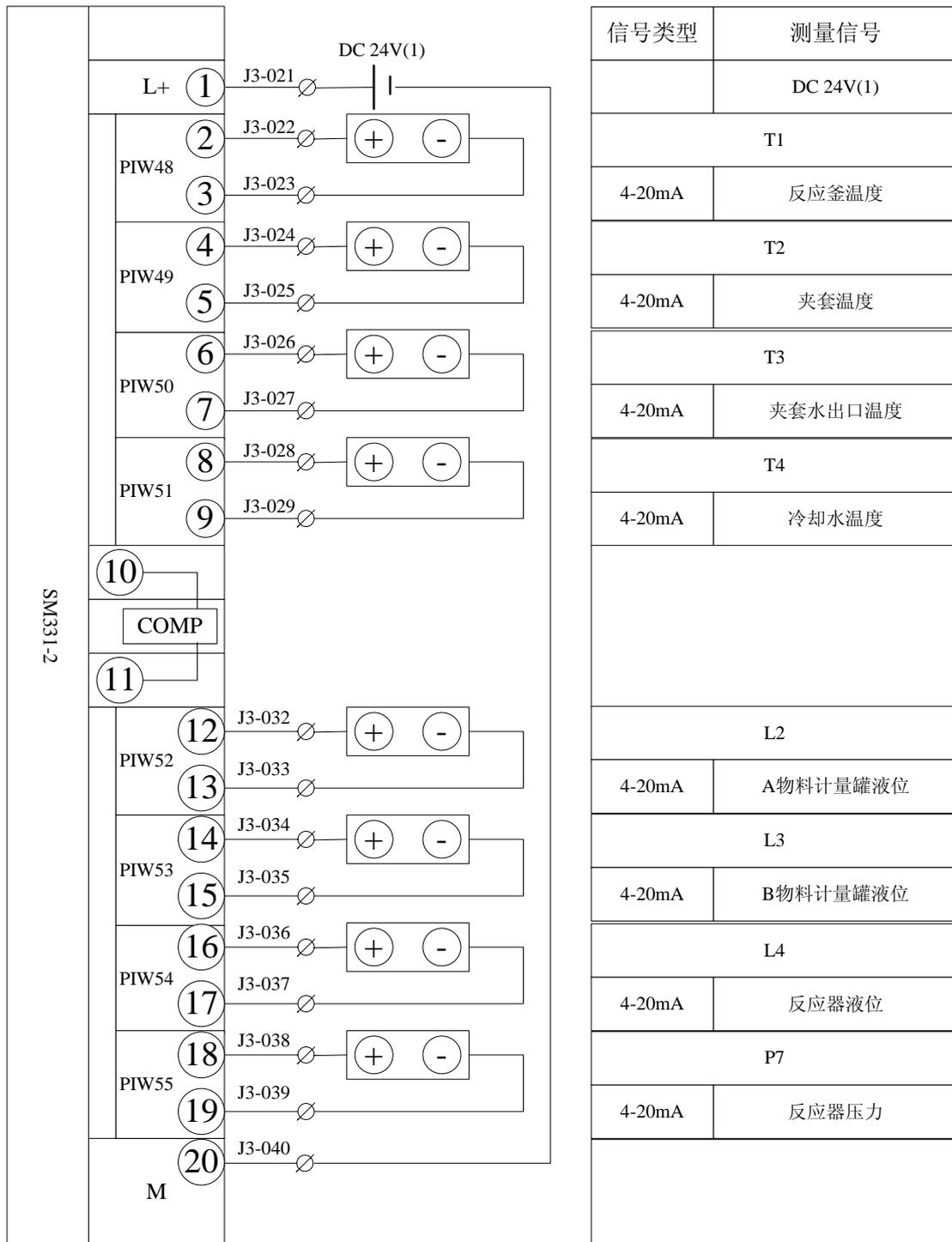
附图 1 IM153-2 接口模块原理示意图

2) 模拟量输入模块接线图设计

模拟量输入模块接线图如下图所示:



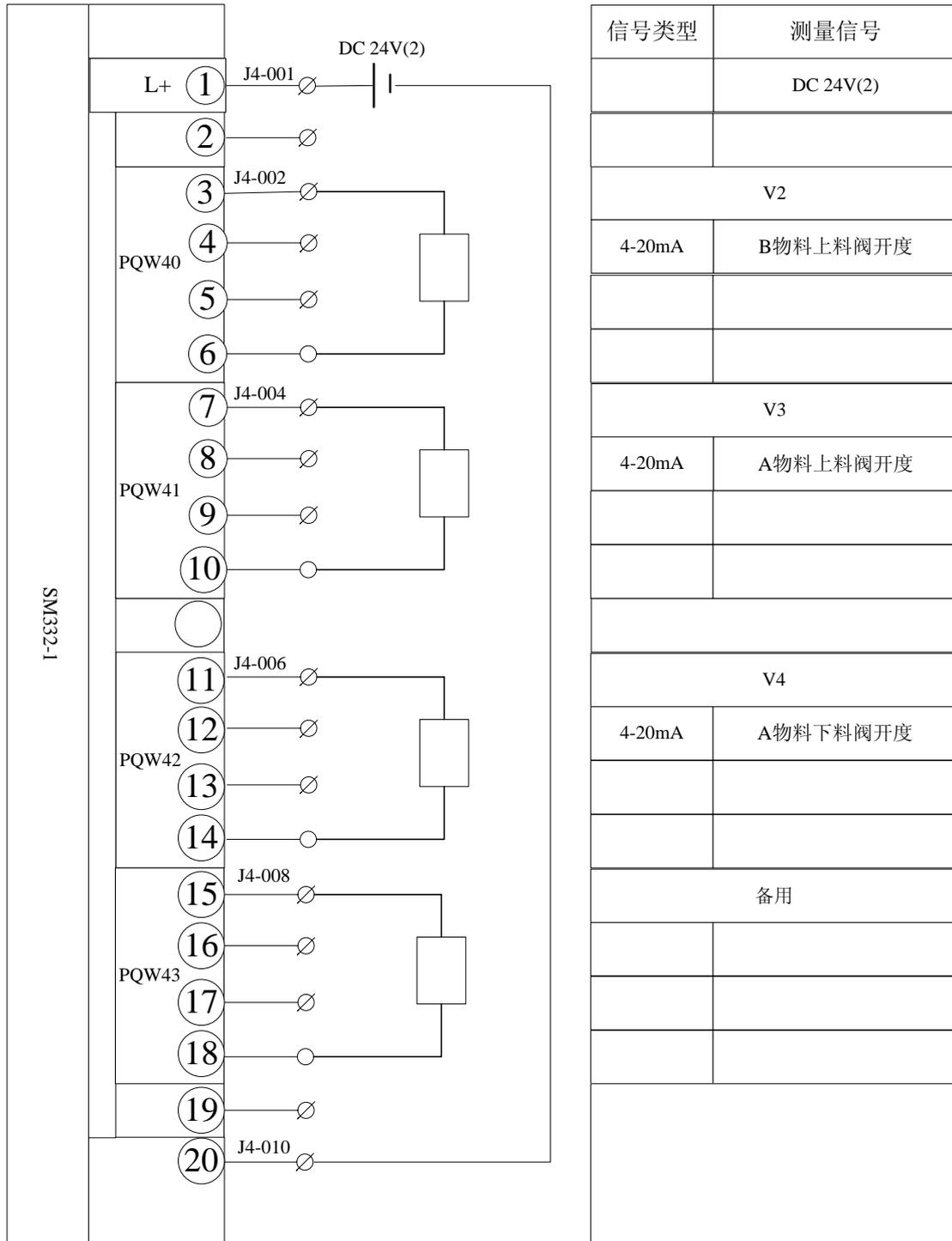
附图 2-1 模拟量输入接线图 (1)



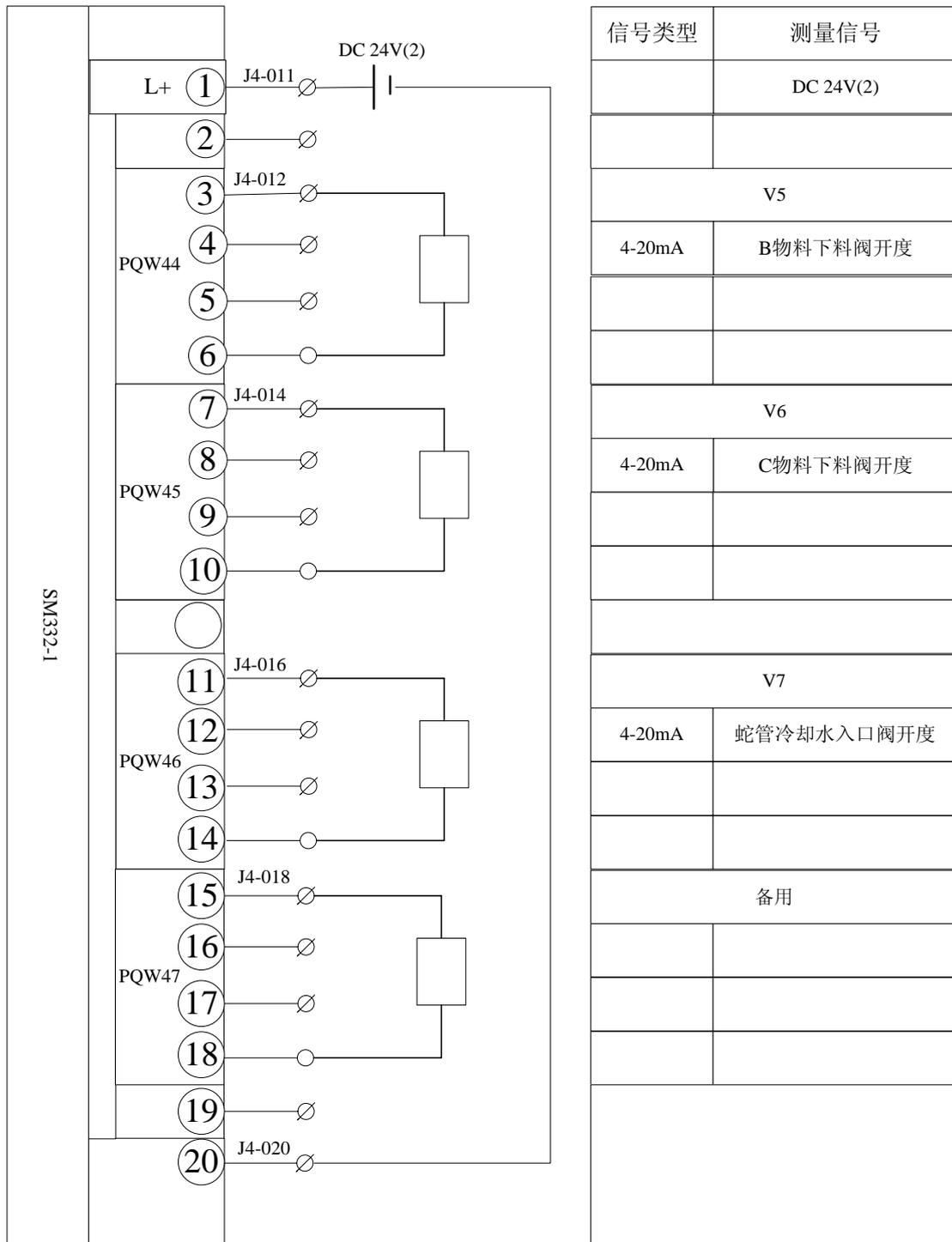
附图 2-2 模拟量输入接线图 (2)

3) 模拟量输出模块接线图设计

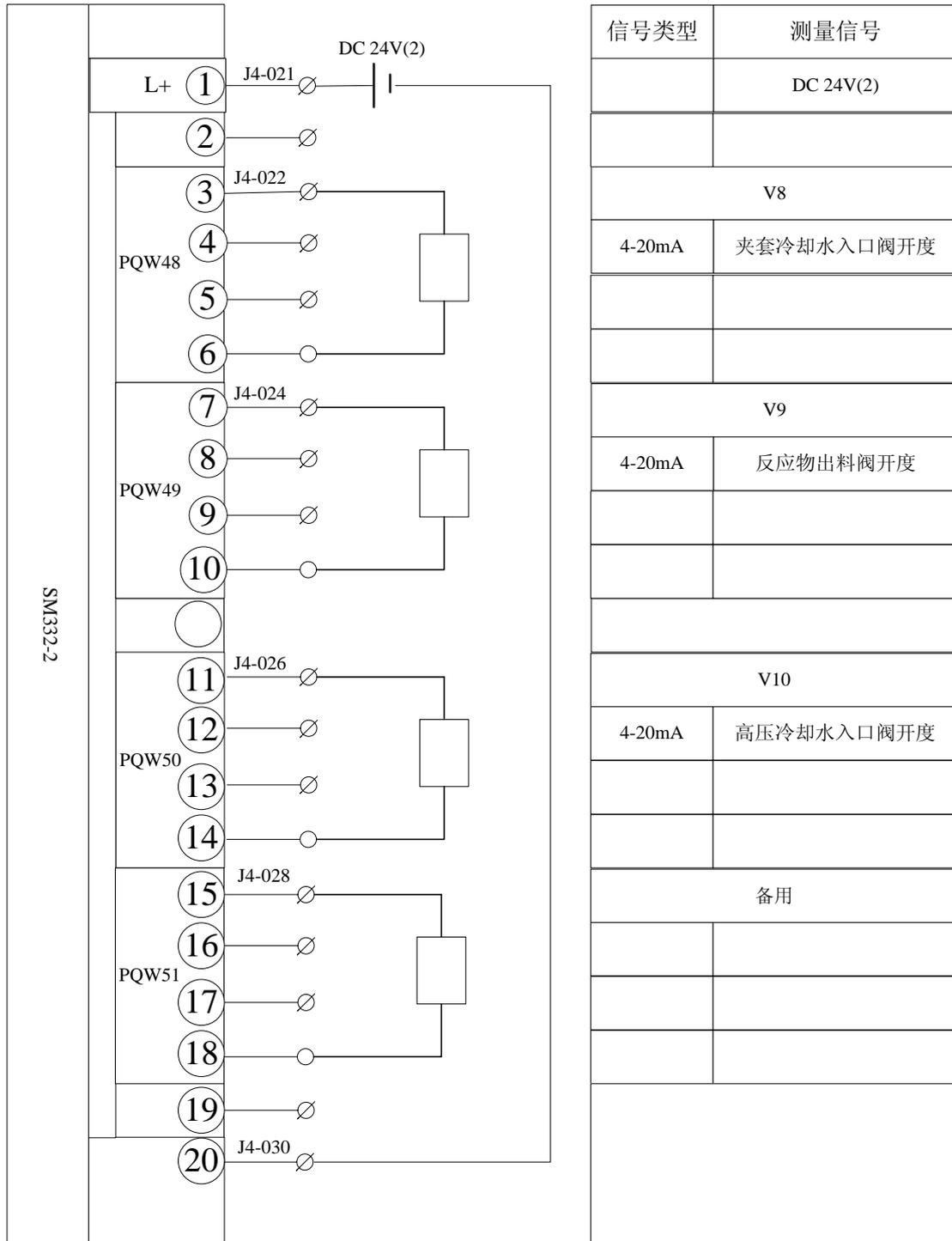
模拟量输出模块接线图如下图所示:



附图 3-1 模拟量输出接线图(1)



附图 3-2 模拟量输出接线图(2)



附图 3-3 模拟量输出接线图(3)

4) 开关量输入模块接线图设计

开关量输入模块接线图如下图所示：



附图 4 开关量输入接线图

5) 开关量输出模块接线图设计

开关量输出模块接线图如下图所示：



附图 5 开关量输出接线图