

摘要

本文第一部分介绍了 CSTR 系统反应工艺流程及其控制对象特性,按照控制要求提出了各个部分的控制基本思路。第二部分首先简单介绍了控制系统总框图,然后详细阐述了进料比例变比值控制系统、液位控制系统、压力控制系统的控制要求、控制方案、控制框图以及系统特点,详细介绍了反应温度及升温速率控制系统、组份控制系统的系统要求、控制算法及其流程,最后介绍了开车步骤的顺序控制及其时序图。第三部分对控制系统和控制方案进行了总结。

关键词: CSTR 系统 模糊自适应 PID T-S 模糊模型 反应停留时间
顺序控制

目 录

摘要	1
一、控制系统分析:	3
(一)、控制对象工艺流程概述:	3
(二)、工艺过程简介:	3
(三)、系统被控对象与控制分析:	4
二、控制系统框图及各部分控制方案设计:	4
(一)、系统总框图:	4
1、温度、压力、进料流量及比例控制:	4
2、液位控制:	6
(二)、进料流量及比例控制:	6
1、进料流量控制系统要求分析:	6
2、进料流量控制系统各变量确定及阀门特性选择:	6
3、进料流量控制系统方案:	7
4、进料流量控制系统方框图:	8
5、进料流量控制系统特点:	8
(三)、液位控制:	9
1. 液位控制系统要求分析:	9
2. 液位控制系统方案:	9
3. 液位控制系统特性参数选择:	10
4. 液位控制系统控制方框图:	10
5. 液位控制系统特点分析:	11
(四)、反应温度及升温速率控制:	11
1、温度控制系统分析:	11
2、温度控制系统方框图:	11
3、温度控制系统算法:	12
4、温度控制系统硬件连接:	17
5、温度控制系统特点:	17
(五)、压力控制:	18
1、压力控制系统要求分析:	18
2、压力控制系统方案:	18
3、压力控制系统方框图:	19
4、压力控制系统硬件连接与软件设计:	19
5、压力控制系统特点分析:	20
(六)、组份控制:	20
1、组份控制基本概念:	20
2、组份控制系统分析:	21
3、组份控制 T-S 模糊模型:	21
4、基于 T-S 模糊模型的预测控制系统:	22
(七)、开车步骤顺序控制:	25
1、开车过程的顺序控制功能图:	25
2、顺序控制时序图:	26
三、结束语:	27

一、控制系统分析:

(一)、控制对象工艺流程概述:

所选被控对象为过程工业常见的带搅拌釜式反应器（Continuous Stirred Tank Reactor, 简称 CSTR）系统，属于连续反应过程。反应过程为反应物 A 与反应物 B 在催化剂 C 的作用下发生反应，生成产物 D。反应初期用热水诱发，当反应开始后由冷却水通过蛇管与夹套进行冷却。其工艺流程图 1 所示。

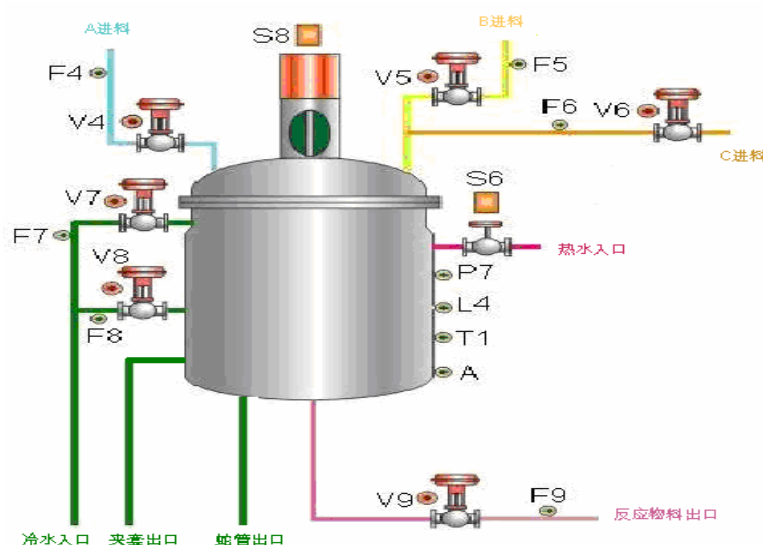


图 1 带搅拌器的釜式反应器（CSTR）

(二)、工艺过程简介:

该连续反应系统以反应物 A 与反应物 B 在催化剂 C 作用下，在反应温度 $70\pm 1.0^{\circ}\text{C}$ 下进行反应，反应的产物为 D。

反应过程主要有 A、B、C 三股连续进料。第一股是反应物 A，F4 为进料流量，V4 是进料阀；第二股是反应物 B，F5 为进料流量，V5 是进料阀；第三股是催化剂液，F6 为催化剂进料流量、V6 是催化剂进料阀。要求反应时 A、B、C 满足一定的比例进料： $A: B: C=1: 2.11: 0.12$ 。

反应器内主产物 D 重量百分比浓度在图中指示为 A，反应温度为 T1，液位为 L4。反应器出口浆液流量为 F9，由出口阀 V9 控制其流量。出口泵及其开关为 S5。反应器出口为混合液，由产物 D 与未反应的 A、B 以及催化剂 C 组成。反应器设置两类冷却装置。第一类为夹套冷却，冷却水入口流量为 F7，由阀 V7 控制。第二类为蛇管冷却，冷却水入口流量为 F8，由阀 V8 控制流量。此外，在反应初期，需要由反应器夹套加热热水来触发反应。该热水由开关阀 S6 引入。反应器搅拌电机开关为 S8。

反应器耐压约 2.5MPa。为了安全，要求反应器在系统开、停车全过程中压力

不超过 1.5 MPa。反应器压力报警上限组态值为 1.2 MPa。

(三)、系统被控对象与控制分析:

本反应器满足全混流假定,即反应器内各点的组成和温度均匀。另一方面,所选对象是一个多输入多输出的大滞后、多扰动的非线性控制对象。

反应温度是系统最主要的控制参数,要求在开车诱发反应阶段保证升温以 $0.1^{\circ}\text{C}/\text{sec}$ 的速率进行;当温度到达 70°C 左右的恒温阶段,要求克服外扰,保证温度在 $70\pm 1.0^{\circ}\text{C}$ 。另外,生成物组份代表着反应的转化率的高低及反应的效率。因此,在最主要的两个参数温度和生成物组份控制中我们将采用先进控制方法以保证良好的控制效果。

为了保证反应的效率,A、B、C 三股进料必须满足:A: B: C=1: 2.11: 0.12,并且能够自动克服进料流量扰动。因此,我们将选择以 A 进料流量为操作变量组成变比值串级控制系统。

为了保证反应的安全性,必须按照开车步骤使开车过程稳步进行,同时要控制反应液位和压力在允许的范围内。因此,我们对开车过程实施顺序控制;采用液位与 C 出口流量的串级控制系统来控制反应液位,保证液位处于 85%,获得较大的反应停留时间;另外采用反应温度和压力组成的串级控制系统来控制反应压力,保证反应安全。

二、控制系统框图及各部分控制方案设计:

(一)、系统总框图:

1、温度、压力、进料流量及比例控制:

如图 2 所示。

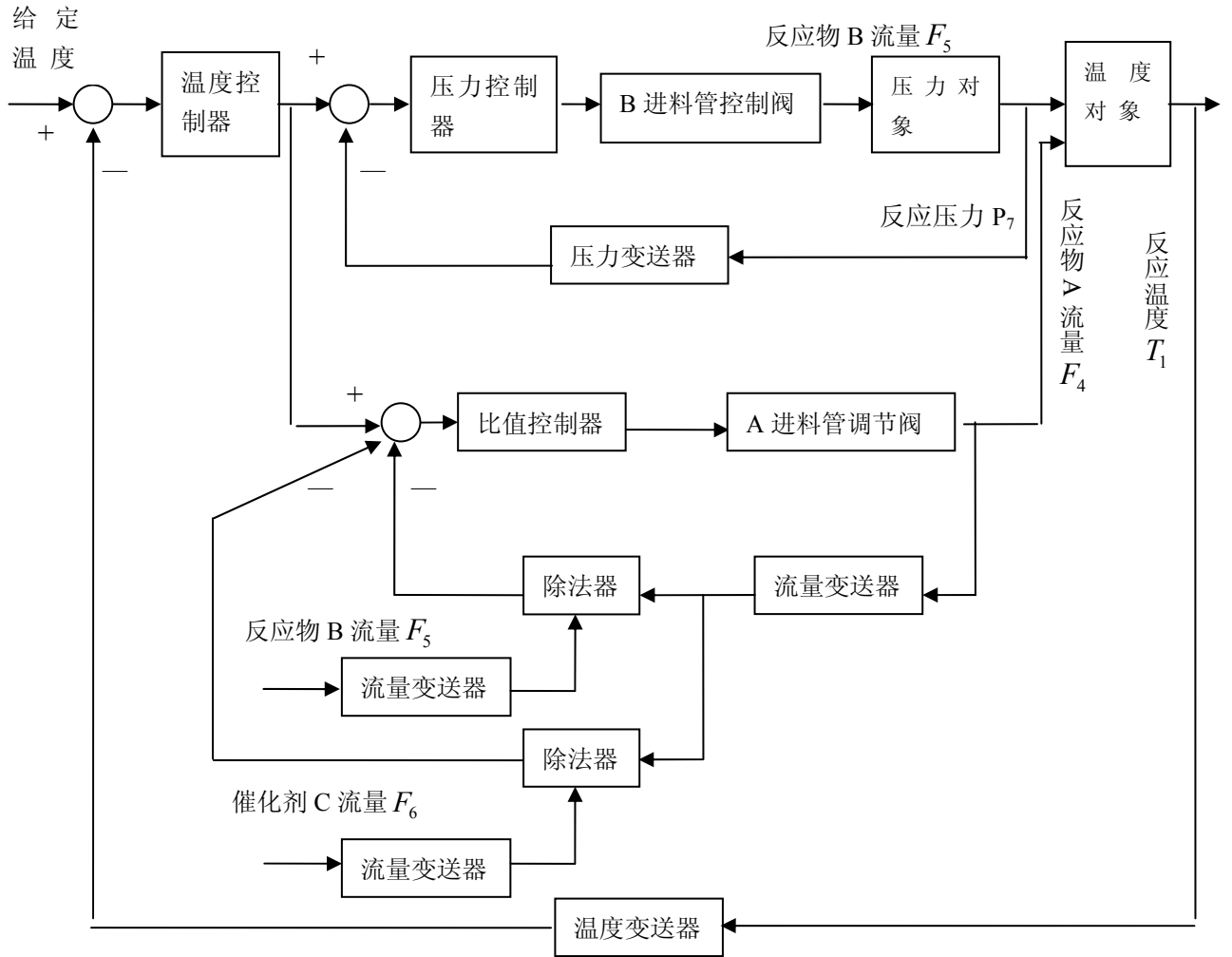


图 2 温度、压力、进料流量及比例控制结构框图
其中温度控制器结构如图 3 所示。

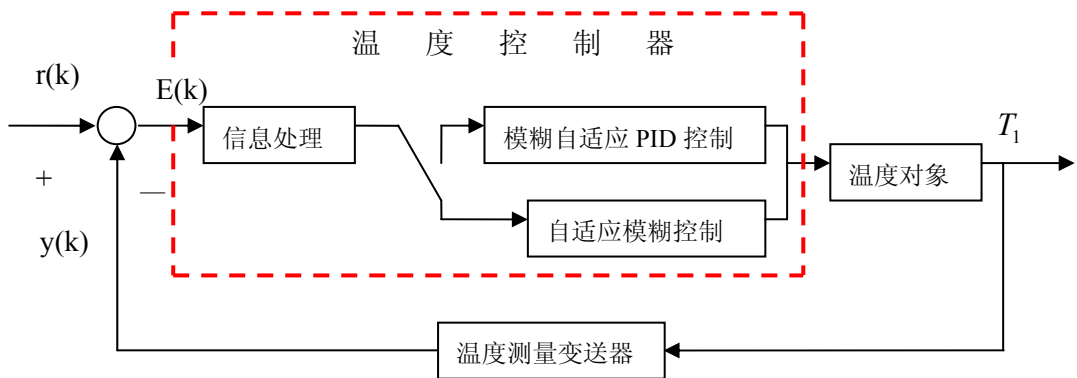


图 3 温度控制方框图

2、液位控制：

如图 4 所示。

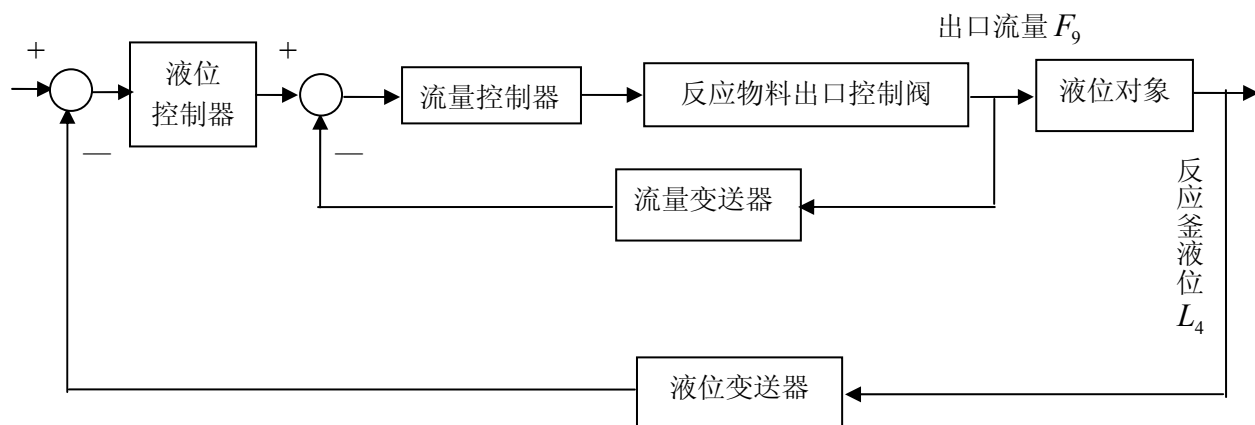


图 4 液位控制系统方框图

上面是整个控制系统的控制方框图，下面将对各个控制系统方案分别进行详细的阐释。

(二)、进料流量及比例控制：

1、进料流量控制系统要求分析：

CSTR 反应器共有 A、B、C 三股连续进料。为了保证反应的连续进行以及反应的充分性，要求保证三股物料以一定比例进料（A：B：C=1：2.11：0.12）。同时考虑到实际生产的灵活性，我们采用变比值方式设计进料流量控制系统。另一方面，每股进料均有可能会存在一定的流量扰动，因此要求我们在系统中必须能够很好地克服流量的扰动，保持最合适的比例进料。

2、进料流量控制系统各变量确定及阀门特性选择：

1) 操作变量——反应物 A 进料流量

纯气相物质 A 在 20℃ 时约为 1.0 MPa，70℃ 时已超过 3.0 MPa，温度继续升高，压力还会急剧升高。因此在较低温度下本反应器就可能发生爆炸危险。实践证明将反应物 A 与 B 混合后，混合气体的总压力会降低。当危急时减少 A 的进料比减少 B 更为重要。因此本系统中我们选择反应物 A 进料流量为操作变量。

2) 被控变量——反应温度

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。因此可

能发生爆炸与火灾事故。故反应温度是关键参数。因此本系统中选择反应温度作为被控变量。

3) 调节阀选型——气开式

A、B、C 进料调节阀采用气开式，一旦事故发生，调节阀处于全关状态，避免反应继续进行而造成设备事故。阀门流量特性选择为对数型。

4) 比值系数的确定

i. 当变送器的输出信号与被测流量成线性关系时，可用下式计算[1]：

$$K' = K \frac{q_{1\max}}{q_{2\max}} \quad (1)$$

$$\text{故有：} \quad K'_1 = K \frac{q_{A\max}}{q_{B\max}} = (1/2.11) * (729/1540) = 0.224 \quad (2)$$

$$K'_2 = K \frac{q_{A\max}}{q_{C\max}} = (1/0.12) * (729/88) = 69.034 \quad (3)$$

ii. 当变送器的输出信号与被测流量成平方关系时，可用下式计算：

$$K' = K \frac{q_{1\max}^2}{q_{2\max}^2} \quad (4)$$

$$\text{故有：} \quad K'_1 = K \frac{q_{A\max}^2}{q_{B\max}^2} = 0.106, \quad K'_2 = K \frac{q_{A\max}^2}{q_{C\max}^2} = 571.885 \quad (5)$$

3、进料流量控制系统方案：

本控制系统采用以反应温度为主变量，以三个流量之间的比值为副变量的串级控制系统，即采用两个除法器构成的变比值控制系统，如图 5 所示。

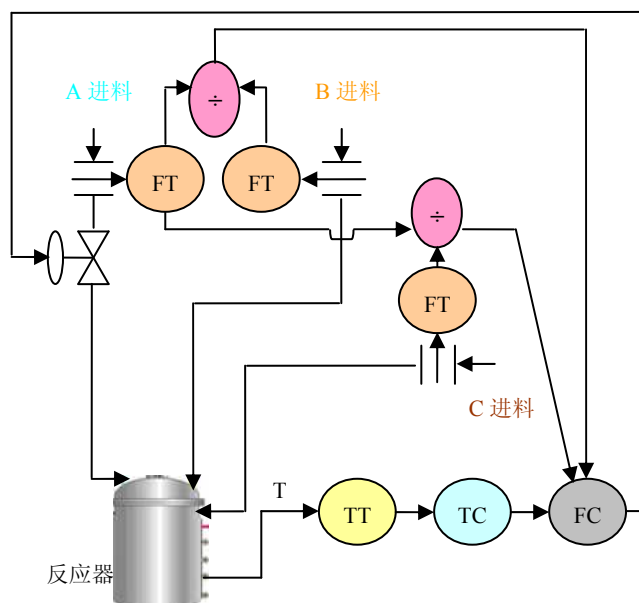


图 5 进料流量变比值串级控制

其具体的控制原理如下：

(1) 气开式系统在稳态时，主、从动量恒定，分别经测量变送器后送至除法器，其输出即为三物料间的比值并作为比值控制器的测量反馈信号。此时反应温度恒定。所以主控制器（温度控制器）输出信号稳定。因此比值控制器输出稳定，控制阀处于某一开度。

(2) 当三物料其中之一出现扰动时，通过比值控制回路，保持比值一定，从而不影响或大大减少扰动对产品质量的影响。

(3) 当反应温度偏离设定值，此时温度控制器起作用，使其输出产生变化，从而修正了比值控制器的给定值，即修正了比值，使系统在新的比值上重新稳定。

4、进料流量控制系统方框图：

在本控制系统中，采用两个除法器计算 A、B、C 三者流量比值，主回路是流量控制，副回路是温度控制系统。其方框图如图 6 所示。其中流量控制器采用 PID 控制规律。

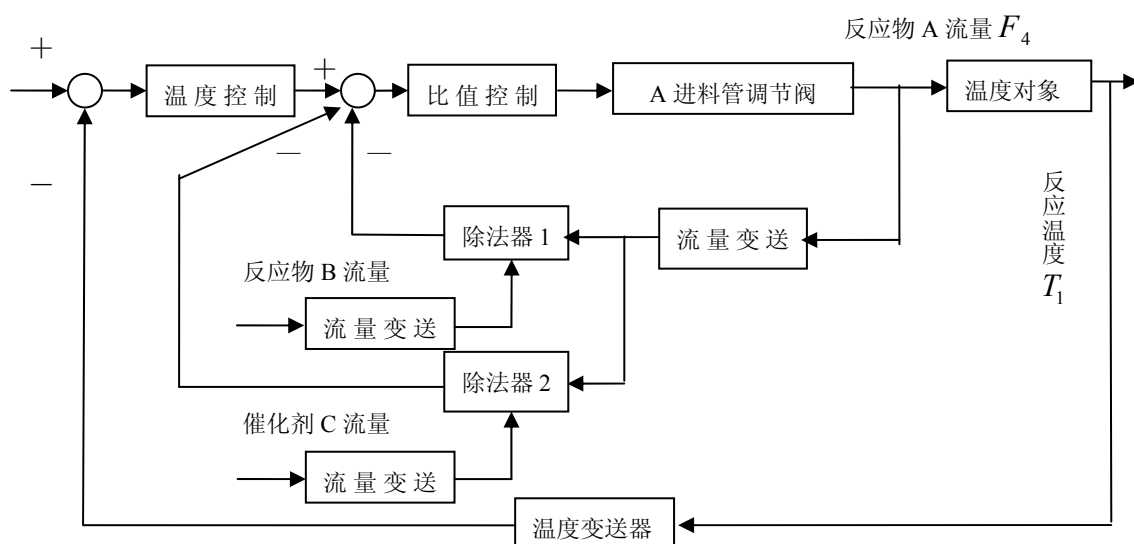


图 6 进料流量变比值串级控制方框图

5、进料流量控制系统特点：

- (1) 采用变比值控制，可以自行修正比值系数；
- (2) 实质为串级控制系统，具有一定的自适应能力，可自整配比；
- (3) 由于采用两个除法器，可以实现动态比值，满足进料的比值要求。

(三)、液位控制:

1. 液位控制系统要求分析:

要求液位控制系统保证液位处于 85%，以获得较大的反应停留时间，保证反应充分进行；另一方面不能超过液位警戒限，避免造成事故。

在整个控制系统中,要达到预期的控制效果,最重要的是控制好反应物的进料比例,以保证生成物的转化率最大化;其次一个关键因素是反应温度。为了更好地配合温度控制,在此液位控制系统中采用以液位为主控量，反应物出口流量为副控量的串级控制系统来实现对液位的控制,使其满足系统所要求的保证液位处于 85%, 反应最充分。

2. 液位控制系统方案:

本系统采用液位与出口流量的串级控制方案，主环是液位控制，副环是流量控制。在系统中，主控制器液位控制器 LC 的输出是副控制器（FC）的给定，而 FC 的输出直接送到控制阀来控制阀门的开度[2]、[3]。具体控制方案如图 7 所示。

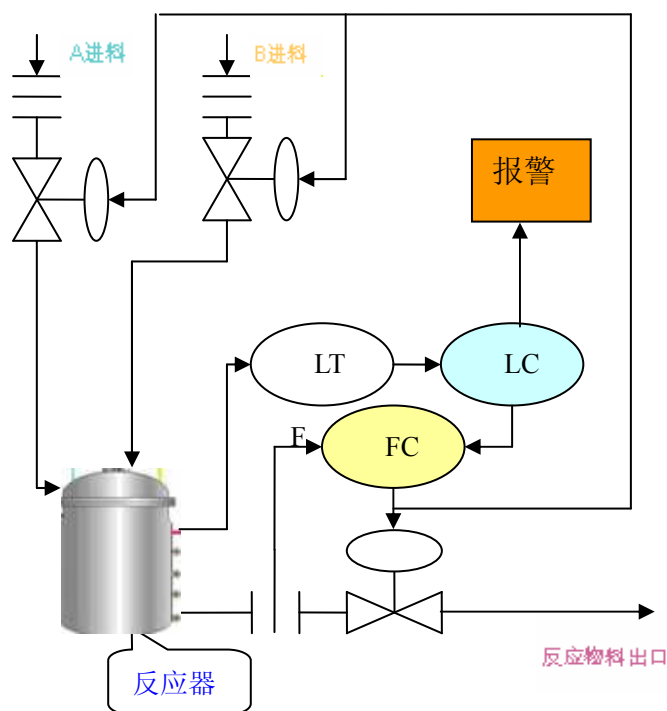


图 7 液位与出口流量的串级控制系统

其具体控制原理如下:

(1)当液位处于正常范围内,整个系统的主要参数是温度，由温度控制系统决定系统的反应，此时液位控制系统不起作用；

(2)当液位超过上限(85%)时,液位控制器 LC（反作用）的输出变小，从而使 LC 与流量控制器 FC（正作用）的偏差减小，进而使反应物出口阀门开大,使得

液位尽快回落。另外仍不能够满足要求可以控制 A、B 入口阀门关小，使液位回落。当液位回落到一定位置时（处于 85%液位以下），恢复为液位自动控制状态。

（3）若液位在超过上限仍没有回落，则通过控制开关选通报警信号，发出报警。

3、液位控制系统特性参数选择：

（1）被控变量选择：选择被控变量有如下几条原则：1)如有可能应当尽量选用质量指标参数作为被控变量；2)当不能选择质量指标参数作为被控变量时，应当选择一个与产品质量指标有单值对应关系的间接指标参数作为被控变量；3)选择被控变量时需考虑到工艺的合理性和国内外仪表生产的现状 [4]。在本控制系统中我们选择液位作为系统的被控变量。

（2）操纵变量选择：操纵变量一般选系统中可以调整的物料量或能量参数，有如下几条选择依据：1) 所选操纵变量必须可控；2) 所选操纵变量应是通道放大倍数较大者，最好大于干扰通道的放大倍数；3) 所选操纵变量应尽量使干扰点远离被控变量而靠近控制阀[4]。根据这些原则我们选择生成物出口流量、A 和 B 进料流量作为系统的操纵变量。

（3）控制阀门特性选择：1) 开闭形式的选择：产物出口阀门选择气闭式，A、B 入口阀门选择气开式。2) 控制阀口径大小的选择：根据阀流通能力的大小来决定，选择 Dg25。3) 控制阀流量特性选择：根据液位控制对象的特性选择对数特性。4) 结构形式的选择：无特殊要求，选择直通单座阀即可[4]。

4、液位控制系统控制方框图：

在此液位控制系统方框图中，主回路是反应釜液位控制；副回路是出口流量控制，在液位超出正常范围时起作用，控制出口阀门开大，同时控制 A 和 B 入口阀门关小，进而使液位尽快降低。两者一起实现液位与出口流量的串级控制。如图 8 所示。其中液位控制器常规采用 PID 控制规律[5]。

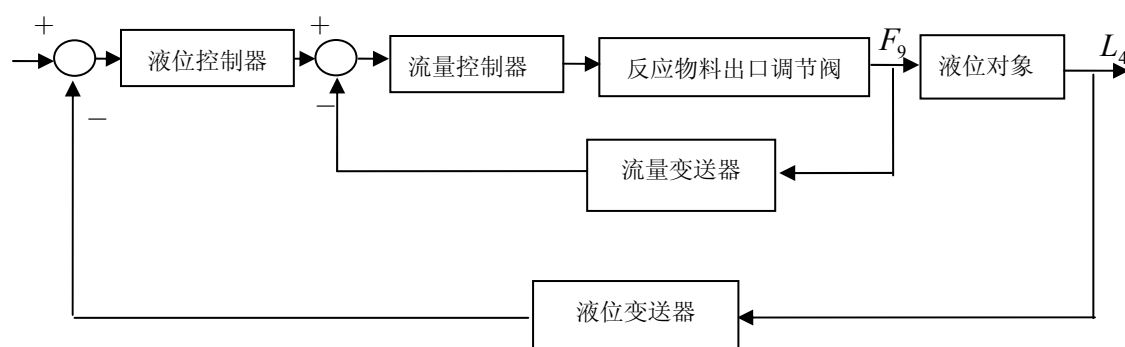


图 8 液位与出口流量串级控制系统方框图

5、液位控制系统特点：

- 1)、在液位与出口流量的串级控制系统中，由于出口流量副回路的存在，使液位对象的特性得到改变，响应加快；
- 2)、系统具有一定自适应能力，具有较强的抗干扰能力；
- 3)、通过同时控制出口阀门开度以及 A、B 入口阀门开度来实现液位的迅速回落；
- 4)、具有报警功能，当液位超过警戒时，启动报警信号，关闭入口阀门，打开出口阀门。

（四）、反应温度及升温速率控制：

1、温度控制系统分析：

聚合反应过程是一个非线性、时变，有纯滞后的过程，对这类系统难以建立精确的数学模型 [6]。传统的 PID 控制主要是针对具有确切模型的线性过程，而当被控对象的模型或参数发生变化时，传统的 PID 控制存在着参数修改不方便、不能进行自调整等缺点，因此，对于聚合反应釜这类非线性、时变过程难以实现精确的控制。模糊控制不依赖于精确的数学模型，它是根据系统的动态信息和模糊控制规则进行推理以获得合适的控制量，因此具有较强的鲁棒性 [7] [8]。

在总体方案的考虑上，根据反应的工艺要求，采用分程控制的原则，即升温段控制加热阀的开度，来控制升温；在恒温段，通过控制冷却水阀门的开度来控制移走热量，从而达到维持釜温恒定的目的。当通过冷却水阀无法控制温度时则通过控制 A 进料阀进行控制。

2. 温度控制系统方框图：

本系统中，测量变送后的温度信号经过信息处理后进入温度控制器，在不同的温度阶段选择不同的控制算法，保证升温速率的恒定以及良好的动态性能。具体控制系统方框如图 9 所示。

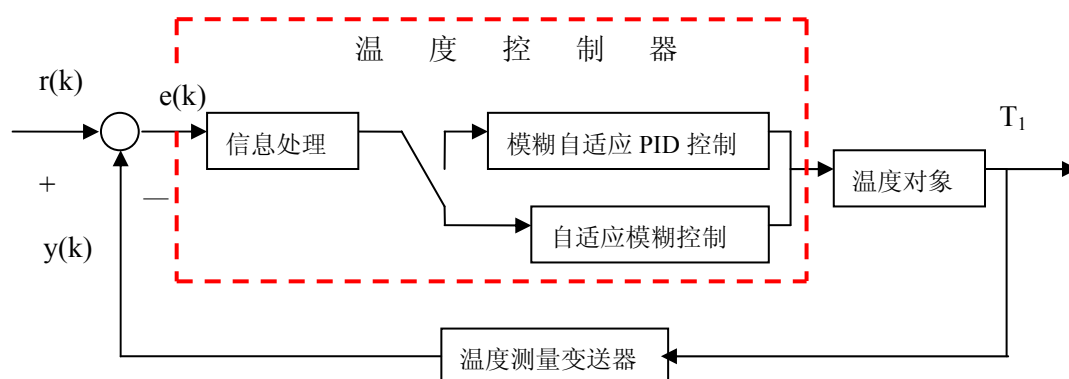


图 9 温度控制系统组成框图

3、温度控制系统算法：

根据工艺要求，当投放生产原料后，先通以热水加热，当加热到预定反应温度后就停止加热，反应过程中伴有热量产生，需要通以冷却水散热。若反应温度没有得到有效的控制，釜内温度进一步上升，会使产品报废甚至引起反应釜爆炸。在恒温段，由于聚合反应的放热效应，系统不仅具有滞后特点，而且参数处于时变和非线性状态，因此要采用不基于系统模型的控制算法，如模糊控制等[9]。

在算法上，基于反应工艺流程的要求，分成两个阶段进行控制：

(1) 在升温阶段，其受放热效应的影响不大，只需考虑反应釜传热性能及系统的滞后特点，因此采用单参数模糊自适应 PID 控制算法[10]，在线调整 PID 参数，提高控制品质。升温阶段设手动和自动两种调节方式。

升温段算法步骤如下：

- 1) 采用阶跃响应法确定 PID 参数初值或由用户输入初值；
- 2) 根据运行时的超调量查表取得修正后的参数；
- 3) 计算增量式 PID 控制器的输出值；
- 4) 返回第 2)步。

其中确定初值过程如下：

该反应过程可以用一阶惯性纯滞后环节来近似，其传递函数为：

$$G(s) = Ke^{-\tau s} / (Ts + 1) \quad (6)$$

式中 K 是对象的静态增益;T 是对象的时间常数; τ 是对象的纯滞后常数。其一阶惯性纯滞后对象飞升曲线图如图 10 所示。

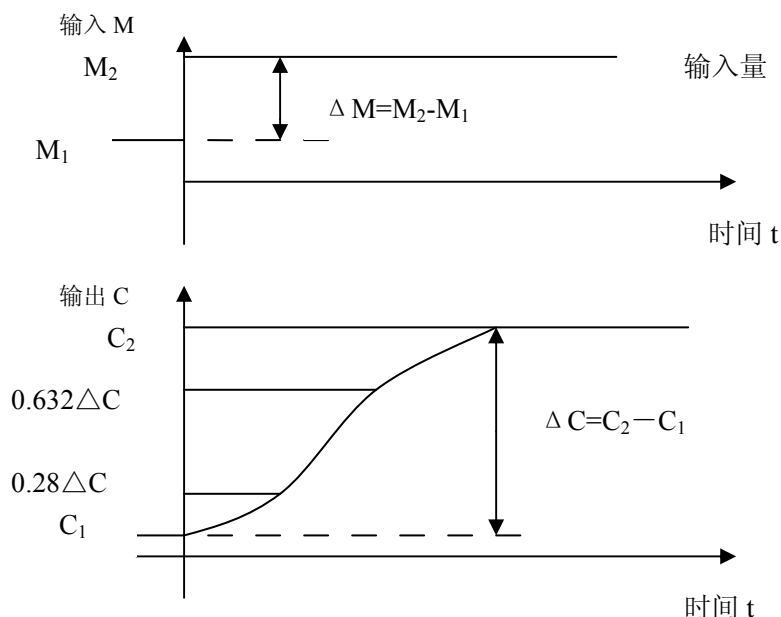


图 10 一阶惯性纯滞后对象飞升曲线图

然后用 Cohn-Coon 公式[11]来求对象参数。

Cohn-Coon 公式如下:

$$K = \frac{\Delta C}{\Delta M}, \quad T = 1.5(t_{0.632} - t_{0.28}), \quad \tau = 1.5(t_{0.28} - t_{0.632}) \quad (7)$$

式中 K —对象的放大增益;

T —对象的时间常数;

τ —对象的纯滞后常数;

ΔM —系统阶跃输入;

ΔC —系统的相应输出响应;

$t_{0.28}$ —对象飞升曲线为 $0.28 \Delta C$ 时的时间;

$t_{0.632}$ —对象飞升曲线为 $0.632 \Delta C$ 时的时间;

PID 模糊控制器实质上是对控制器的 PID 参数进行调整。在此选取超调量为主要指标,对超调量这一指标而言,控制器只调整 K_p 一个参数,因 K_p 对超调量影响最大。

在 PID 算法中:

$$\Delta u(k) = Ae(k) - Be(k-1) + Ce(k-2) \quad [12] \quad (8)$$

$$\text{其中 } A = K_p \left(1 + \frac{T_s}{T_i} + \frac{T_d}{T_s}\right), B = K_p \left(1 + 2\frac{T_d}{T_s}\right), C = K_p \frac{T_d}{T_s} \quad (9)$$

参数整定流程图如图 11 所示,升温段单参数模糊自适应 PID 调节算法流程图如图 12 所示。

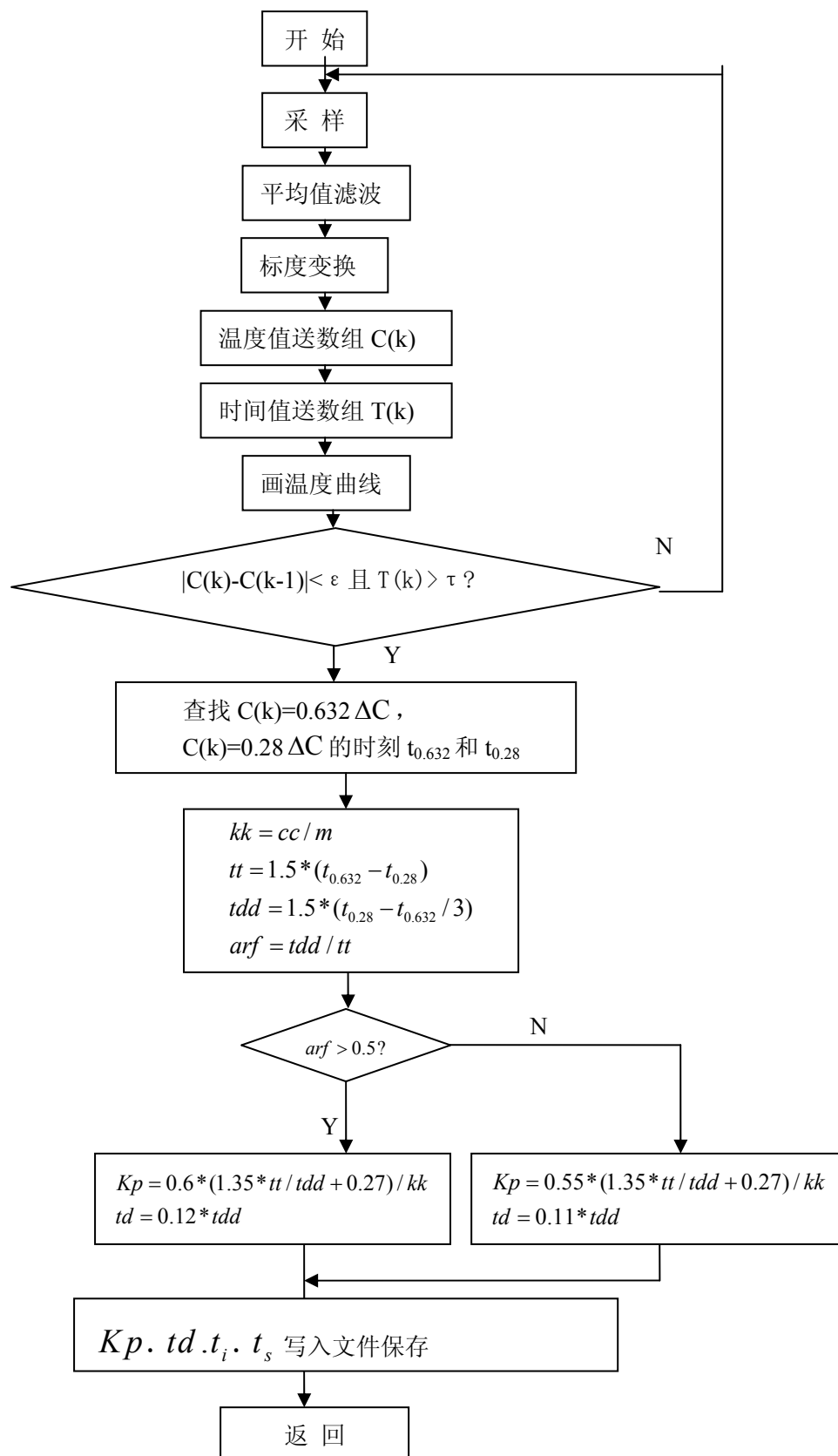


图 11 参数整定流程图

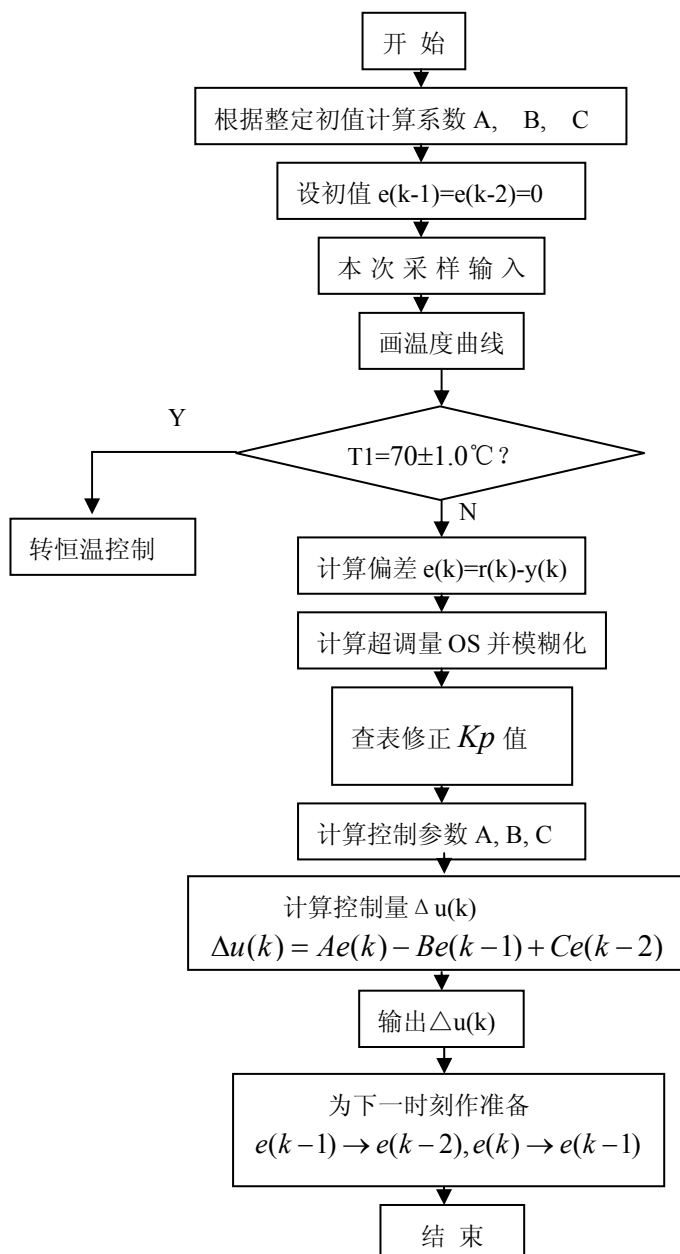


图 12 升温段单参数模糊自适应 PID 调节算法流程图

(2) 在恒温段，由于反应的强烈放热效应，系统不仅具有滞后特点，而且参数处于时变和非线性状态，因此必须采用不基于系统模型的控制算法。这里采用自适应模糊控制。恒温段控制算法如下：

在模糊控制器中输入信息取偏差(输入值与设定值之差) E 和偏差变化率，输出控制量 U 取冷却水的阀门开度。根据 E 和 EC 的论域量化等级，按照合成推理与解模糊方法，即可得到冷却水阀门的控制量，进行在线控制。在模糊算法中 [10]、[13]， α 为可调整因子，亦称加权系数。通过调整 α 值可以改变误差 E 和误差变化 EC 对控制量 U 的加权程度，从而调整了控制规则，在本算法中 α 可取值为 $\alpha_1 = 0.75, \alpha_2 = 0.65$ 。

其算法步骤为：

- 设定 E, EC, U 的论域及初值。
- 采样 E, EC。
- 进行模糊化。
- 求取确定权重后的 E 和 EC 值。
- 求取 U。
- 返回到第二步 b。

恒温段自调整因子模糊算法流程如图 13 所示。

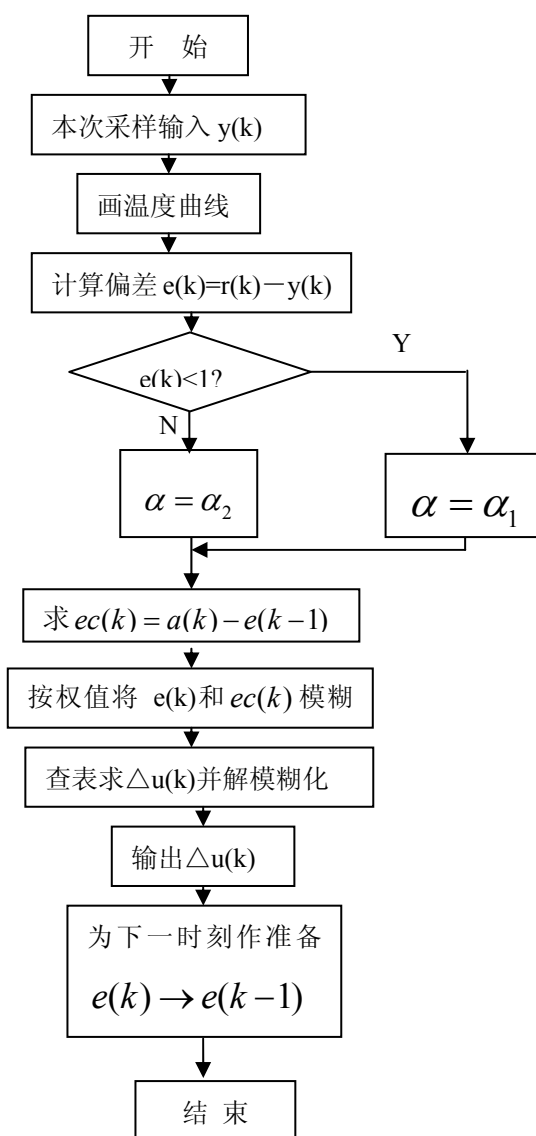


图 13 恒温段自调整因子模糊算法流程图

根据反应的特点可知，获取精确的数学模型是不可能的。采用以上两种控制算法，对于控制对象的模型的精确程度要求不高，具有较强的适应性和鲁棒性。在控制过程中这两种算法采用软件切换的方式。

4、温度控制系统硬件连接:

在硬件结构上,采用 IPC 及一些外围结构(如检测元件、执行器等)来实现比较合适,这主要是由于 IPC 计算能力强,有利于实现复杂控制算法;显示界面直观,可以使用曲线图、状态图等来查看系统的运行情况,利于实验数据的收集和软件的调整;交互性好,可以直接为操作人员提供简单易懂的操作界面,便于操作。而且这种控制方案利于将本设计的系统作为 DCS 的下位机或经一定的功能处理后作为上位机来使用[14]。具体连接图如图 14 所示。

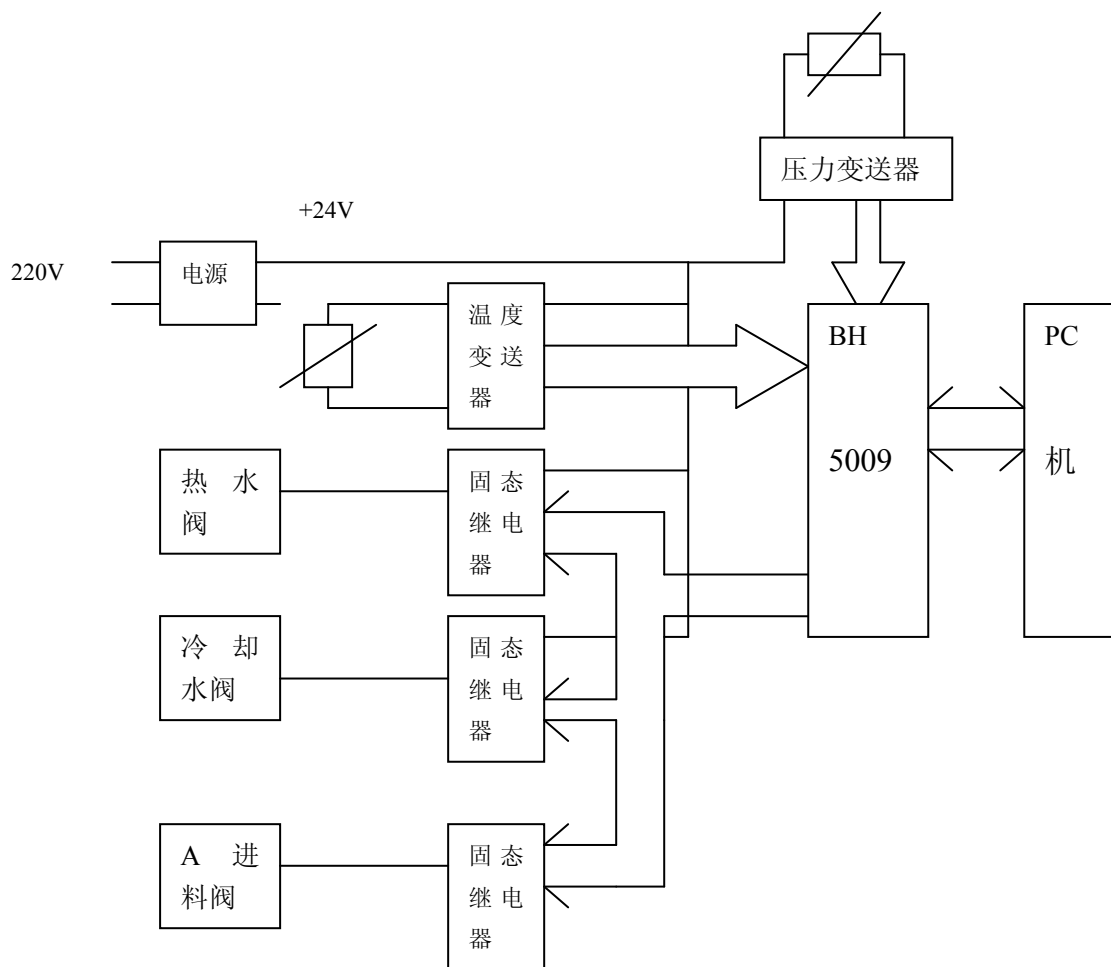


图 14 温度、压力控制系统硬件连接图

5、温度控制系统特点:

本系统系统具有以下特点:

- 1)升温阶段采用单参数模糊自适应 PID 控制算法,具有良好的动态和稳态性能。
- 2)恒温阶段采用无模型自适应模糊控制,提高了系统的稳态精度。
- 3)两种算法都不依赖于精确的数学模型和过程知识,特别适合对那些参数未知的不确定对象或存在各种扰动的模糊性对象进行控制,具有良好的适应性和抗干扰能力。

4)无模型自适应模糊控制算法不需进行系统辨识就可投入运行, 既使对象的动态特性发生较大的变化, 也无需进行复杂的手工整定。

5)模糊控制中的信息传递、知识表示、模糊规则以及逻辑推理等, 是基于专家知识或熟练操作者的成熟经验, 并能够通过学习得到改善, 因此很容易构成智能化自学习控制系统。

6)以微机为主体, 使用户容易学会和掌握, 为操作者提供可靠的控制信息, 因此, 它是符合现代控制要求的人机对话友好系统。

(五)、压力控制:

1、压力控制系统要求分析:

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

2、压力控制系统方案:

由于反应压力受到 A、B 进料流量比以及反应温度的影响, 为了达到更好的控制效果, 我们采用由反应温度和压力组成的串级控制[15]。

具体控制原理如下:

(1) A、B 进料比保持不变时, 压力与温度有关。当压力过高时, 导致温度上升, 温度控制器 TC (负作用) 的输出信号变小, 而压力变送器的信号 P_7 变大, 从而使压力控制器 PC (正作用) 的给定减小, 从而控制 B 进料阀门关小, 使压力降低;

(2) 当温度不变时, 压力与 A、B 进料有关。通过 A 与 B 的进料流量变比值控制系统可以调整其比值从而控制反应器内压力。

具体控制方案如图 15 所示。

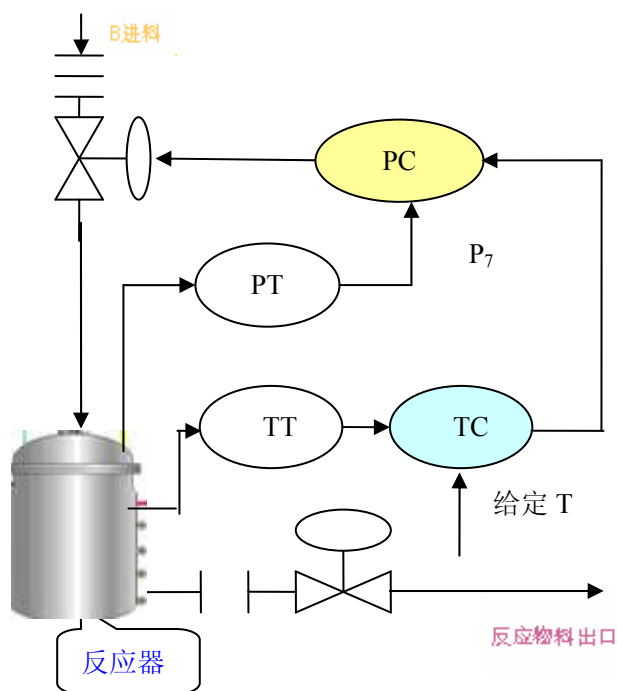


图 15 压力-温度串级控制系统

3、压力控制系统方框图：

本系统中，主回路是温度控制，其输出作为副回路压力控制的给定。其控制方框图如图 16 所示[1]。其中压力控制器采用 PID 控制规律。

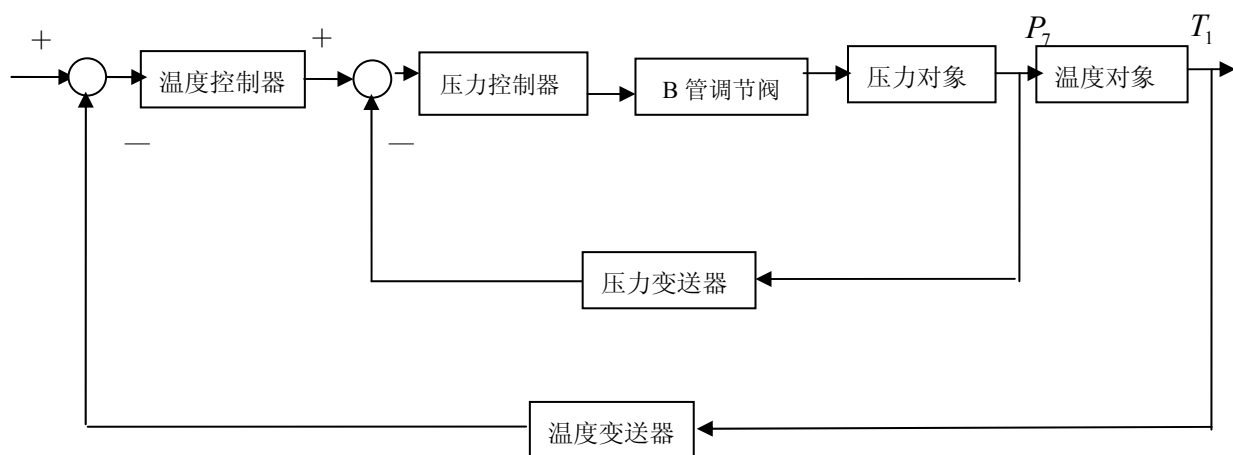


图 16 压力控制系统方框图

4、压力控制系统硬件连接与软件设计：

其硬件连接图如图 14 所示[14]。

其系统软件组成如图 17 所示。主控模块负责系统的初始化以及协调与控

制积压力模块的运行任务。参数设置模块负责设置 PID 参数初值、温度曲线以及报警压力、极限压力值，并将这些参数保存到文件。查询模块实现历史记录的查询、系统状态查询、及工艺图查询等功能。实时监控模块可以实现 PID 初值自整定、自动控制、手动控制、报警、温度曲线显示、状态显示等功能[14]。

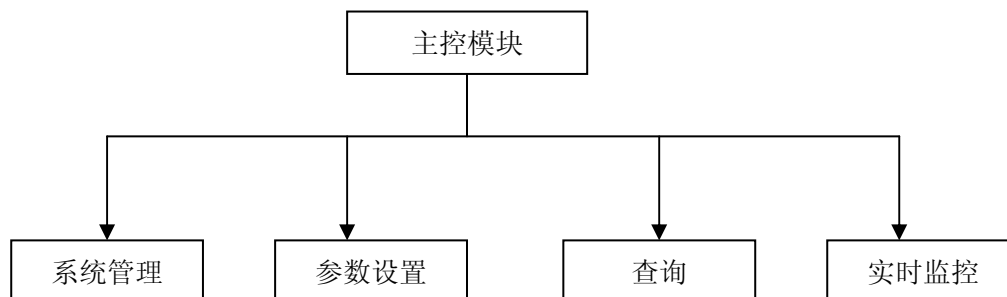


图 17 压力控制系统软件组成

5、压力控制系统特点：

采用串级控制，能够提前感受到扰动的影响，提前产生控制作用，克服反应釜的滞后，提高控制的精度。

（六）、组份控制：

1、组份控制基本概念：

（1）反应停留时间：

1) 从反应物料进入反应器开始至该反应物料离开反应器为止所历经的时间称为停留时间。停留时间长，进料流量小，反应的转化率高；

2) 为了使出口混合液中产物 D 的浓度提高，必须减少进料和出料流量；

3) 由于本反应器的物料流动状态满足全混流假定，可以采用平均停留时间的方法表达，反应平均停留时间等于反应器中物料实际容积除以反应器中参与反应的物料体积流量。

（2）反应温度：

1) 反应温度的高低能判断反应速度的快慢；

2) 放热反应属于非自衡的危险过程；

3) 在反应停留时间相同、催化剂量相同的条件下，反应转化率由反应温度所决定。

（3）反应压力：

1) 反应压力升高表征着反应速度加快，转化率提高；

2) 在反应器中必须防止反应物 A 的百分比含量过高以及反应温度过高的情况

发生。另外，在温度不变的条件下，调整反应物 A 与 B 的进料流量比可以在一定的范围内控制反应器内压力。

(4) 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。

2、组份控制系统分析：

由上面的分析可知组分控制涉及反应温度，反应压力，和平均停留时间。因为此系统为恒温控制，且压力有上限，故不适宜用温度和压力来控制组分。可以选择延长平均停留时间来提高生成物 D 的浓度，即控制进料和出料流量。

此外因为反映浓度即反映产物 D 的浓度可直接测量，故可选择 A 进料和出料流量作为 T-S 模糊模型系统的输入，反应浓度即反映产物 D 的浓度作为模型的输出。

3、组份控制 T-S 模糊模型：

(1)、T-S 模糊模型介绍[16]：

T-S 模糊模型的本质是非线性系统的分段线性化，即局部线性化。

T-S 模糊模型的第 i 条规则可以描述如下：

$$R^i: \text{if } x_1 \text{ is } A_1^i, x_2 \text{ is } A_2^i, \dots, x_m \text{ is } A_m^i, \\ \text{then } y^i = P_0^i + P_1^i x_1 + \dots + P_m^i x_m \quad (8)$$

其中， x_j 是第 j 个输入变量，m 为输入变量的数量， A_j^i 是一个模糊子集，

其隶属函数中的参数称为前提参数； y^i 是第 i 条规则的输出， P_j^i 为结论参数。

如果给定输入模糊向量 $(x_1^0, x_2^0, \dots, x_m^0)$ ，那么输出 y^i ($i=1, 2, \dots, n$) 由各条规则输出的加权平均求得为：

$$\hat{y} = \frac{\sum_{i=1}^n G^i y^i}{\sum_{i=1}^n G^i} \quad (9)$$

其中 n 为模糊规则的数量， y^i 由第 i 条规则的结论方程式计算， G^i 为第 i 条规则的真值，由下式计算：

$$G^i = \prod_{j=1}^m A_j^i(x_{j0}) \quad (10)$$

针对本系统，选择反应物 A 的进料流量以及出料流量作为 T-S 模糊模型系统的输入，反应浓度即反应产物 D 的浓度作为模型的输出。

(2) 结论参数的辨识[16]:

\hat{y} 可写为:

$$\begin{aligned} \hat{y} = & P_0^1 W^1 + P_1^1 W^1 x_1 + \dots + P_m^1 W^1 x_m + P_0^2 W^2 + P_1^2 W^2 x_1 \\ & + \dots + P_m^2 W^2 x_m + \dots + P_0^n W^n + P_1^n W^n x_1 + \dots + P_m^n W^n x_m \end{aligned} \quad (11)$$

定义 $W^i = G^i / \sum_{i=1}^n G^i$ (12)

则 \hat{y} 又可写为: $\hat{y} = H \cdot \theta^T$ (13)

其中 $H = (W^1, W^1 x_1, \dots, W^1 x_m, W^2, W^2 x_1, \dots, W^2 x_m, \dots, W^n, W^n x_1, \dots, W^n x_m)$,

$$\theta^T = (P_0^1, P_1^1, \dots, P_m^1, P_0^2, P_1^2, \dots, P_m^2, \dots, P_0^n, P_1^n, \dots, P_m^n) \quad (14)$$

用递推最小二乘法 (RLS) 可将结论参数 θ 辨识出来。

4、基于 T-S 模糊模型的预测控制系统:

(1) 本组份控制系统是典型的大滞后, 非线性, 随机干扰, 多变量强耦合的复杂系统。将上述训练得到的模糊模型作为动态矩阵的控制对象。

基于 T-S 模糊模型的预测控制系统原理框图如图 18 所示[17]:

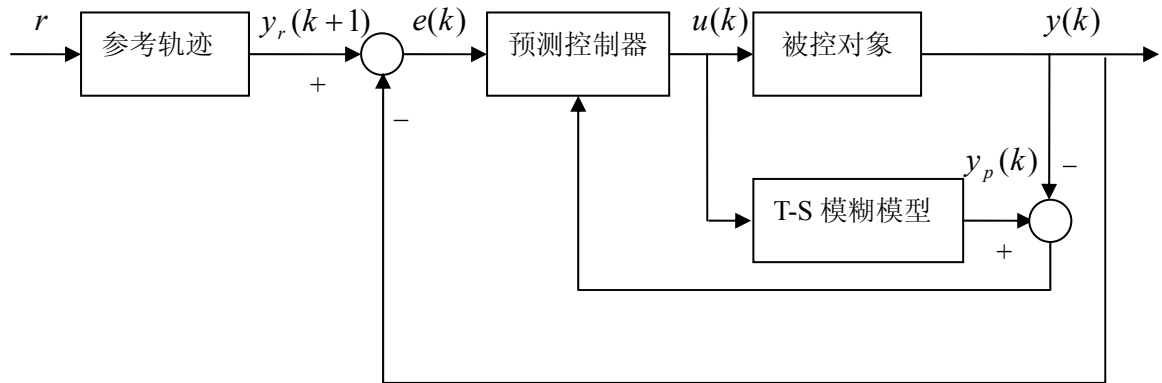


图 18 基于 T-S 模糊模型的预测控制系统方框图

图中 r 为给定值, $y_r(k+1)$ 为参考轨迹, $u(k)$ 为 k 时刻系统控制输入, $y(k)$ 为 k 时刻系统被控对象的系统输出, $y_p(k)$ 为 k 时刻 T-S 模型预测输出, $e(k)$ 为 k 时刻预测模型输出误差。

(2) 动态矩阵算法 (DMC) [16]:

动态矩阵算法的基本构成包括三部分: 预测模型, 优化控制, 闭环校正。在每个采样时刻,用下述模型对系统的未来输出值进行预测:

$$\tilde{y}_{PM}(k+1) = \tilde{y}_{P0}(k) + A\Delta u_M(k) \quad (15)$$

$$\text{性能指标为: } \min J(k) = \|y_r(k) - \tilde{y}_{PM}(k)\|_Q^2 + \|\Delta u_M(k)\|_R^2 \quad (16)$$

由权系数构成的对角阵 Q、R 分别称为误差权矩阵和控制权矩阵。

(3) 基于 T-S 模糊模型的预测控制器程序流程图:

如图 19 所示。

(4) DMC 控制的参数整定:

整定步骤如下:

1) 采样周期 T 与模型长度 N:

为了使模型参数 α_i ($i=1,2,\dots,N$) 尽可能完整地包含对象的动态信息, 要求在 NT 后的阶跃相应已近似接近稳态值。对于本系统为流量控制, 取模型维数为 20~50。

2) 优化时域 P 和误差权矩阵 Q:

P 的取值按 1, 2, 4, 8, ... 的序列挑选。初选 P 后, 取 q_i 为 0, 对应 α_i 为时滞或反向部分, 或 q_i 为 1, 对应 α_i 为其他情况;

3) 控制权矩阵 R 和控制时域 M:

初选 $r=0$, M 为 1~2, 对于 S 形动态简单的对象,
或 4~8, 对于包括震荡的动态复杂的对象。

4) 计算控制系数 d_i , 仿真检验控制系统的动态响应, 若不稳定或动态过于缓慢, 调整 P 直至满意为止。

5) 根据控制要求, 选择校正参数 h_i , 使之兼顾鲁棒性和抗干扰性的要求。

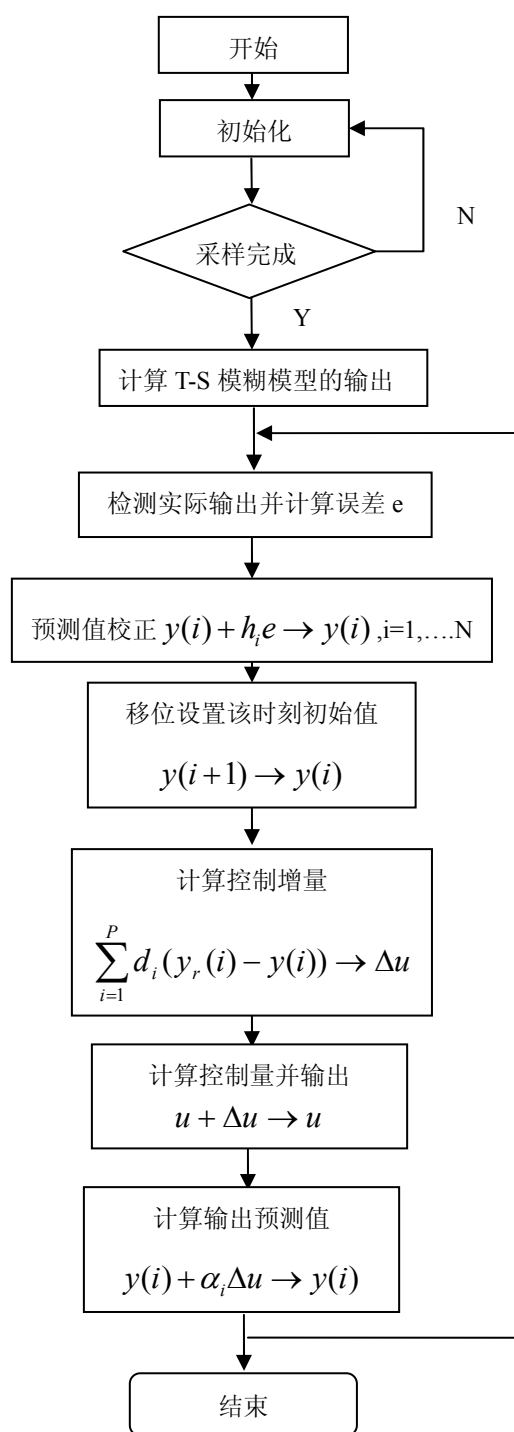


图 19 基于 T-S 模糊模型的预测控制器程序流程图

(七)、开车步骤顺序控制:

1、开车过程的顺序控制功能图:

如图 20 所示。其中, X_i 表示一种操作状态转换驱动动作。

上述功能图采用单序列结构, 简洁清晰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, 易于操作并且根据上述功能图可编制控制软件。

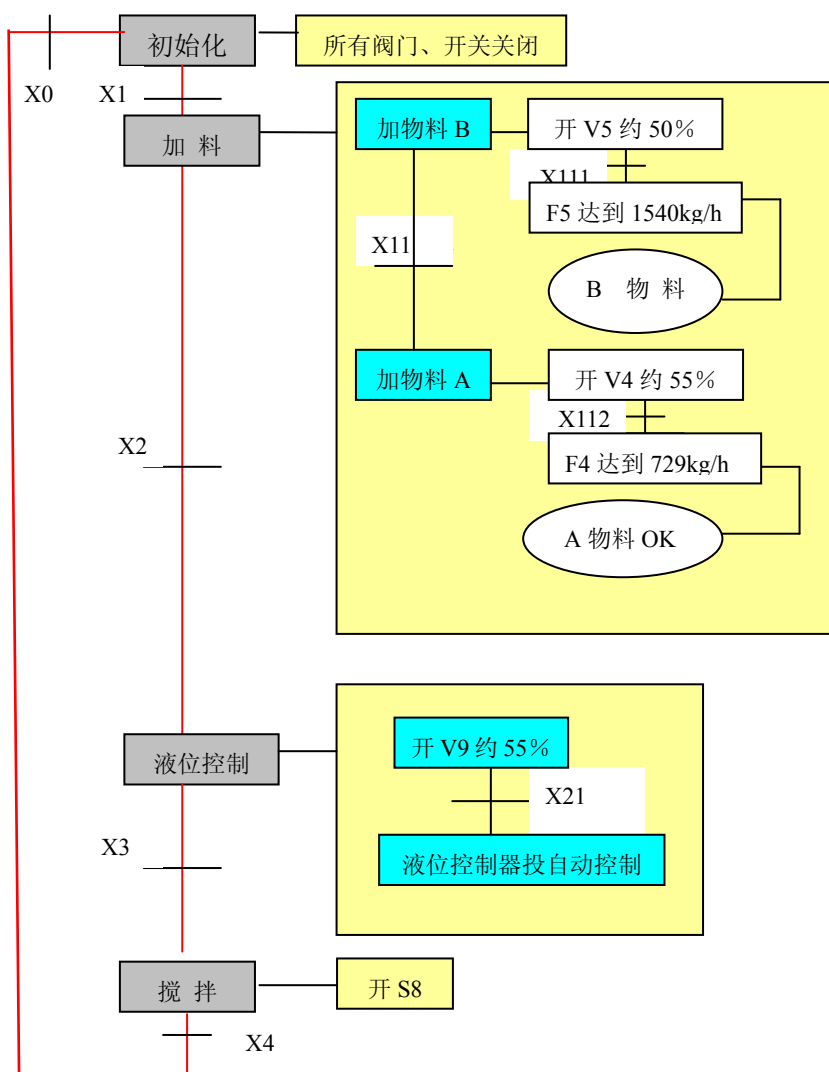


图 20 开车过程的顺序控制功能图

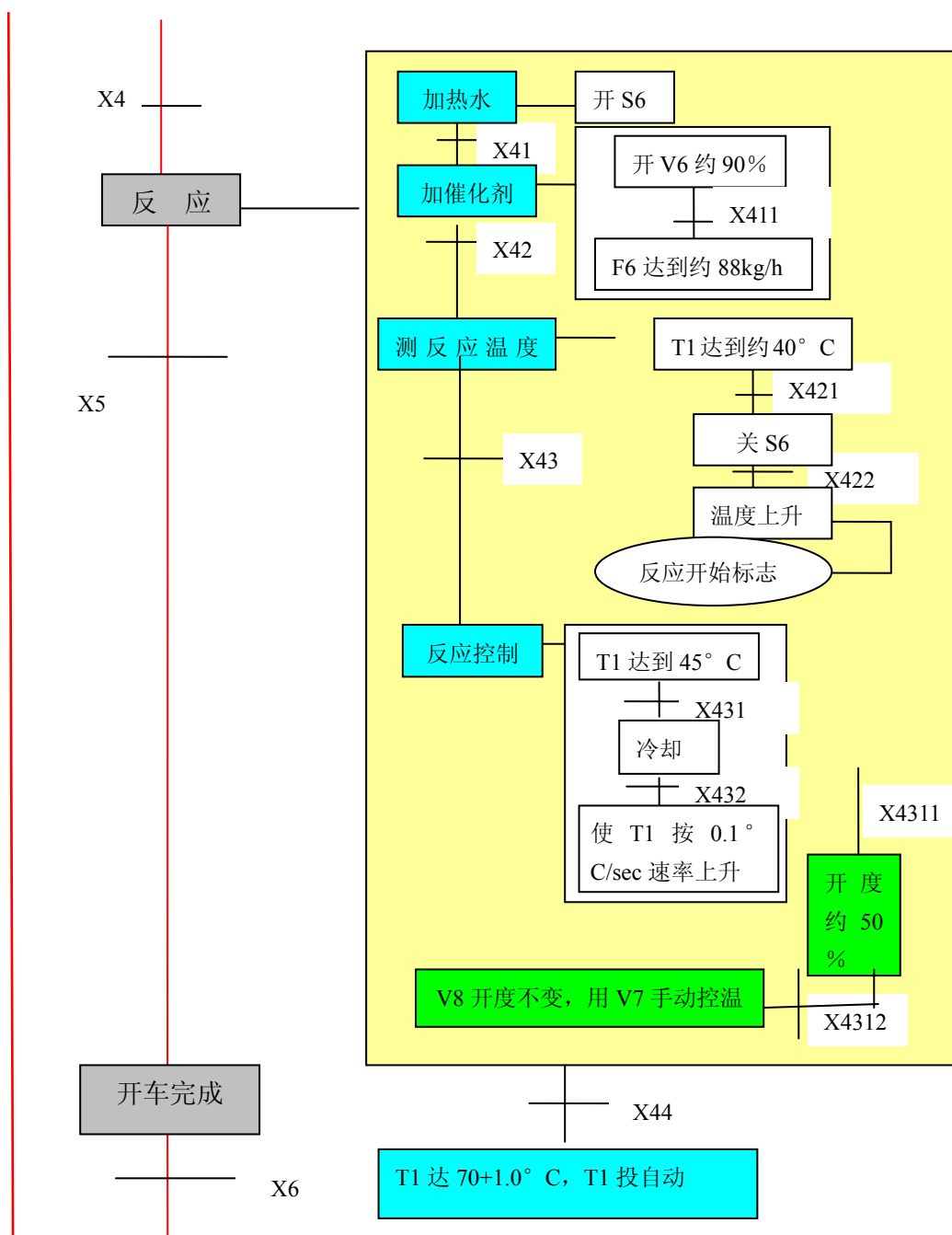


图 20 开车过程的顺序控制功能图（续）

2、顺序控制时序图：

如图 21 所示。其中：1)、所有状态为：状态 1—初始化；状态 2—开 V5；状态 3—开 V4；状态 4—开 V9；状态 5—开 V6；状态 6—关 S6；状态 7—小开度开 V8，T1 以 0.1° C/sec 上升；状态 8—V8 保持不变，V7 手动控温；状态 9—T1 投自动，开车完成。

2)、各时间段为：t1—初始化完成；t2—L4 上升到 50%；t3—L4 上升到

75%； t_4 -L4 上升到 80—90%之间； t_5 -T1 约为 40°C ； t_6 -T1 约为 45°C ； t_7 -V8 开度 50%，T1 约为 65°C ； t_8 -T1 为 $70+1.0^\circ\text{C}$ ； t_9 -开车完成。

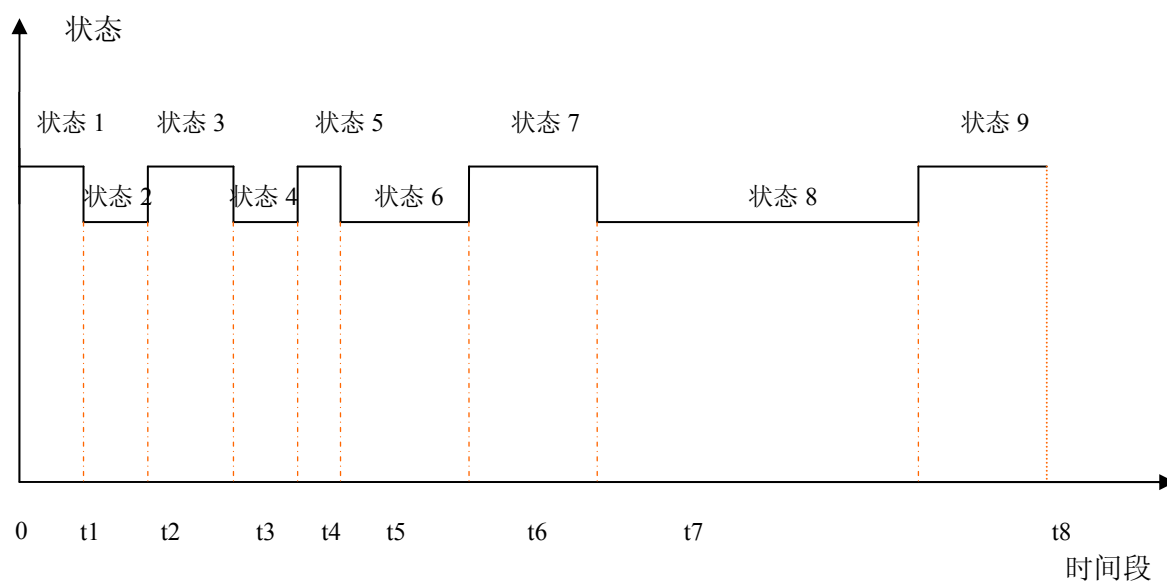


图 21 顺序控制时序图

三、结束语：

带搅拌釜式反应器（CSTR）系统是过程工业常见的连续反应过程，反应原理是反应物 A 与反应物 B 在催化剂 C 的作用下发生反应，生成产物 D。

本文以带搅拌釜式反应器（CSTR）系统为控制对象，首先介绍了 CSTR 系统反应工艺流程及其控制对象特性，按照控制要求提出了各个部分的控制基本思路。然后简单介绍了控制系统总框图，接着详细阐述了进料比例变比值控制系统、液位控制系统、压力控制系统的控制要求、控制方案、控制框图以及系统特点，详细给出了反应温度及升温速率控制系统、组份控制系统的系统要求、控制算法及其流程，最后设计了开车步骤的顺序控制及其时序图。

在控制方案设计过程中，我们深深体会到该控制对象的强耦合性和非线性，今后希望可以设计出更好的控制算法，以方便温度、压力、液位、组份等控制系统的设计。另外，生成物组份如何测定，这是一个难度比较大但是却具有较大实际意义的方向，有较大的研究前景。

参考文献

- [1] 裕森,戴先中.过程控制工程.机械工业出版社, 2000
- [2] 孟丽.连续搅拌反应釜鲁棒控制策略的研究.郑州大学硕士学位论文,2005
- [3] 翁维勤, 孙洪程.过程控制系统及工程.第二版.化学工业出版社,2002
- [4] 曹润生, 黄祯地, 周泽魁.过程控制仪表.浙江大学出版社,1987
- [5] 张玉霞.自动液位控制器的设计.电工技术. 2005(4): 57—59
- [6] 席爱民.纯滞后过程的预估补偿控制.基础自动化, 1997,5:42-45
- [7] 于海英. 化学反应釜温度模糊控制器. 辽宁工程技术大学硕士论文. 2002
- [8] 王文杰. 模糊控制理论在温度控制中的应用. 西北纺织工学院学报, 1995. 6
- [9] 冯斌, 须文波等. 反应釜系统中的模糊串联控制策略[J]. 无锡轻工业大学学报. 1999(4) :72-75
- [10] 韩瑞珍.PID 控制器参数模糊自整定研究.浙江工业大学硕士学位论文.2001:4-6
- [11] E. Miklovcova, M. A. Latifi. PID Adaptive Control of Temperatures in Batch and Semi-batch Chemical Reactors. Chemical Engineering Science,1996,11(51):3139-3141
- [12] 陶永华.新型 PID 控制及其应用.北京:机械工业出版社, 1998:8-10
- [13] C. C. Yu. Autotuning of PID Controllers. Journal of Process Control,2001,11:105 — 107
- [14] 苑庆忠, 刘金惠.釜式反应器的计算机选型及处理.化工设计通讯.1999(3) :52—53
- [15] 金以慧.过程控制.北京:清华大学出版社, 1991
- [16] 席裕庚.预测控制.北京:国防工业出版社, 1991.10
- [17] 段学焕.模糊预测控制在跳汰机排料系统中的应用.太原理工大学硕士学位论文, 2005