

**2006 西门子杯**  
**全国大学生**  
**过程控制技能挑战赛**  
**控 制 方 案**

**2006 年 07 月**

1. 比赛题目和主要要求.....	3
1. 1 被控对象工艺流程概述.....	3
1. 2 工艺过程简介.....	4
1. 3 反应过程对象特性.....	5
1. 4 控制要求.....	6
2. 过程控制系统的总体设计方案.....	7
2. 1 温度作为主要控制指标.....	7
2. 2 其他参数的稳定控制系统.....	7
2. 3 约束条件.....	8
2. 4 主要控制难点.....	9
3. 控制算法方案.....	9
3. 1 阀门流量控制.....	9
3. 2 进料流量及比例控制.....	9
3. 3 液位稳定控制.....	10
3. 4 反应釜温度控制.....	10
3. 4. 1 温度控制综述.....	10
3. 4. 2 升温阶段温度控制.....	12
3. 4. 3 恒温阶段温度控制.....	14
3. 5 开车步骤顺序控制.....	18
3. 6 压力安全监控.....	19
4. 阀门流量特性的选择.....	20
5. 方案总结.....	22

# 1. 比赛题目和主要要求

## 1.1 被控对象工艺流程概述

所选被控对象为过程工业常见的带搅拌釜式反应器（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。其工艺流程图如下：

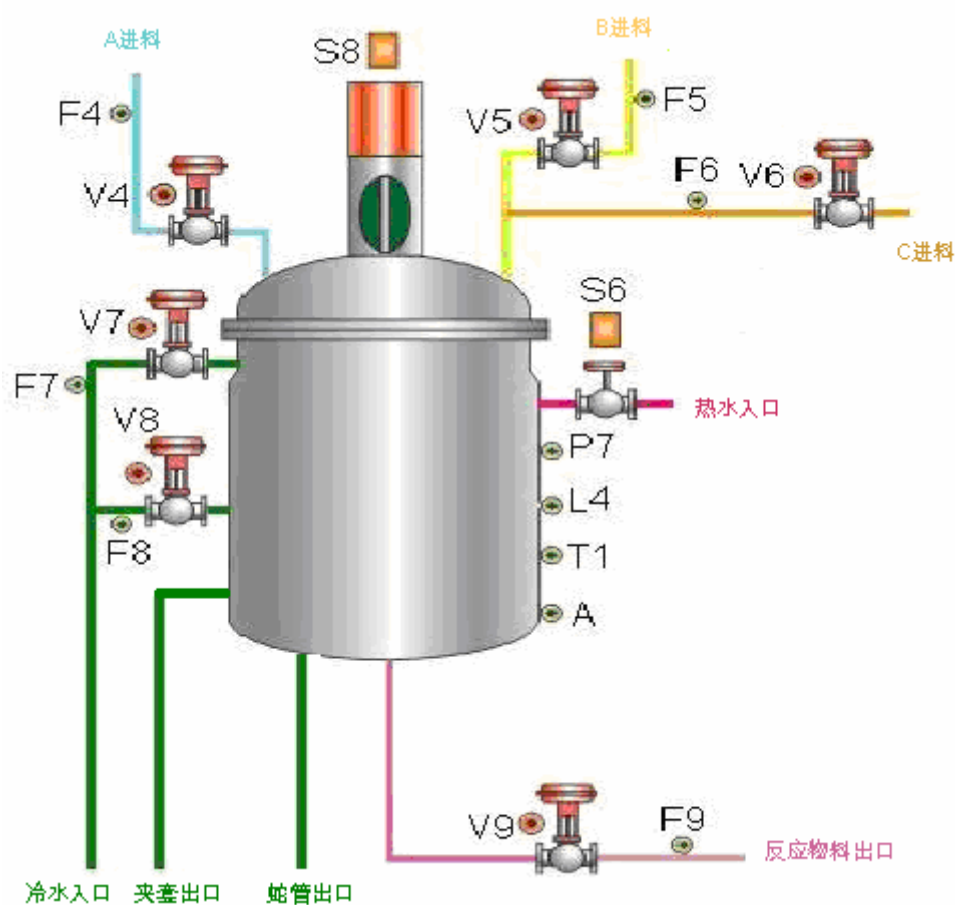


图 1 带搅拌器的釜式反应器（CSTR）

F4	反应物 A 进料流量	729 kg/h
F5	反应物 B 进料流量	1540 kg/h
F6	催化剂 C 进料流量	88 kg/h
F7	冷却水流量（蛇管冷却）	最大 25 t/h
F8	冷却水流量（夹套冷却）	最大 42 t/h

F9	反应物料混合液出口流量	kg/h
T1	反应温度	°C
P7	反应压力	MPa (绝压)
L4	反应器料位	% (0-1.3m, 0-100%)

设备参数一览表(阀门公称直径 Dg、国标流通能力 Kv, 四种阀门特性任选)

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

反应釜直径 1000 mm, 釜底到上端盖法兰高度 1376 mm, 反应器总容积 0.903 m<sup>3</sup>, 耐压 2.5MPa。

## 1. 2 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±1.0°C 下进行反应, 反应的产物为 D。

反应设备包括: 带搅拌器的釜式反应器。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。

反应过程主要有三股连续进料。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。

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。反应器出口液流量为 F9, 由出口阀 V9 控制其流量。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。

反应器采用两种冷却装置。第一种为蛇管冷却, 冷却水入口流量为 F7, 由

阀 V7 控制流量。第二种为夹套冷却，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诱发反应。该热水由开关阀 S6 引入。反应器搅拌电机开关为 S8。

### 1. 3 反应过程对象特性

由于本反应器有强烈地搅拌作用，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等。

#### 1) 反应停留时间

从反应物料进入反应器开始至该反应物料离开反应器为止所历经的时间称为停留时间。该时间与反应器中实际的物料容积和物料的体积流量有关。一般来说停留时间长，进料流量小，反应的转化率高。也就是说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。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

该反应属于放热反应。反应温度的高低代表了反应速度的快慢。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。出口物料流量和冷却水将反应热量带走。

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，则反应速度进一步升高。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。

在反应停留时间相同、催化剂量相同的条件下，反应转化率主要由反应温度所决定。控制反应温度的主要手段是冷却水的流量。反应温度要求控制在  $70\pm 1.0^{\circ}\text{C}$ 。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，温差大则热交换推动力大。

反应温度和反应转化率的变化属于时间常数较大的高阶系统。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，冷却水带走的热量减少，

反应器中物料温度会上升。由于温度变化的滞后,常规控制器进行调节效果不佳。

### 3) 反应压力

反应压力实质上是指液态反应物挥发形成的混合气体的压力。反应压力的高低主要取决于反应器中反应物 A 与 B 混合气体的比例以及反应温度。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。由于纯气相物质 B 的气体压力较低, 因此将反应物 B 与 A 混合后, 它们所形成的混合气体的总压力会降低。而且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。因此, 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。

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。亦即, 反应压力升高表征着反应速度加快, 转化率提高。

## 1. 4 控制要求

### 1) 进料流量及比例控制

反应器共有三股连续进料。要求选手设计控制系统克服每股进料的流量扰动。同时, 需要保证三股物料以一定比例进料 (A: B: C=1: 2.11: 0.12)。

### 2) 反应停留时间控制

要求选手设计控制系统, 以获得较大的反应停留时间, 保证反应充分进行。

### 3) 反应温度及升温速率控制

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

### 4) 反应器压力安全控制

为保证反应安全, 需要对压力进行安全控制系统的设计。压力高限报警为 1.2MPa, 高高限为 2.0MPa。

### 5) 连续反应组份控制

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组份进行控制。

注意，反应组份不能实时直接测量。

## 6) 开车步骤顺序控制

按照附录中的开车步骤，要求选手实施顺序控制，保证开车稳步进行。

# 2. 过程控制系统的总体设计方案

## 2.1 温度作为主要控制指标

反应釜控制指标的选择是反应釜控制方案设计中的一个关键问题，反应釜的工艺指标包括了反应转化率，产品质量和产量等，其值主要取决于生成物的组分浓度，但由于产物组分不能实时直接测量，所以无法直接以产物浓度作为被控变量。通过前面对反应过程的分析，在反应停留时间相同，催化剂量相同的条件下，反应转化率主要由反应温度所决定，而恒温段是整个工艺的关键。所以选择反应温度作为反应釜控制指标，将反应温度控制作为整个控制过程的中心环节。

温度控制要求如下图所示：

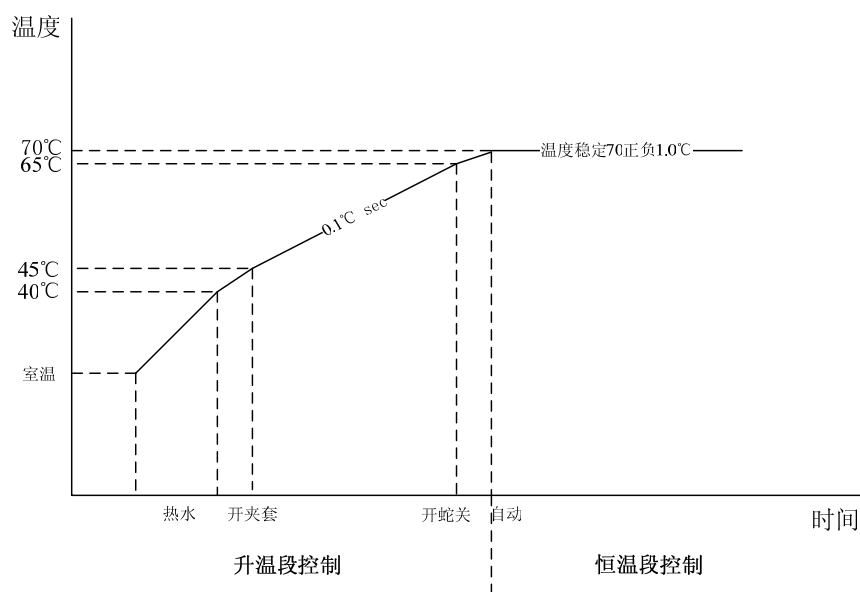


图2 温度控制曲线

## 2.2 其他参数的稳定控制系统

当以温度作为核心控制指标后，目标就是在恒温段将反应温度稳定在 70 度。所以对于其他一些影响反应温度的控制参数，在恒温段时尽量将其稳定维持在规定的数值。这样就可以减弱忽略其他参数对反应温度的影响，降低系统复杂程度，

进而将精力集中在如何通过调节冷却装置来控制反应温度上。基于此考虑，需要以下几个针对其他控制参数的稳定控制系统。

#### 1) 反应物流量控制

保证入料流量的稳定，使得参加反应的物料比值恒定，同时也是稳定釜内液位，反应物料比值的基础，而无论是入料流量，釜内液位和反应物料比值的变化都会引起反应温度的变化。

#### 2) 物料比值控制

对每一种反应物流量都进行控制的话，则反应物料的比值也可以得到保证，但这样只是能保持静态的比值关系，当系统加入干扰引起反应物流量动态变化时，无法保持比例关系，所以应该在反应物流量控制的基础上设计物料比值控制系统。

#### 3) 釜内液位的稳定控制

釜内液位和反应物流量决定反应的平均停留时间，从而影响反应温度。同样以反应物流料控制来保持的釜内液位稳定只是静态的稳定，所以也需要设计简单回路对釜内液位进行稳定控制。

#### 4) 冷却剂流量控制

冷却剂流量的变化影响热量移走的多少，为了消除冷却剂压力变化引起的干扰，需要对冷却剂流量进行控制。同时对于反应温度控制设计的方案也是以冷却剂流量作为控制量。

## 2.3 约束条件

#### 1) 反应器压力安全监控

在本反应过程控制方案中对压力并不进行直接数值上的控制，但由于反应温度的上升会引起压力的急剧升高，甚至引起反应器发生爆炸，所以需要对反应器的压力进行实时监控，一旦系统发生异常使得压力超过警戒时，采取必要的应急处理。

#### 2) 开车步骤的顺序控制

为了顺利的诱发反应和过度到恒温段的控制，应设计条件顺序控制来严格的按照开车步骤启动，保证开车过程的稳定进行。

## 2. 4 主要控制难点

1、在升温过程中要求按  $0.1^{\circ}\text{C} / \text{s}$  的速率升温且升温曲线平稳，升温转折点过渡时没有较大的振荡。同时，升温过程中不允许有较大的超调现象。

2、在恒温过程中，满足稳态控制精度的要求，保证反应高效进行。同时，要求系统具有较强的鲁棒性。

3、安全保障。反应准备过程同样需要监控反应釜压力，禁止反应压力超过压力高限。

## 3. 控制算法方案

### 3. 1 阀门流量控制

对反应器出口阀门 V9 和冷却水阀 V7,V8 进行流量控制，以保证出料和冷却等过程的流量稳定，对于其他如温度，液位控制都是以阀门流量控制为基础，其控制变量都是出料和冷却剂的流量，从而能够防止干扰，提高系统的刚性。我们采用单回路对每一个控制阀门进行流量控制，控制器可采用传统的 PID 控制算法，控制系统方案如下图所示。

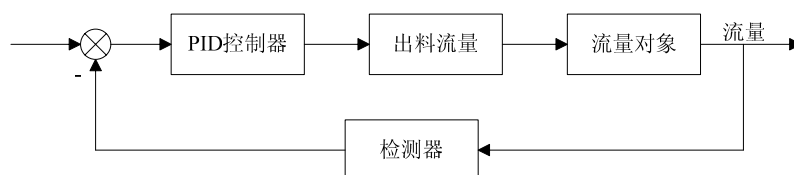


图 3 阀门流量控制方框图

### 3. 2 进料流量及比例控制

反应过程中需确保反应物按一定的比例进料，并且每种反应物都需保持流量的稳定。可采用如下图所示的比值控制系统。由于纯气相物质 B 的压力比较低，而纯气相物质 A 在反应温度 70 度的条件下压力可达 3.0Mpa，因此方案中主流量选择反应物 B 的流量 F5。采用可变比例参数，比值器在开车阶段可分别作为反应物 A 和催化剂 C 流量的选通开关，在液位 L4 达到给定值时让 A, C 按比例进料。在压力等其他条件允许的情况下，保持比值为 A: B: C=1: 2.11: 0.12 不变，反应过程中可调整 Fr 和比值器的值以确保反应安全高效的进行。如果容器压力超过一定值，则可以通过调整比例器提高 B 进料的比列，减少反应釜压力。控

制器可采用传统的 PID 控制算法，控制系统方案如下图所示。

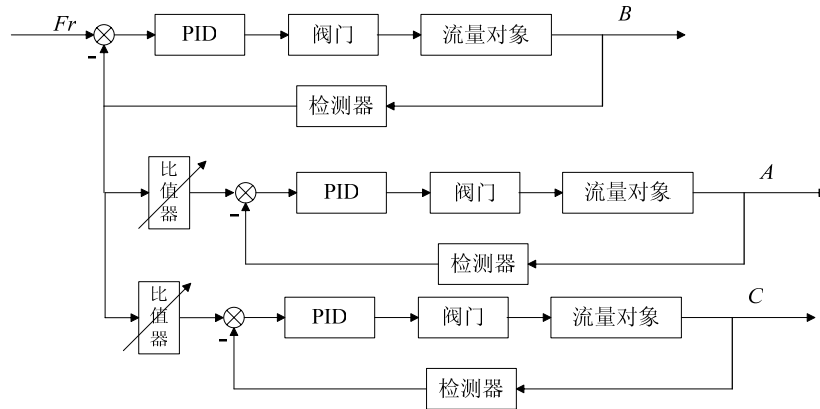


图 4 进料流量比例控制方框图

### 3. 3 液位稳定控制

为保证系统正常运行和反应的高效充分进行，应该使反应的停留时间较大并且稳定，所以需保持液位稳定在 80%—90%之间的某值上。由于通过改变进料的流量来稳定液位会改变反应的停留时间，所以我们只通过调节反应器出口的流量来控制液位。采用如下所示的单闭环控制系统，控制器可采用传统的 PID 控制算法。控制系统方案如下图所示。

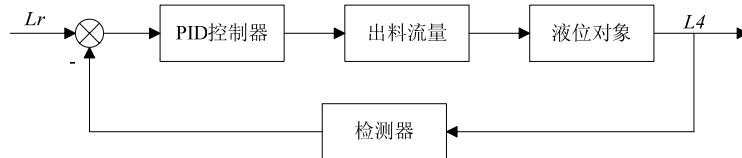


图 5 液位稳定控制方框图

### 3. 4 反应釜温度控制

#### 3. 4. 1 温度控制综述

该反应釜（CSTS）是工业生产中常用的一类反应器，由于反应过程中存在着强烈的放热效应，反应的放热速率与反应温度之间存在正反馈自激的关系。也就是说，如果受到外扰等因素的影响，使反应温度降低，同时反应速率会降低，则会造成反应提前结束，生产出次品或废品，而反应温度如果受影响而升高，使反应釜内的反应加剧，甚至产生“聚爆”现象，同样会使产品成为废品，还会影响生产的安全性，因此反应温度对于保证产品质量和安全生产起着关键作用。另

外生产过程中转化率等参数具有时变的特性，因此较难测定，所以控制反应温度可以作为控制产品质量和产量的一种有效方法。本方案旨在通过先进的控制算法以提高反应釜内温度控制精度，从而保证生产的安全进行，并且提高产品质量和产量。

釜中反应过程复杂，控制难度大，系统中存在着随机性和时变性，求取其数学模型十分困难。本文采用反应釜的温度作为被控对象，反应釜的温度控制与一般的过程工业相比，主要有以下几个方面的特点：

- 1) 时滞性和惯性很大。由于反应釜的热容量大，且反应釜与外界热交换主要靠反应釜的夹套进行传热，釜内物料与夹套内的冷却介质的热交换也需要时间，导致系统表现出很大的时滞性和惯性。
- 2) 时变性。反应釜内的温控特性主要取决于化学反应的激烈程度，而整个生产过程从起始升温、中间恒温到最后的降温，对象具有明显的时变性。并且，就某一个具体的阶段而言，由于化学反应的速度不稳定，导致过程的增益、惯性时间和滞后也会发生相应的变化。
- 3) 过程不稳定。本反应釜内的化学反应为放热反应，温度越高反应越剧烈，放热也越多，存在正反馈，是不稳定过程。

干扰因素很多，主要有：

- a. 反映釜内料位的高低；
- b. 冷却水与反应温度的温差；
- c. 冷却水压力的变化，也即冷却水流量不稳定的干扰；
- d. 出料口带走的热量大小。

PID 方法是一种基于过程参数的控制法，其控制原理简单、实现方便，但在控制对象非线性时变、给定突变、大时滞系统等情况下，过程模型难以确定，参数调整往往比较困难，即使可行也会造成调整时间过长，超调量过大，使控制效果不佳，因此，使用先进的控制理论来弥补 PID 控制方法的不足，成为目前国内自动控制方面的一个主要课题。

由于该反应机理较为复杂，外界条件、进料流量的变化、冷却水温度、流量的变化等，对系统的影响较大。系统本身具有较大的时变性、非线性、时滞性。采用常规 PID 控制或串级 PID 控制恐难以达到更高的控制精度，从而影响产品

质量或者生产的正常进行，因此本文采用模糊与 PID 相结合的控制算法，以提高控制的准确性和稳定性。模糊控制器是近年来发展起来的新型控制器，其优点是不要求掌握受控对象的精确数学模型，而根据人工控制规则组织控制决策表，然后由查表式的决定控制量的大小，将模糊控制和 PID 控制两者结合起来，扬长避短，既具有模糊控制灵活而适应性强的优点，又具有 PID 控制稳态精度高的特点，使反应温度的控制具有良好的动态和静态特性，能够严格跟踪温度工艺曲线，以保证产品质量和产量。

### 3. 4. 2 升温阶段温度控制

升温段温度控制是在开车阶段当反应诱发成功后，对反应温度从 40 上升到 65 度这段过程进行控制。对于升温段的温度控制，我们认为无需像恒温段一样要求满足严格的温度数值指标，只需满足一定整体上的温度变化趋势，而对于其的控制原则简单说就是两点：1 维持反应温度持续上升，完成反应的启动；2 控制升温速度，以防止升温过快而失控。其中升温的速度控制在给定的参考值 0.1 度/秒附近。

针对以上的控制原则，我们拟选取模糊控制器来对升温段进行控制。控制系统原理图如图所示。

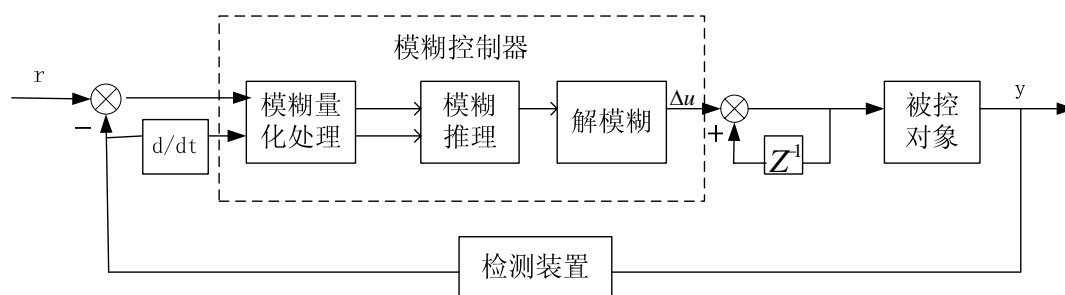


图 6 升温短温度控制方框图

采用二维模糊控制器，选取设定温度（65 度）与实际温度的偏差  $E$  和实际温度的变化率  $dT$  作为输入变量，模糊推理后的输出为  $U$ ，解模糊后对应的精确量为夹套冷却水流量的增量  $\Delta u$ 。

#### 1) 模糊化接口

温度偏差  $E$  的模糊语言选为：正小（PS），正中（PM），正大（PB）。

温度变化率  $dT$  的模糊语言选为：偏小 (S)，适中 (M)，偏大 (B)。

输出  $U$  的模糊语言选为：零 (O)，小 (S)，中 (M)，大 (B)。

注：温度变化率  $dT$  的模糊语言是按照温度变化率  $dT$  和给定的参考变化率 0.1 度/秒的比较来描述的，这样建立模糊规则时更方便。

温度偏差  $E$  的量化论域选为：{1, 2, 3, 4, 5}。

温度变化率  $dT$  量化论域选为：{-2, -1, 0, 1, 2}。

输出  $U$  的量化论域选为：{1, 2, 3, 4, 5}。

注：对于温度偏差  $E$  和温度变化率  $dT$  以及输出  $U$  的实际的基本论域的确定，需要在现场调试时根据反应过程对象的特性来选取。

输入和输出的隶属度函数初步选取为三角形分布，具体隶属度函数数值的确定在现场调试时，根据输入和输出的基本论域来进一步确定。

## 2) 模糊规则的建立

根据前述升温段控制原则 由于升温阶段时反应已经开始，所以对于这样的放热反应如果温度变化率  $dT$  和给定的参考变化率 0.1 度/秒比较“偏小”时，无需调节夹套冷却水流量，随着反应的进行温度便会上升。当温度变化率  $dT$ “偏大”时，适当的加大冷却水流量。另外，由于反应速度和温度的“正反馈”作用，随着温度的升高，温度变化的趋势越来越快，所以也需要相对的更多的加大冷却水流量。根据以上分析，建立模糊规则如下：

$U$ \ $dT$ \ $E$	S	M	B
PS	O	M	B
PM	O	S	M
PB	O	O	S

表 1 升温段模糊规则表

根据以上给出的模糊规则表，计算出模糊关系。对某一时刻的输入模糊值，就可以根据计算出的模糊关系进行合成推理运算而得到相应的输出控制量模糊值。拟采用简单易行的最大隶属度法作为解模糊化的方法，求出精确量化值。

通过大量的离线计算，建立模糊控制表，在实际使用时，只要根据输入量进行查表就可以得到精确的输出量。查表后得到的精确输出，还不能直接控制对象，还必须将其转化到被控对象所能接受的基本论域中，在本控制方案中也就是具体

的夹套冷却水流量的增量  $\Delta u$ ，作用夹套冷却水所需流量  $u(n) = u(n-1) + \Delta u$ 。

### 3. 4. 3 恒温阶段温度控制

模糊控制和 PID 结合的方法有很多种，依据以上的分析，本文采用模糊 PID 分档控制的组合方式。主要利用 PID 控制稳态精度高的优点和模糊控制不依赖对象模型，具有较强的对干扰和变化的鲁棒性和对参数的适应性和响应速度快等优点。当温度偏差较大时采用模糊控制，响应速度快，动态性能好，当温度偏差较小时采用 PID 控制，使其静态性能好，满足系统控制精度。因此模糊—PID 复合控制，比单一的模糊控制器或单一的 PID 调节器具有更好的性能。由于本方案中模糊控制作为一种大偏差情况下的偏差粗调整，目的是使偏差快速的回到较小的范围，继而进行 PID 的细调整，所以对模糊控制的精度没有太高的要求，因此决定采用常规的模糊控制算法。在 PID 控制过程中，目的是达到较高的控制精度，所以可以考虑在控制主通道上加入小的回路，对控制进行必要时的修正，以达到更高的控制精度。小回路以（能很好的反映温度状态和变化趋势的量，暂定为压力）作为输入，通过补偿算法产生一个控制增量  $\Delta u$ ，与模糊或 PID 的控制输出  $u_{FOP}$  一起作为总的控制量。该小闭环主要针对 PID 细调整过程进行修正，而对模糊控制的修正作用不大。模糊控制和 PID 算法以软件进行切换。

在恒温阶段采用模糊 PID 分档控制，提高了系统的动态性能和稳态精度。如下图所示：

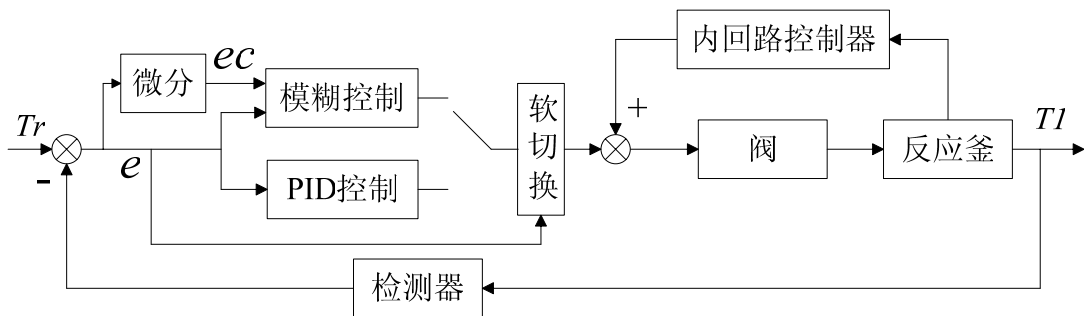


图 7 恒温段温度控制方框图

#### 1) 模糊控制器的设计：

本文采用二维模糊控制器，控制器以设定温度  $T_r$  和实际温度  $T_1$  的误差  $e$  和误差的变化  $ec$  为输入， $e$  和  $ec$  可如下求得：

$$e(n) = T_r(n) - T_1(n)$$

$$ec(n) = e(n) - e(n-1)$$

式中， $T_r(n)$ ——设定温度；

$T_1(n)$ ——实际温度；

$e(n)$ —— $n$ 时刻温度误差的实际值；

$ec(n)$ —— $n$ 时刻误差变化量的实际值。

$e$ 和 $ec$ 经模糊化后分别为模糊变量 $E$ 和 $EC$ 。模糊推理的输出量为 $U$ ，解模糊后成为控制量 $u$ ，表示冷却水阀门开度的变化量。

a. 精确量的模糊化：

本文取误差 $e$ 的基本论域为： $[-5,5]$ ，当实际 $e \leq -5$ 时按 $-5$ 计算， $e \geq 5$ 时按 $5$ 计算。误差的变化 $ec$ 的基本论域为： $[-2,2]$ ，超出此范围的按靠近的边界值计算。以上两变量的模糊子集的论域为： $\{-6,-5,\dots,0,\dots,5,6\}$ ，则量化因子分别为：

$K_e = \frac{6}{5}$ ， $K_{ec} = \frac{6}{2}$ 。对于第 $n$ 次采样时刻温度偏差的精确值 $e(n)$ 和第 $n$ 次采样时刻偏差变化的精确值 $ec(n)$ ，分别乘以相应的量化因子即可转换为对应的模糊论域中的量，如果转化后的值不是整数，采用四舍五入的办法就近取整。

b. 模糊推理部分：

本文中误差 $E$ 、误差变化 $EC$ 以及输出量 $U$ 的语言变量都取如下七个：

$NB, NM, NS, O, PS, PM, PB$ ，分别代表“负大”，“负中”，“负小”，“零”，“正小”，“正中”，“正大”。

*E* 和 *EC* 采用如下的隶属度附值表

等级 <i>E/EC</i>	-6	-5	-4	-3	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6
<i>PB</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.1	0.4	0.8	1
<i>PM</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0.2	0.7	1.0	0.7	0.2
<i>PS</i>	0	0	0	0	0	0	0.3	0.8	1	0.7	0.1	0	0
<i>O</i>	0	0	0	0	0.1	0.6	1.0	0.6	0.1	0	0	0	0
<i>NS</i>	0	0	0.1	0.7	1.0	0.8	0.3	0	0	0	0	0	0
<i>NM</i>	0.2	0.7	1.0	0.7	0.2	0	0	0	0	0	0	0	0
<i>NB</i>	1	0.8	0.4	0.1	0	0	0	0	0	0	0	0	0

表 2 *E* 和 *EC* 隶属度表

*U* 采用如下的隶属度附值表:

等级 <i>U</i>	-6	-5	-4	-3	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6
<i>PB</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.1	0.4	0.8	1.0
<i>PM</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0.2	0.8	1.0	0.8	0.2
<i>PS</i>	0	0	0	0	0	0	0	0.9	1.0	0.8	0.3	0	0
<i>O</i>	0	0	0	0	0	0.5	1.0	0.5	0	0	0	0	0
<i>NS</i>	0	0	0.2	0.5	1.0	0.8	0	0	0	0	0	0	0
<i>NM</i>	0.2	0.8	1.0	0.8	0.2	0	0	0	0	0	0	0	0
<i>NB</i>	1	0.8	0.4	0.1	0	0	0	0	0	0	0	0	0

表 3 *U* 隶属度表

采用如下的控制规则表:

<i>E/EC</i>	<i>NB</i>	<i>NM</i>	<i>NS</i>	<i>O</i>	<i>PS</i>	<i>PM</i>	<i>PB</i>
<i>NB</i>	<i>PB</i>	<i>PB</i>	<i>PB</i>	<i>PB</i>	<i>PM</i>	<i>O</i>	<i>O</i>
<i>NM</i>	<i>PB</i>	<i>PB</i>	<i>PB</i>	<i>PB</i>	<i>PM</i>	<i>O</i>	<i>O</i>
<i>NS</i>	<i>PM</i>	<i>PM</i>	<i>PM</i>	<i>PM</i>	<i>O</i>	<i>PS</i>	<i>PS</i>
<i>O</i>	<i>PM</i>	<i>PM</i>	<i>PS</i>	<i>O</i>	<i>NS</i>	<i>NM</i>	<i>NM</i>
<i>PS</i>	<i>NS</i>	<i>NS</i>	<i>O</i>	<i>NM</i>	<i>NM</i>	<i>NM</i>	<i>NM</i>

<i>PM</i>	<i>O</i>	<i>O</i>	<i>NM</i>	<i>NB</i>	<i>NB</i>	<i>NB</i>	<i>NB</i>
<i>PB</i>	<i>O</i>	<i>O</i>	<i>NM</i>	<i>NB</i>	<i>NB</i>	<i>NB</i>	<i>NB</i>

表 4 控制规则表

推理条件语句为： if  $E$  and  $EC$  then  $U$  .

模糊关系  $R = E \times EC \times U$  , 推理算法: 已知  $E_1$  和  $EC_1$  , 推理输出  $U_1 = (E_1 \times EC_1) \circ R$  ,

“ $\circ$ ” 表示合成运算。

解模糊采用重心化解模糊方法。

## 2) PID 控制部分设计

采用增量式数字 PID 算法:

$$u(k) = u(k-1) + \Delta u(k), \quad (3)$$

$$\Delta u(k) = Ae(k) - Be(k-1) + Ce(k-2), \quad (4)$$

$$\text{式中 } A = K_p \left(1 + \frac{T}{T_i} + \frac{T_d}{T}\right), \quad B = K_p \left(1 + 2\frac{T_d}{T}\right), \quad C = K_p \frac{T_d}{T}。$$

式中  $k$  — 采样序号,  $k = 0, 1, 2, \dots$

$u(k)$  — 第  $k$  次采样时刻的计算机输出值,

$e(k)$  — 第  $k$  次采样时刻的温度误差值。

$K_p, T_i, T_d$  分别为比例增益, 积分时间常数, 微分时间常数。

PID 控制效果很大程度上取决于 PID 参数的整定, 参数需要现场整定, 不赘述。

### 3. 5 开车步骤顺序控制

反应开始之前的过程，按照所附的开车步骤进行，流程图如下表示。

准备过程的开车步骤流程图：

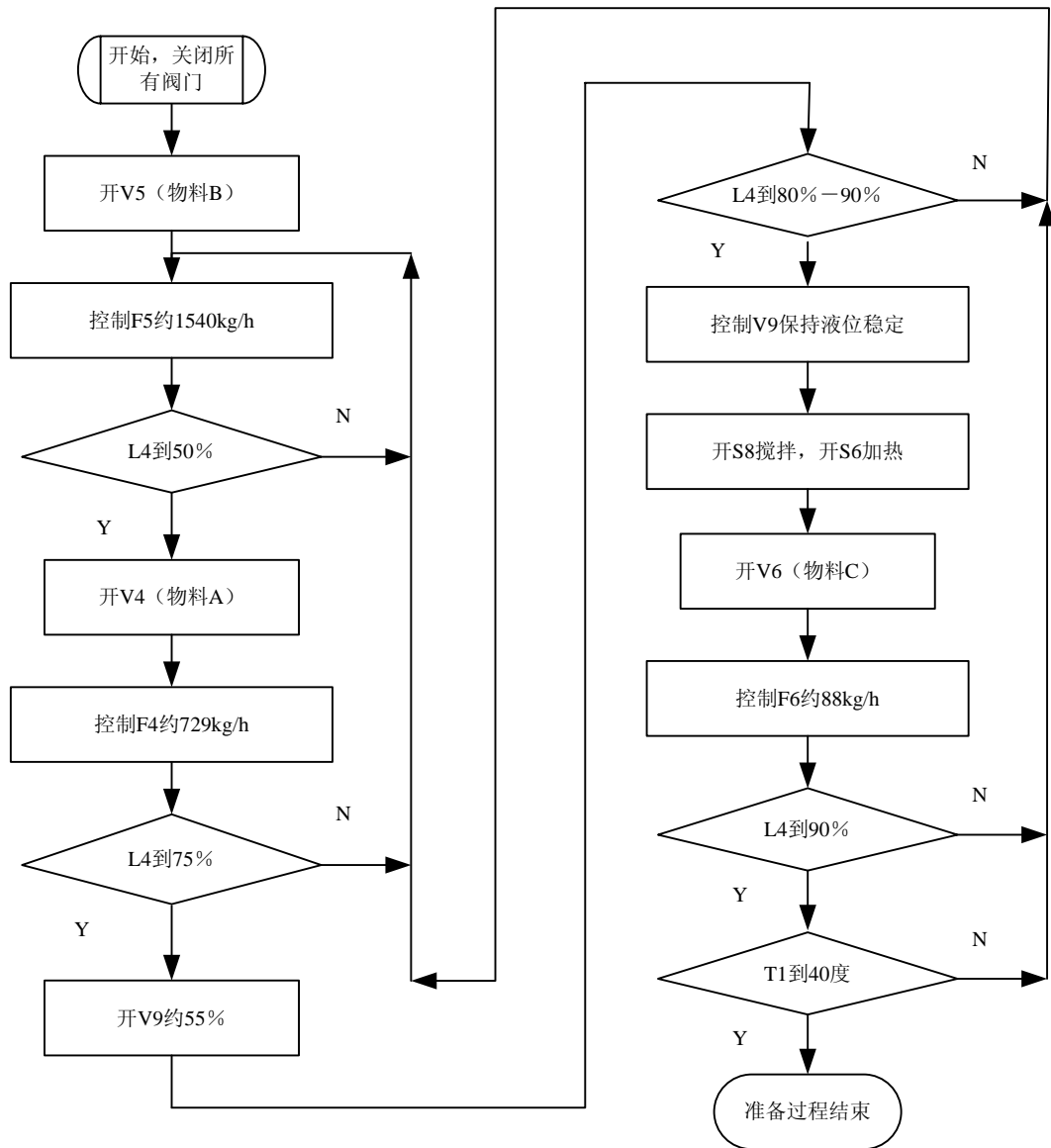


图 8 准备过程开车步骤流程图

反应过程的开车步骤流程图：

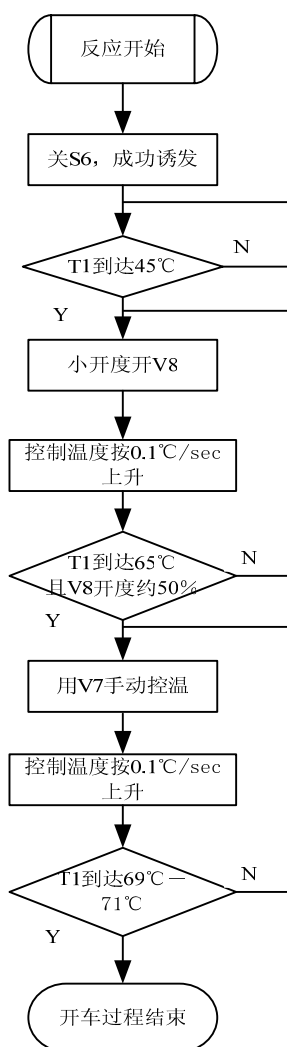


图8 反应过程开车步骤流程图

### 3. 6 压力安全监控

为保证化学反应过程的安全进行，以及反应设备和人员的安全，必须对反应釜内的压力进行实时的监测和控制，具体监控方法可表示如下：

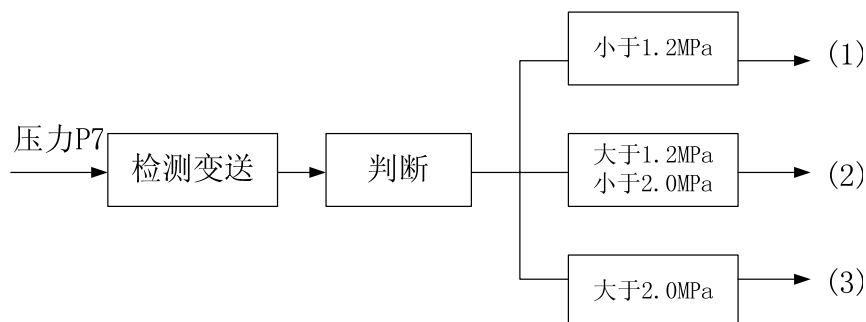


图9 压力监控示意图

对压力进行监测，判断压力值的范围，可分为 3 种情况，由于反应压力主要受釜内温度和 A 物质进料量的影响，而通过改变温度去调节压力时会因降温而产生次品或废品，且由于温度的大延迟，压力的调整时滞太大，所以对压力的控制主要通过控制物质 A 的进料量。对 3 种情况分别采取不同的措施。即：

1.  $P7 < 1.2MPa$  时；不改变反应状态，让反应继续进行。

2.  $1.2MPa \leq P7 < 2.0MPa$  时；为了降低反应物 A 的进料，同时避免转化率的下降，采取维持反应物的比值不变，减小总进料流量的方法进行减压。必要时，手动加大冷却量以降温。

3.  $P7 \geq 2.0MPa$  时。遵照一定的停车顺序迅速停车。

停车时：停止进料，加大出料，加大冷却水量。出料完毕后，冷却一段时间再关水阀。

## 4. 阀门流量特性的选择

在 MPCE 实验系统中，提供了四种流量特性的阀门，分别是：线性，等百分比，抛物线和快开四种。对于阀门流量特性的选取，需考虑阀门所在的控制系统中的被控对象的特性，即根据控制系统稳定运行准则，也就是说可以通过选择控制阀门的流量特性来补偿被控对象的非线性，使得广义对象（包括阀门和对象）的特性不变。基于以上考虑对不同的阀门进行流量特性的选择。

### 1) 反应物进料阀和反应器出口阀的选型

V4, V5, V6, V9 这四个阀门的主要作用是通过对它们开度的调节来对进料流量和比例以及液位的控制，其中存在的关系都是线性关系，同时在 MPCE 实验系统中不用考虑阀门的工作流量特性，所以根据控制系统稳定运行准则，这四个阀门全部选择线性流量控制的阀门

### 2) 蛇管和夹套的冷却水阀的选型

在对反应釜中反应温度进行控制时，是以蛇管和夹套的冷却水阀 V7 和 V8 的开度（或流量）作为操作变量来控制反应温度，所以冷却水阀 V7 和 V8 的选型应结合反应温度的控制系统的特性来进行。

在对反应温度控制系统的对象特性分析时，忽略反应釜中的化学反应，将被

控对象简化为无相变的热交换过程，同时忽略动态的延迟，将对象特性简化为热交换器的静态特性。

热交换器结构如下

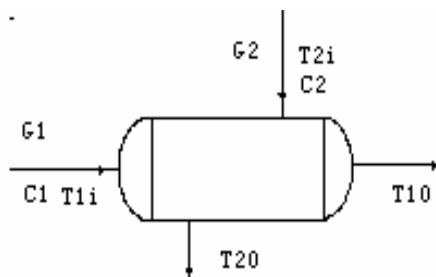


图 10 热交换器结构图

其中  $C_1$  与  $C_2$  为工业介质与载热体的比热容， $T_{10}$  和  $T_{1i}$  为工业介质的出口和入口温度， $T_{2i}$  和  $T_{20}$  为载热体的入口和出口温度， $G_1$  和  $G_2$  为工业介质与载热体的流量。根据热量平衡建立模型，经分析得出载热体流量与工业介质的出口温度关系如图所示

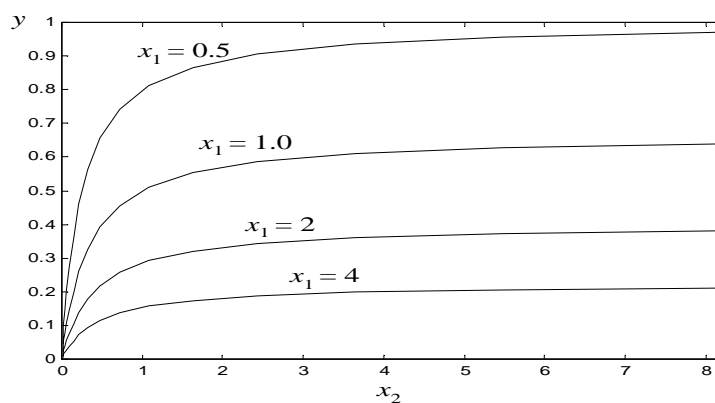


图 11 载热体流量与工业介质出口温度关系

$$\text{其中: } x_1 = \frac{G_1 c_1}{KF_m} \quad x_2 = \frac{G_2 c_2}{KF_m} \quad y = \frac{T_{1o} - T_{1i}}{T_{2i} - T_{1i}}$$

从图中可看出对象具有非线性饱和特性，冷却水阀 V7 和 V8 选择等百分比流量特性的控制阀来补偿。

## 5. 方案总结

综上，我们从系统及控制要求开始给出了完整的控制工程报告，以指导在比赛中实现预期的控制效果。

我们认为反应釜温度控制是反应釜控制方案设计中的一个关键问题，因此把温度控制作为整个控制方案的重点。经过我们分析，把温度控制分为升温段和恒温段，采用不同的控制方法，以期能够得到最佳的控制效果。同时，我们也给出了包括液位、流量、物料比值等一系列因素的控制方案，给出阀门特性选择并且说明其选择的原因。

我们经过七月中旬在北京化工大学的培训，对本次比赛所使用的硬件设备已经有初步的了解。因此我们在设计过程中充分考虑到方案在设备上的可行性，并且相信本方案能够达到令人满意的控制效果。