

1 控制对象简介

所选被控对象为工业过程常见的搅拌釜式反应器（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和夹套进行冷却。其工艺流程如图 1-1 所示：

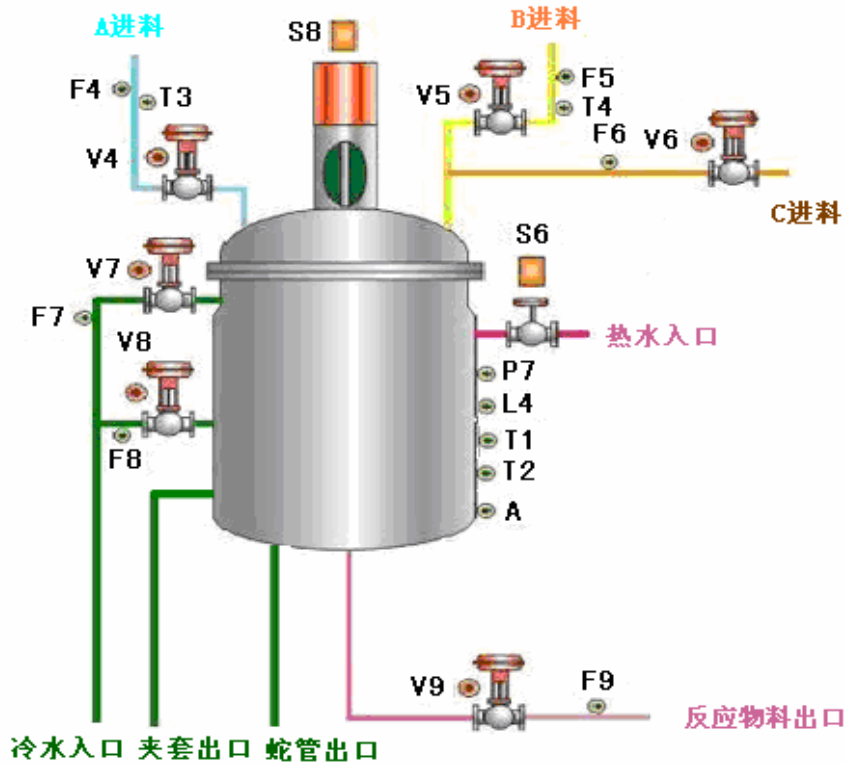


图 1-1 搅拌釜式反应器

被控对象的测控条件如表 1-1 所示：

表 1-1 反应器测控条件

测控条件标号	物理量	单位
F4	反应物 A 进料流量	729 公斤/h
F5	反应物 B 进料流量	1540 公斤/h
F6	催化剂 C 进料流量	88 公斤/h
F8	冷却水流量（夹套冷却）	最大 42t/h
F9	反应物料混合液出口流量	公斤/h
T1	反应温度	℃
T2	夹套内壁温度	℃
T3	反应物 A 温度	℃
T4	反应物 B 温度	℃

表 1-1 (续)

P7	反应压力	MPa (绝压)
L4	反应器料位	% (0-1.3m, 0-100%)

被控对象的设备参数如表 1-2 (阀门公称直径 Dg、国标流通能力 Kv) 所示:

表 1-2 设备参数

设备参数标号	执行机构	参数
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
V4	反应物 A 进料阀	Dg25, Kv=3.42 (Cv=4)

反应器直径为 1000mm, 釜底到上端盖法兰高度为 1376mm, 反应器总容积 0.903m³, 耐压 2.5MPa。

该连续反应系统是反应物 A 与反应物 B 在催化剂 C 作用下发生反应, 生成产物 D, 反应温度稳定在 70.1℃。

反应设备为带搅拌器的釜式反应器。反应器为标准盆头釜, 其耐压约 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 1.5MPa。反应器压力报警上限组态值为 1.2MPa。

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, 为了提高控制精度, 系统对夹套内壁和物料 A、B 进口的温度进行了检测, 分别记作: T2、T3、T4。系统液位为 L4, 反应器出口浆液流量为 F9, 由出口阀 V9 控制其流量。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, 并由在线分析仪测出它们的百分比浓度。

反应器设置两类冷却装置。第一类为蛇管冷却, 冷却水入口流量为 F7, 由阀门 V7 控制流量。第二类为夹套冷却, 冷却水入口流量为 F8, 由阀门 V8 控制流量。此外, 在反应初期, 需要由反应器夹套加热水来触发反应。该热水由开关阀 S6 引入。反应器搅拌电机开关为 S8。

1.1. 系统设计

1.1.1. 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进料流量及比例控制、反应器液位控制、反应温度控制、反应器压力和液位安全控制，以及开车顺序控制 5 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，模块要求热插拔，电源要求冗余。

1.1.2. 系统网络结构

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 S7-300 PLC 4 个站；PROFIBUS 网络主站为 S7-300PLC，从站为远程 I/O ET200M 从站、人机界面从站和 AS-i 总线接口从站。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。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。系统结构如图 1-2 所示。

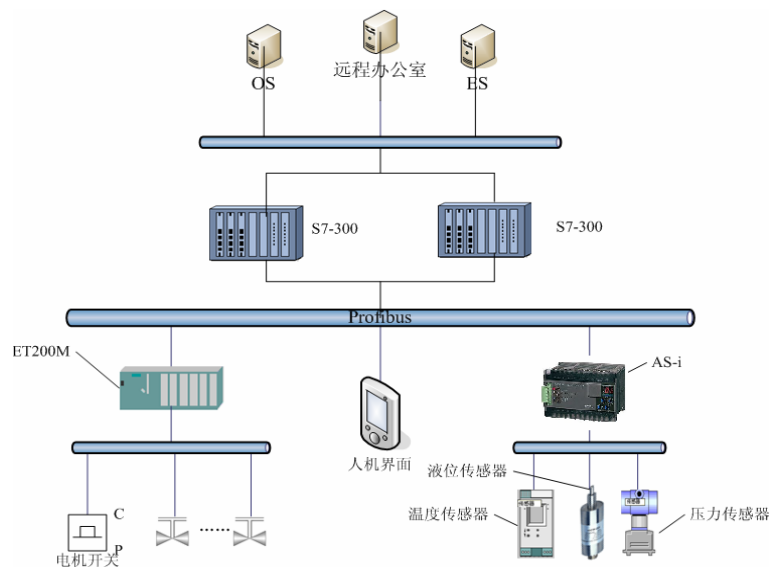


图 1-2 系统结构图

S7-300PLC 通过以太网与工程师站以及操作员站相连, PLC 的 CPU、IM153、AS-i 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 1-3 所示:

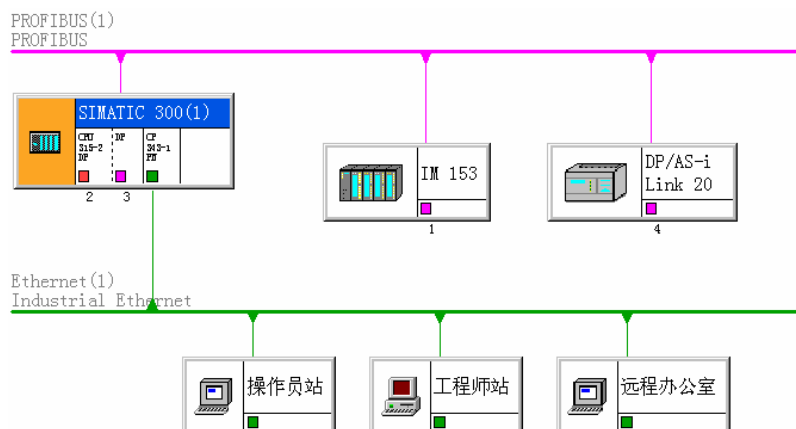


图 1-3 系统网络结构图

1.1.3. 系统硬件配置

通过对控制对象的分析, 本系统有 18 个模拟量输入, 6 个模拟量输出, 2 个数字量输入, 2 个数字量输出表, 系统的 I/O 如表 1-3:

表 1-4 输入输出参数

	输入	输出
模 拟 量	反应物 A 进料阀门	反应物 A 进料阀门
	反应物 A 进料流量	
	反应物 A 温度	
	反应物 B 进料阀门	反应物 B 进料阀门
	反应物 B 进料流量	
	反应物 B 温度	
	催化剂 C 进料阀门	催化剂 C 进料阀门
	反应物 C 进料流量	
	冷却水 (蛇管) 阀门	冷却水 (蛇管) 阀门
	冷却水 (蛇管) 流量	
	冷却水 (夹套) 阀门	冷却水 (夹套) 阀门
	冷却水 (夹套) 流量	
	反应器压力	
	反应物出口阀门	反应物出口阀门
	反应物出口流量	
	反应器料位	
	反应器温度	
	夹套内壁温度	

表 1-5 (续)

数字量	热水阀 (开、关)	热水阀 (开、关)
	反应器搅拌电机开关 (开、关)	反应器搅拌电机开关 (开、关)

通过对网络结构的分析，本系统由 DP 网络和工业以太网 PROFINET 组成，其中 DP 主站为 S7-300，网络上挂接远程 I/O ET-200M 和带 AS-i 接口的传感器两个从站。其中 S7-300 主机架上放置有电源模块、一个带 DP 接口的 S7-300 的 CPU 模块和一个工业以太网接口卡。各部分配置为：两个 SITOP 型号电源，这样选择考虑了冗余，使系统能够稳定的工作；PLC 主站的 CPU 型号为 S7-315-2-DP，工业以太网 PROFINET 接口卡选用 CP343-1 PN，如表 1-6 所示：

表 1-6 主机架模块

序号	名称	型号	数量
1	电源模块	SITOP	2
2	CPU 模块	CPU315—2DP	1
3	PROFINET 接口卡	CP343-1 PN	1

硬件配置如图 1-4 所示：

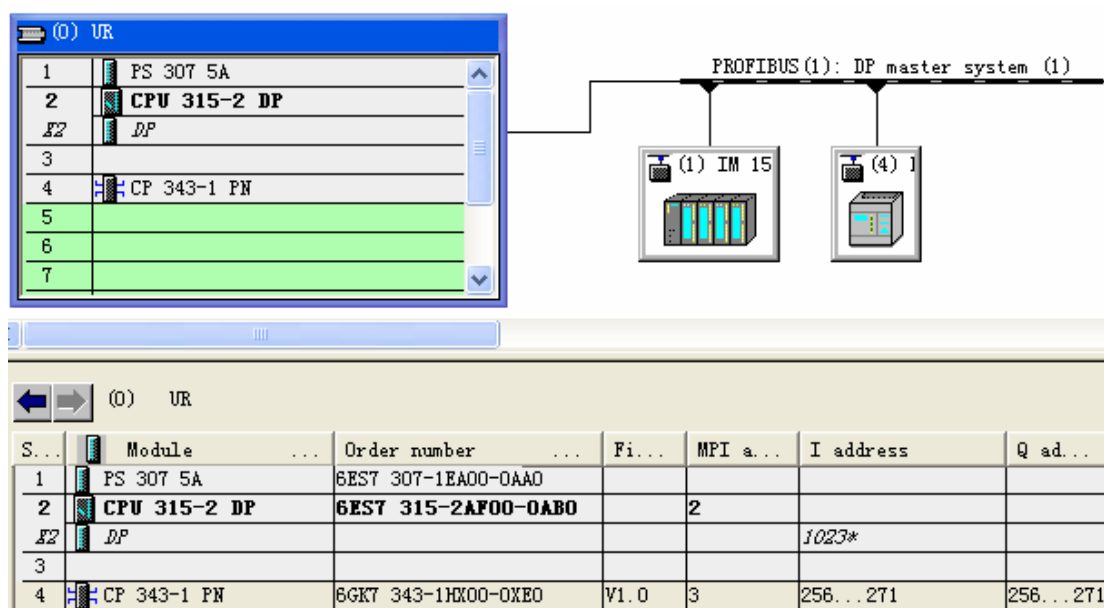


图 1-5 主机架上的硬件配置

PROFIBUS 的两个从站，其中 ET200M 从站通过 IM153 接口模块挂接模拟量、数字量输入输出模块，AS-i 接口型号为 DP/AS-i Link 20。如图 1-6 所示：

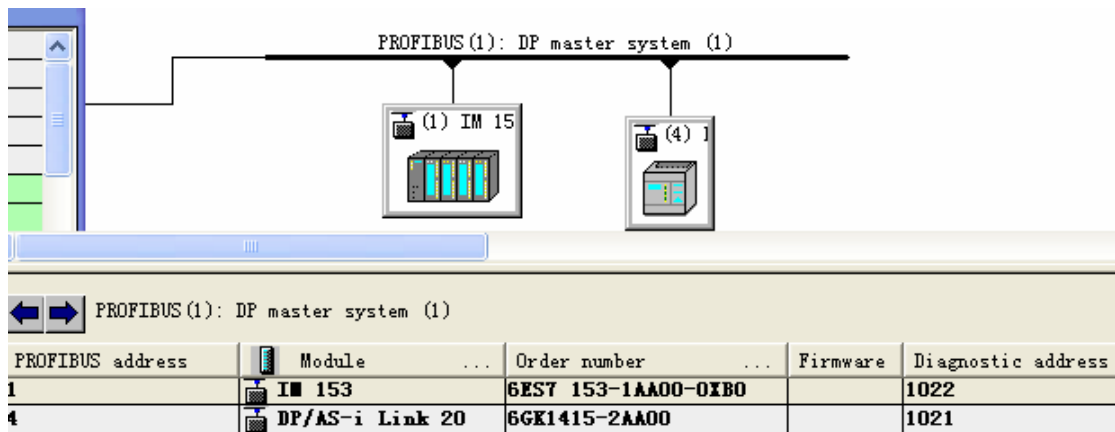


图 1-7 PROFIBUS 网络中的从站配置

根据系统的输入输出，ET200M 挂接的模拟量、数字量输入输出模块配置见下表：

表 1-7 ET200M 挂接的 I/O 模块选型

1	AI	模拟信号输入	SM331	2	2×8=16 AI	DC24V
2	AO	模拟信号输出	SM332	1	1×12=12AO	DC24V
3	AI/AO	模拟量输入输出	SM334	1	4AI,2AO	DC24V
4	DI/DO	数字量输入输出	SM323	1	8DI,DO	DC24V

硬件配置如图 1-8 所示：

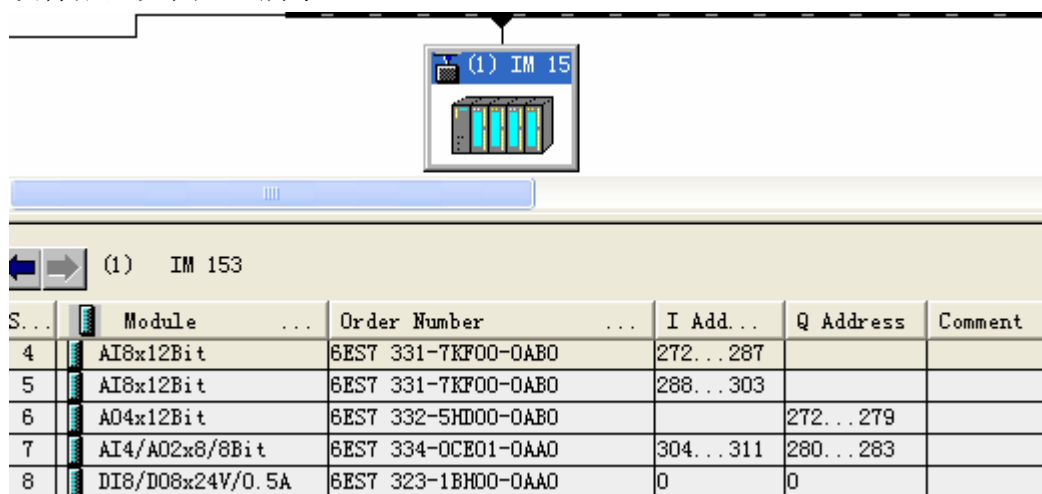


图 1-9 ET200M 从站配置

1.2. 对象特性描述

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. 阀门特性

调节阀的流量特性，即流量 Q 与阀杆行程 L 间的函数关系：

$$Q = f(L) \quad (1.1)$$

也可用相对值表示

$$q = \varphi(l) \quad (1.2)$$

式中 $q = Q/Q_{\max}$, $l = L/L_{\max}$, Q_{\max} 为阀全开时的流量, L_{\max} 为阀杆的全行程。

依据函数关系的不同, 流量特性可分为线性型、对数(等百分比)型、快开型和抛物线型等。

1. 线性型

$$dq = kdl \text{ 或 } d(Q/Q_{\max}) = kd(L/L_{\max}) \quad (1.3)$$

式中 k 为比例系数, 积分后得到

$$\frac{Q}{Q_{\max}} = k \frac{L}{L_{\max}} + C_0 \quad (1.4)$$

式中 C_0 为积分常数。已知

$$L = L_{\max} \text{ 时, } Q = Q_{\max} \quad (1.5)$$

$$L = 0 \text{ 时, } Q = Q_{\min} = \frac{Q_{\max}}{R} \quad (1.6)$$

式中的 R 为可调范围, 一般为 30。

由此可知

$$C_0 = \frac{1}{R}, \quad k = 1 - \frac{1}{R}$$

流量 (Q/Q_{\max}) 与阀杆行程 (L/L_{\max}) 间的关系式是

$$\frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{1}{R} \left[1 + (R-1) \frac{L}{L_{\max}} \right] \quad (1.7)$$

如果我们将调节阀的增益记为 K_v , 定义 $K_v = dQ/dL$, 则线性阀的 K_v 不随 Q 而变化, 当 Q_{\max} 为恒值时, K_v 为常数。

2. 对数型(等百分比)

$$dq = kqdl, \text{ 或 } d\left(\frac{Q}{Q_{\max}}\right) = k\left(\frac{Q}{Q_{\max}}\right)d\left(\frac{L}{L_{\max}}\right) \quad (1.8)$$

积分后, 得到流量与阀杆行程间关系式是

$$\frac{Q}{Q_{\max}} = R \left(\frac{L}{L_{\max}} - 1 \right) \quad (1.9)$$

对数阀的增益 K_v 随着 Q 的增加而迅速上升。

因为 Q 的对数值与 L 间呈线性关系，所以称为对数型。又因为 L 增加相同的间隔时 Q 增长相同的百分比，所以亦称为百分比特性。

2. 快开型

$$dq = kq^{-1} dl, \text{ 或 } d \left(\frac{Q}{Q_{\max}} \right) = k \left(\frac{Q}{Q_{\max}} \right)^{-1} d \left(\frac{L}{L_{\max}} \right) \quad (1.10)$$

积分后，得到流量与阀杆行程间的关系式是

$$\frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{1}{R} \left[1 + (R^2 - 1) \frac{L}{L_{\max}} \right]^{1/2} \quad (1.11)$$

快开型的 K_v 随着 Q 的增加而下降。在 L 从 0 开始的一段区间内， Q 上升很快，故称为快开型。在需要快开特性的场合使用。

3. 抛物线型

$$dq = kq^{1/2} dl, \text{ 或 } d \left(\frac{Q}{Q_{\max}} \right) = k \left(\frac{Q}{Q_{\max}} \right)^{1/2} d \left(\frac{L}{L_{\max}} \right) \quad (1.12)$$

积分后，得到流量与阀杆行程的关系式是

$$\frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{1}{R} \left[1 + (\sqrt{R} - 1) \frac{L}{L_{\max}} \right]^2 \quad (1.13)$$

抛物线型阀的 K_v 随着 Q 的增加而上升，但不像对数型那样厉害。总的来说，其特性介于线性阀与对数阀之间。图 1-10 给出了以上四种类型的 $q \sim l$ 曲线。

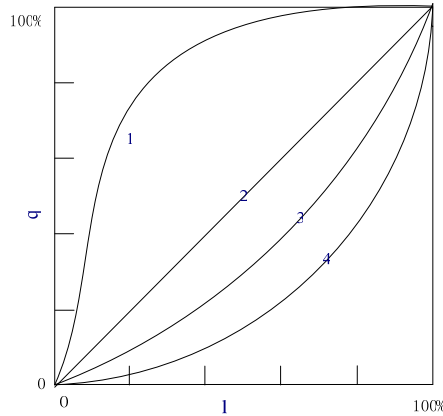


图 1-10 阀的流量特性

1—快开型 2—线性型 3—抛物线型 4—对数型

在流量特性问题上，必须区别两种情况：

(1) 阀两端压降固定不变时的流量特性称为理想特性。阀门制造厂提供的特性就是这种特性，通常有线性型、对数型与快开型三类。

(2) 在实际工作时，阀两端的压降会随流量而变化，这时的流量特性称为工作特性。设管路系统的总压差为 Δp_T ，由液体提升高度引起的压差为 Δp_h ，阀两端的压降为 Δp_v ，管路其他部分的压降为 Δp_1 ，则

$$\Delta p_T = \Delta p_h + \Delta p_v + \Delta p_1 = \Delta p_h + \Delta p_f \quad (1.14)$$

式中 $\Delta p_f = \Delta p_v + \Delta p_1$ ，为阻力引起的总压降，如图 1-11 (a) 所示。

虽然 Δp_h 通常为恒值，然而 Δp_1 是随着流量 Q 而变化的，甚至近乎与 Q^2 成比例。因此，即使 Δp_T 保持不变， Δp_v 仍总是随着流量的增加而减小的，图 1-11 (b) 表明了这种关系。

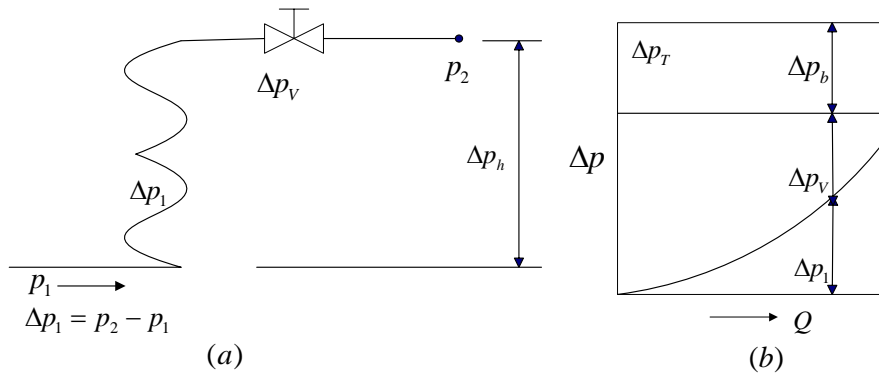


图 1-11 Δp_v 与流量的关系

由于 Δp_v 不是恒值，流量特性线将发生变化，图 1-12 (a) 是 $Q \sim L$ 关系曲线的变化。如果分别以各自的最大流量 Q_{\max} 和 Q'_{\max} 为基准，改绘成 $q \sim l$ 曲线，则工作特性曲线将上凸，如图 1-12 所示。理想特性为线性的将向快开型靠近，为对数型的则将向线性型靠近。

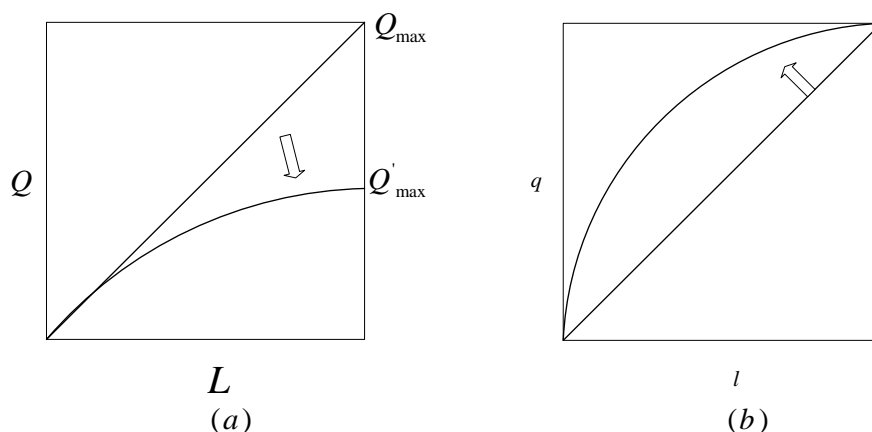


图 1-12 工作特性的畸变

流量特性的选择通常分两部进行，先依据控制系统的要求，确定工作特性；再依据流量特性的畸变程度，确定理想特性，作为向制造厂定货的规格内容。

阀门全开时的压降 Δp_v 与管路总压降 Δp_f （一般不包括 Δp_h ）之比值记为 S ，在 S 值愈小时，特性曲线的畸变愈甚。在控制工程设计中，要解决理想特性的选型，也要考虑 S 值的选取问题。

过程特性往往是很难获得的，通常采用经验法来选择调节阀的流量特性。表 1-8、表 1-9 为常用的调节阀流量特性经验选择参考表。若系统中同时存在几个扰动，则应以经常起作用的主要扰动来选择；若过程时间常数较大，则应按其动态特性来选择；在一般情况下，可按过程的静态特性来选择。

表 1-8 建议选用的调节阀工作特性

控制系统	主要干扰	选用工作流量特性
流量	给定值	直线
		对数
	调节阀压差	对数
		对数
温度	给定值	直线
	调节阀压差	对数
	调节流体温度	对数
	被调流体的入口温度	直线
	被调流体的流量	对数

表 1-8 (续)

液位	入口	给定值	直线
	调节	被调液位设备出口阻力	直线
	出口	给定值	对数
	调节	被调液位设备出口流量	直线

当 S 值大于 0.6, 比较接近于 1 时, 可以认为理想特性与工作特性的曲线形状相近, 此时工作特性选什么类型, 理想特性就选相同的类型。当 S 值小于 0.6 时, 理想特性有显著畸变。当选择的工作特性为线性时, 理想特性应采用对数型; 当选择的工作特性为快开型时, 理想特性应采用线性型; 当选择的工作特性为对数型时, 理想特性仍用对数型。

在总结经验的基础上, 已归纳出一些结论, 可以直接依据被控变量与有关情况选择调节阀的理想特性。表 1-9 是较为简单和可靠的。

表 1-9 建议选用的调节阀理想特性

被控变量	有关情况	选用理想特性
流量 (变送器输出信号与 Q 成正比)	设定值变化	线性型
	负荷变化	对数型
流量 (变送器输出信号与 Q^2 成正比)	串接, 设定值变化	线性型
	串接, 负荷变化	对数型
	旁路连接	对数型
温度		对数型
液位	Δp_v 恒定	线性型
	$(\Delta p_v)_{Q_{\max}} < 0.2(\Delta p_v)_{Q_{\min}}$	对数型
	$(\Delta p_v)_{Q_{\max}} > 2(\Delta p_v)_{Q_{\min}}$ (快开型

1.2.2. 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。

反应器内液位越高, 反应停留时间越长; 反之, 液位越低, 反应停留时间越短。要提高反应停留时间, 就要提高液位和增大出料流量。控制反应器内液位的高度和出料的流量是提高生产率的关键。

1.2.3. 反应温度与反应转化率

当前反应属于放热反应，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，因为此时出口物料流量和夹套冷却水会带走热量。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。

1.放热非自衡系统：温度越高，反应速度越快；反应速度越快，放热越多，温度越高。

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

3.冷却装置分为夹套与蛇管两种。其中，夹套冷却作用主要受反应器内料位的高低、冷却水流量影响。蛇管冷却作用主要受冷却水流量影响。

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。冷却水流量的变化随阀门的开关变化较快、时间常数较小。常规控制系统（如PID单回路控制系统）效果不佳。

如图 1-13 反应温度曲线所示，在反应物料 A、B 和催化剂 C 加入搅拌釜后，加热水诱发反应。从 0 到 A 时间段内，反应器内的温度从 0℃ 上升到 40℃ 后，停止加热水。因为该反应为放热反应，到达 A 时刻，开始加冷却水使 A 到 B 时间段内，曲线呈线性。但要保证曲线的斜率小于 0 到 A 时间段内的曲线斜率，同时保证温度以 0.1℃/s 速率上升，至直升温到 70.1℃，其间的曲线是振荡向下稳定。最终保证反应器内的温度维持在 70.1℃。

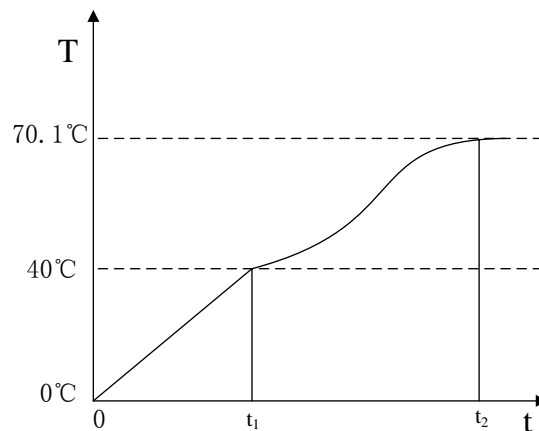


图 1-13 反应温度曲线

1.2.4. 反应压力

反应压力的高低主要取决于反应器中反应物 A 和 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 1.0MPa, 70.1℃时已超过 3.0MPa, 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 和 B 混合后, 混合气体的总压力降低。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的压力。

在物料 A 与 B 的进料流量比不变的情况下, 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.反应器中的压力来自于液相物质 A 和 B 挥发形成的蒸汽压力。

2.反应压力主要由物料 A 和 B 各自的压力乘以所占比例来决定。A 物质压力较大, 混入物质 B 后, 总压力有所下降。

3.反应压力随温度的增高急剧上升, 本反应器最大耐压 2.5MPa。

1.3. 系统分析

在反应器中发生的反应有三个主要特点: 在反应开始前, 反应物必须升高到指定的反应温度; 反应是放热反应; 反应速度随温度升高而增加。

整个系统的控制目标是得到一定转化率的产品, 对于一个既定的反应系统来说, 当反应温度、压力、进料的温度、浓度、停留时间这些条件确定时, 出口的状态也基本上被确定了。而在这些条件中, 温度占主导地位, 所以在反应器控制方案中, 以温度作为被控变量用得很广泛。

为使反应发生, 必须给反应物提供热量。但是, 一旦反应发生后, 则必须及时将热量移走, 以维持一个稳定的反应温度。此外, 转化率取决于给定温度、给定时间下的反应速率, 这个给定时间即为反应物在反应器中的停留时间。因此, 首先需对反应器进料流量与液位进行控制, 来维持一定的停留时间。对于进料流量控制, 采用乘法器形式的双闭环变比值控制系统; 液位的控制采用 PI 调节器组成的单闭环控制回路, 这样也就保证了组分在允许范围内变化; 温度控制是整个系统最重要的环节, 只有温度保持在给定值上, 反应才能稳定进行, 为此考虑到扰动与滞后的影响, 采用由串级控制、前馈控制及分程控制组成的复杂控制系统; 压力和液位安全控制通过联锁保护来实现, 它是确保生产安全进行的重要环节; 开车过程根据具体开车步骤进行顺序控制, 主要是保证开车的安全平稳进行。

2 控制方案设计

2.1. 进料流量及比例控制

2.1.1. 控制要求

搅拌釜式反应器共有三股连续进料。要保证三股物料以一定的比例进料(A: B: C=1: 2.11: 0.12), 同时控制系统能够克服每股进料的流量扰动, 以及适应生产灵活性, 所以采用变比值控制系统。

2.1.2. 控制方案的设计

该方案的控制目标是实现三股物料按一定比例进料, 从而保证整个反应过程能够充分完成。给定比例(A: B: C=1: 2.11: 0.12)应保持不变, 而三股进料流量任何一个波动都会对给定比例产生影响, 这是控制系统要克服的主要扰动。

1. 被控变量的选择

根据控制要求和工艺可知, 三股进料的流量要保持在成给定比例的三个数值上不变, 而三种物料必定是按照给定比例参与反应并得到相应数量的最终产物D。那么从阀门V9流出的混合液中未参与反应的A、B、C之间百分比浓度的比值就能直接反映进料流量比例, 所以直接选取B、A之间百分比浓度的比值和C、A之间百分比浓度的比值为被控变量。

2. 操纵变量的选择

比值控制中通常有主动量和从动量之分。在比较简单的情况下, 它在结构上和简单控制系统一样, 常用的控制方法有两种形式: 一种是把主动量的测量值乘以某一系数后作为从动量控制器的设定值, 这是一种典型的随动系统; 另一种是把流量的比值作为被控制变量, 这是一种典型的定值系统, 只不过从动量控制器的测量值是由两个流量值相除得出。两者都属基本的形式, 这类系统中都只有一个控制回路, 通常称为单闭环比值控制系统。

第二大类是主动量也同时设有流量控制回路的系统, 通常称为双闭环比值控制系统。如果分割开来看, 结构上仍是两个简单控制系统。然而, 当主动量达不到设定值时, 或由于特大扰动而使主动量偏离设定值时, 采用双闭环比值控制系统能使三者的流量比例仍保持一定。双闭环比值控制能实现主动量的抗扰动、定值控制, 使主、从动量均比较稳定, 从而使总物料也比较平稳, 这样, 系统总负荷也将是稳定的。双闭环比值控制的另外一个优点是升降负荷方便, 只需缓慢的改变主动量控制器的给定值, 这样从动量自动的跟踪升降, 并保持原来比值不变。

第三大类是比值设定值由另一个控制器给出，该系统称为变比值控制系统，结构上是以比值控制系统为副回路的串级控制系统。

综合考虑上述三类控制方法，进料流量及比例控制子系统采用乘法器形式的双闭环变比值控制结构。如图 2-1 所示，主动量为 A 并设有流量控制回路，其中被控变量和操纵变量同为 A 物料的流量；从动量为 B 和 C，显然操纵变量就是 B 和 C 的进料流量；利用产物中 B 百分比浓度与 A 百分比浓度的比值和 C 百分比浓度与 A 百分比浓度的比值分别来调节比例系数 K_1 、 K_2 ，操纵变量将随之产生作用，从而使得进料流量及比例控制达到一个很好的效果。

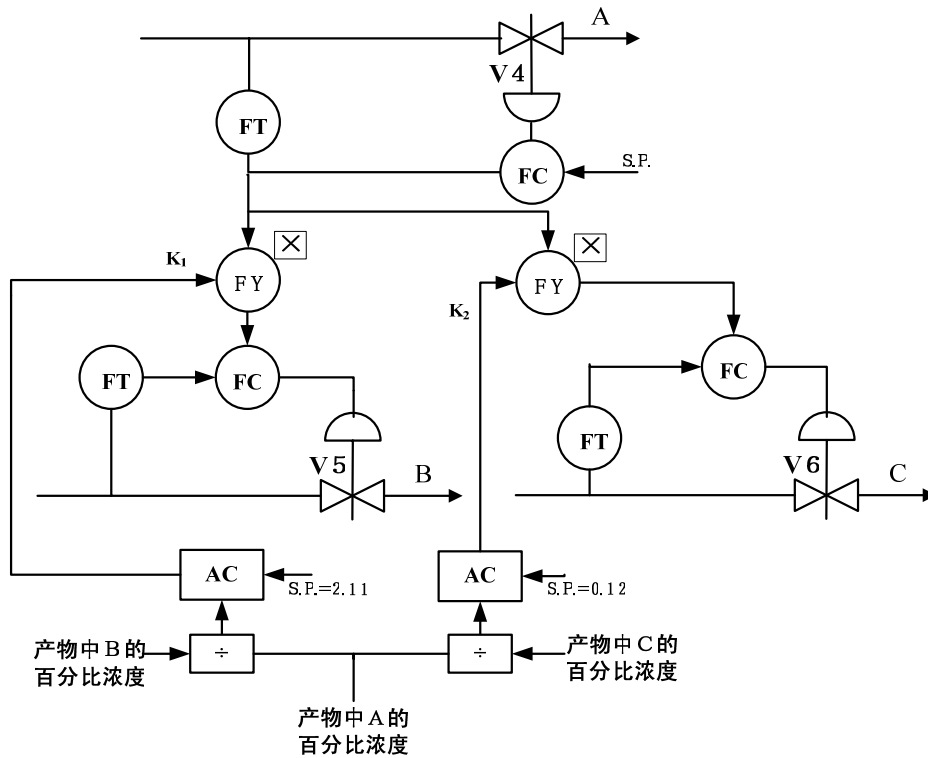


图 2-1 进料流量及比例控制子系统结构图

3. 阀门特性的选择

在系统出现事故时，考虑到人身和设备的安全以及物料的节约，应选用气开式调节阀；进料流量及比例控制子系统的主要干扰是调节阀压差，根据表 1-8 阀门 V4、V5、V6 的工作流量特性选择对数型调节阀；阀门 V4、V5、V6 均与检测元件串接在同一管道上且负荷有变化，根据表 1-9 它们的理想流量特性选择对数型调节阀。

4. 控制规律的选择

在串级控制系统中，主调节器 AC 起定值控制作用，副调节器 FC 起随动控制作用。主参数是工艺操作的主要指标，允许波动的范围比较小，一般要求无余差，所以，主调节器应选 PI 或 PID 控制规律。副参数的设置是为了保证主参数的控制质量，可以在一定范围内变化，允许有余差，因此副调节器只要选 P 控制

规律就可以了。物料 A 的控制应保证高精度，因为它的控制性能决定了后面比值控制的质量，所以 A 控制回路选择 PID 调节器。

PID 调节器构成的闭环控制回路一般原理如图 2-2 所示

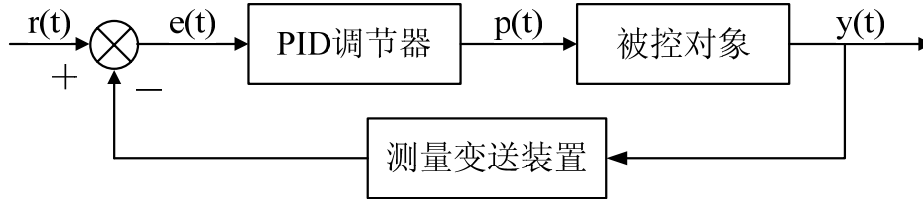


图 2-2 控制系统框图

图中 $r(t)$ 为给定值， $y(t)$ 为被控对象的输出， $p(t)$ 为调节器的控制输出，而偏差函数 $e(t)$ 为

$$e(t) = r(t) - y(t) \quad (2.1)$$

PID 调节器输出函数 $p(t)$ 为

$$p(t) = K_p \left[e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (2.2)$$

(2.2)式即 PID 控制函数的微分形式，其 K_p 为比例常数， T_i 为积分时间常数， T_d 为微分时间常数。采样时间 nT_s ，所以

$y(t) = y(nT_s)$, $e(t) = e(nT_s)$, $r(t) = r(nT_s)$, $p(t) = p(nT_s)$ ，此时该偏差为

$$e(nT_s) = r(nT_s) - y(nT_s) \quad (2.3)$$

对(2.2)式进行离散化，可以分别用下面各式代替(2.2)式中积分项和微分项，有

$$\frac{de(t)}{dt} \approx \frac{e(nT_s) - e((n-1)T_s)}{T_s} \quad (2.4)$$

$$\int e(t) dt \approx \sum_{j=1}^n e(jT_s) T_s = T_s \sum_{j=1}^n e(jT_s) \quad (2.5)$$

将式(2.4)、式(2.5)代入式(2.2)得

$$p(nT_s) = K_p \left[e(nT_s) + \frac{T_s}{T_i} \sum_{j=1}^n e(jT_s) + \frac{T_d}{T_s} (e(nT_s) - e((n-1)T_s)) \right] \quad (2.6)$$

式(2.6)即为 PID 算法位置算式。通常采用增量算式，可知

$$p((n-1)T_s) = K_p \left[e((n-1)T_s) + \frac{T_s}{T_i} \sum_{j=1}^{n-1} e(jT_s) + \frac{T_d}{T_s} (e((n-1)T_s) - e((n-2)T_s)) \right]$$

所以增量

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= P(nT_s) - P((n-1)T_s) \\ &= K_p \left[\left(1 + \frac{T_s}{T_i} + \frac{T_d}{T_s}\right) e(nT_s) - \left(1 + 2\frac{T_d}{T_s}\right) e((n-1)T_s) + \frac{T_d}{T_s} e((n-2)T_s) \right] \end{aligned} \quad (2.7)$$

式(2.7)即 PID 算法一般表达式。当偏差形式不同，则具体控制方式不同。

2.2. 反应器液位控制

2.2.1. 控制要求

为了获得较大的反应停留时间，保证反应充分进行，控制系统要求液位处于 85%。

2.2.2. 控制方案的选择

本系统为一个连续的反应系统，为了保证生产的正常进行，物料进出需均衡，以保证过程的液位平衡。因此，工艺要求液位需维持在某给定值上下，或在某一小范围内变化。

1. 被控变量的选择

根据控制要求可知，反应器的液位应保持在 85%，所以直接选取液位为被控变量。

2. 操纵变量的选择

从整个反应过程来看，影响液位的有两个因素，一是流入反应器的流量，二是流出反应器的流量，调节这两个流量的大小均可改变液位高低。

$$L4 = f(F4, F5, F6, F9)$$

由于流入反应器的三个流量要保持在给定比例上不变，进料流量及比例控制子系统已使这三个量基本保持恒定，所以只能选择阀门 V9 为操纵变量。

图 2-3 表示出了具体的控制关系。液位控制系统框图如图 2-4 所示。

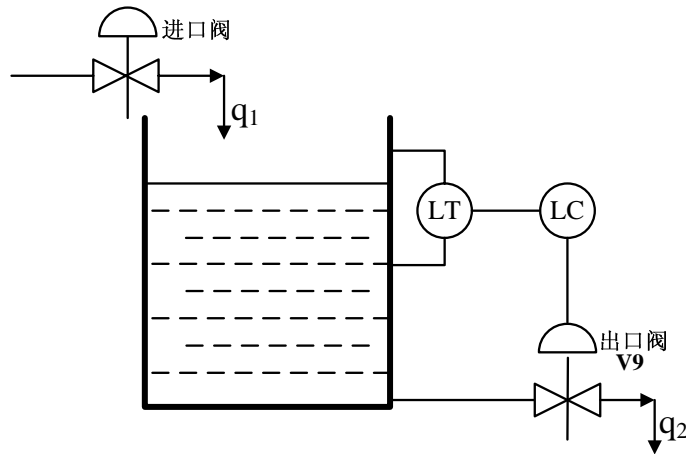


图 2-3 液位控制系统

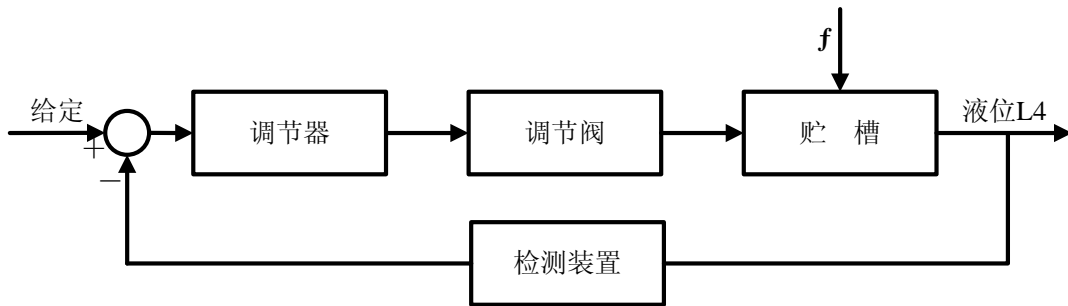


图 2-4 液位控制系统框图

3. 阀门特性的选择

为保证不产生物料量溢出，应选用气关式调节阀；反应器液位控制子系统为出口调节方式且主要干扰是被调液位设备出口处流量，根据表 1-8 阀门 V9 的工作流量特性选择直线型调节阀；根据表 1-9 阀门 V9 的理想流量特性选择对数型调节阀。

4. 控制规律的选择

根据控制要求可知，需精确控制液位使之处于 85%，所以为了消除余差，调节器选用 PI 作用控制算法即可。

PI 作用控制算法的方程式是：

$$U(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i} \right) E(s) \quad (2.8)$$

其中 T_i 是积分时间。式 (2.8) 是理想特性，往往是控制器实际特性的一种近似，当控制器采用图 2-5 PI 调节器的一种结构框图所示的结构时。

$$G_c(s) = \frac{K}{1 + \beta K \frac{T_i s}{1 + T_i s}} = \frac{\frac{1}{\beta} K (1 + T_i s)}{\frac{1}{\beta} (1 + T_i s) + K T_i s} \quad (2.9)$$

令 $\frac{1}{\beta} = K_c$ ，即为控制器的比例增益，则

$$G_c(s) = \frac{K_c(1+T_i s)}{\frac{K_c}{K} + \left(1 + \frac{K_c}{K}\right)T_i s} \quad (2.10)$$

控制器的稳态增益为 K 。

当 $K \gg K_c$ 时，上式可近似为

$$G_c(s) \approx \frac{K_c(1+T_i s)}{T_i s} = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right) \quad (2.11)$$

与理想特性接近。

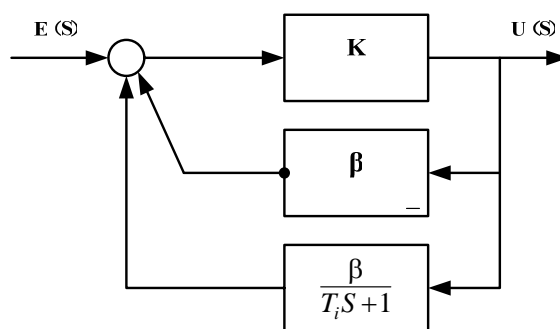


图 2-5 PI 调节器的一种结构框图

2.3. 反应温度及升温速率控制

2.3.1. 控制要求

在反应物料 A 、 B 和催化剂 C 加入搅拌釜后，加热水促使反应物反应。从 0 到 A 时间段内，反应器内的温度从 0°C 上升到 40°C 后，停止加热水。因为该反应为放热反应，到达 A 时刻，开始加冷却水使 A 到 B 时间段内，曲线呈线性。但要保证曲线的斜率小于 0 到 A 时间段内的曲线斜率，同时保证温度以 $0.1^\circ\text{C}/s$ 速率上升，至直升温到 70°C ，其间的曲线是振荡向下稳定。最终保证反应器内的温度维持在 70.1°C 。待反应正常后，为了保证温度稳定，温度控制系统还要求能够克服外部扰动。反应温度曲线如图 2-6 所示。

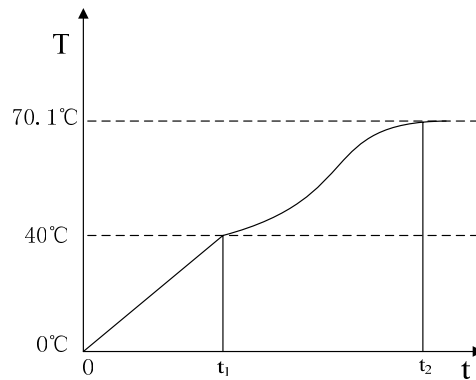


图 2-6 反应温度曲线

2.3.2. 控制方案的设计

温度是各种矛盾的焦点，在进料组分、流量和液位基本稳定的情况下，反应温度能够体现反应质量情况。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，并容易受到反应物料的流量与热值变化的影响。

1. 被控变量的选择

根据工艺可知反应温度要维持在 70.1℃，所以直接选取反应温度 T1 为被控变量。

2. 操纵变量的选择

反应是放热反应，为维持温度恒定，只能改变冷却水流量。所以选择蛇管与夹套的冷却水流量 F7、F8 为操纵变量。

3. 阀门特性的选择

考虑到事故状态时，人身、工艺设备的安全。当过程控制系统发生故障，应保证冷却水调节阀处于全开位置，使温度不致过高。温度控制系统是定值系统，进料流量与温度的扰动是主要扰动。除此以外被控过程本身是非线性过程，故工作特性选择对数型。参照表 1-9，调节阀的理想特性也选择对数型。

4. 开车过程中的等速升温控制

反应初期要用热水诱发，反应开始后由冷却水通过蛇管与夹套进行冷却。开车工作下，当 T1（反应温度）达到约 40℃，关闭热水加热阀 S6，若 T1 继续上升，则反应诱发成功。当 T1 达到约 45℃，逐渐以小开度开 V8(夹套冷却水阀)。观察 T1，同时调整冷却水量，使其约按 0.1℃/S 至速率上升。当 V8 开度达到约

50%时，且 T1 达到约 65℃，维持 V8 开度不变，改用 V7(蛇管冷却水阀)手动控温。手动调节 V7 时应保证维持 T1 连续升温，不得升温过快而失控。针对这一控制要求，设计了对于 V8 的等速升温的 PID 调节器，控制方案如图 2-7 所示。

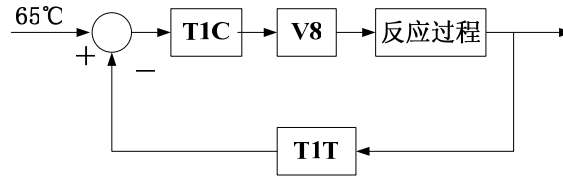


图 2-7 等速升温控制方案设计

图 2-7 中温度调节器 T1C 采用等速升温 PID 算法：当温度控制要求为等速升温时，由于被加热对象的输出函数不再是温度 $\theta(t)$ ，而应该是温度对时间的变化率 $\frac{d\theta}{dt}$ ，即升温速度，将其离散化为

$$y(t) = \frac{d\theta}{dt} \cong \frac{\theta((nT_s) - \theta((n-1)T_s))}{T_s} = y(nT_s) \quad (2.12)$$

而给定值此时并不是温度 θ ，而是升温速度，设升温速度为 v_θ ，给定升温速度可以从第 n 次温度给定值 $\theta(nT_s)$ 和第 $n-1$ 次温度给定值 $\theta((n-1)T_s)$ 来得到

$$r(t) = \frac{d\theta(t)}{dt} \cong \frac{\theta((nT_s) - \theta((n-1)T_s))}{T_s} = \frac{l}{T_s} = r(nT_s) \quad (2.13)$$

式(2.13)中， l 为等速升温的步长值，即两次采样时间内给定值温度的增加量， $l = v_\theta T_s$ 为常数。将式(2.12)和式(2.13)代入式 (2.3) 得到等速升温下第 n 次偏差 $e(nT_s)$ 的表达式为

$$\begin{aligned} e(nT_s) &= r(nT_s) - y(nT_s) = \frac{l - [\theta(nT_s) - \theta((n-1)T_s)]}{T_s} \\ &= \frac{\theta((n-1)T_s) + l - \theta(nT_s)}{T_s} \end{aligned} \quad (2.14)$$

当 PID 控制等速升温时，每次偏差 $e(nT_s)$ ，应采用式 (2.7) 进行计算得

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= P(nT_s) - P((n-1)T_s) \\ &= K_p \left[\left(1 + \frac{T_s}{T_i} + \frac{T_d}{T_s}\right) e(nT_s) - \left(1 + 2\frac{T_d}{T_s}\right) e((n-1)T_s) + \frac{T_d}{T_s} e((n-2)T_s) \right] \end{aligned}$$

2. 稳定状态下的恒温控制

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，在温度控制中设计了由前馈控制，分程控制及串级控制组成的复杂控制系统。总体的温度控制系统设计框图如图 2-8 所示。

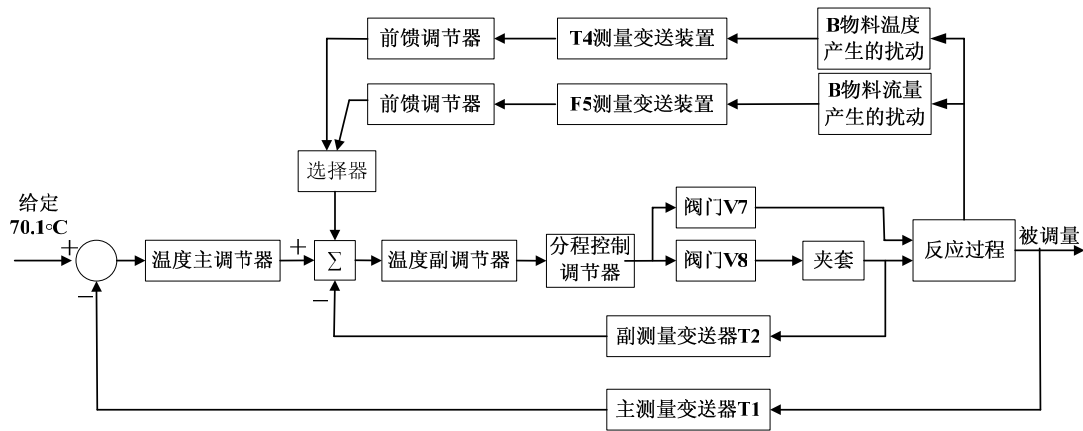


图 2-8 温度控制方框图

(1) 对于较大容量滞后的温度——温度串级控制

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。如果只采用单回路温度控制，其控制质量不能满足生产要求。为此可选择一个滞后较小的副参数，组成一个快速动作的副回路，以减少等效过程的时间常数，加快响应速度，从而取得较好的控制质量。用夹套中冷却水的温度（夹套内壁温度）T2 作为副被调量（副参数），用反应温度 T1 作为主被调量（主参数），从而构成由主、副两个控制回路组成的温度—温度串级控制。

①串级控制原理

在串级控制系统中，每个调节器都有各自的测量输入，但只有主调节器才有自己的独立的设定值，而且仅有副调节器的输出才送给被控过程。调节量、副调节器及其测量在回路内部又构成一个闭环。图 2-9 为串级控制系统框图。

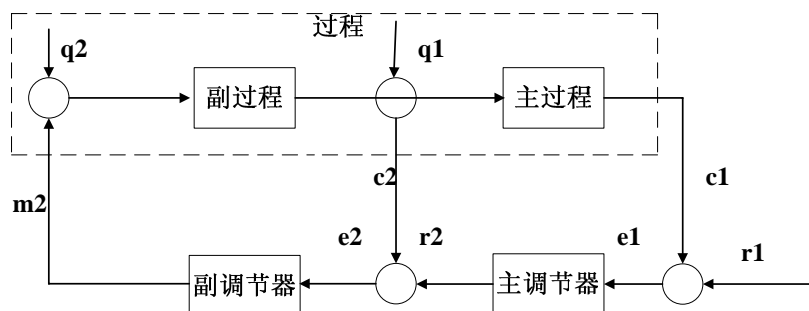


图 2-9 串级控制系统框图

②串级控制设计

在串级控制系统中，主、副调节器所起的作用是不同的。主调节器起定值控制作用，副调节器起随动控制作用。如图 2-10 为串级系统控制设计框图。

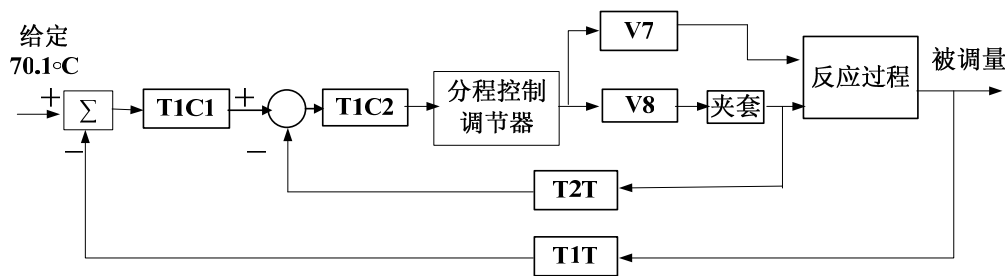


图 2-10 串级控制系统设计框图

③温度副调节器的设计

副调节器参数的设置是为了保证主参数的控制质量，可以在一定范围内变化，因此副调节器只要选 P 控制规律即可，一般不引入积分控制规律（若采用积分规律，会延长控制过程，减弱副回路的快速作用），也不引入微分控制规律（因为副回路本身起着快速作用，再引入微分规律会使调节阀动作过大，对控制不利）。在整定副调节器参数时，首先应设置内环的温度给定值（约为 68°C 左右）。只有使内环达到稳定性要求后，才能接入外环进行调节。

④温度主调节器的设计

主调节器参数是工艺操作的主要指标，允许波动的范围比较小，一般要求无静差，因此主调节器应选 PID 控制规律。

由以上介绍的 PID 控制算法一般表达式，可推导出恒温控制 PID 算法。

增量 ΔP_n 为

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= P(nT_s) - P((n-1)T_s) \\ &= K_p \left[\left(1 + \frac{T_s}{T_i} + \frac{T_d}{T_s}\right)e(nT_s) - \left(1 + 2\frac{T_d}{T_s}\right)e((n-1)T_s) + \frac{T_d}{T_s}e((n-2)T_s) \right] \end{aligned} \quad (2.15)$$

当恒温控制时，被加热对象输出为温度，可设 $\theta(t)$ ，即 $y(t) = \theta(t)$ ，离散化为 $\theta(nT_s)$ ，而给定值为恒定温度，设为 $\theta(t)$ ，则有

$$\begin{cases} e(nT_s) = \theta - \theta(nT_s) \\ e((n-1)T_s) = \theta - \theta((n-1)T_s) \\ e((n-2)T_s) = \theta - \theta((n-2)T_s) \end{cases} \quad (2.16)$$

由式(2.11)和式(2.12)构成可推导出完整的恒温控制 PID 增量法基本算式。

在普通的 PID 调节算法中，由于积分系数 K_I 是常数，因此，在整个调节过程中，积分增益不变。但系统对积分项的要求是系统偏差大时积分作用减弱以至全无，而在小偏差时则应加强。否则，积分系数取大了会产生超调，甚至积分饱和，取小了又迟迟不能消除静差。而采用变速积分可以很好地解决这一问题。

变速积分的基本思路为：偏差大时，积分累积速度慢，积分作用弱；偏差小

时，积分累积速度快，积分作用强。为此，设置系数 $f[E(K)]$ ，它是偏差 $E(K)$ 的函数，当 $E(K)$ 增大， $f[E(K)]$ 减小；反之则增加。每次采样值用 $f[E(K)]$ 乘 $E(K)$ ，再进行累加：

$$P_I(K) = K_I \left\{ \sum_{j=0}^{K-1} E(j) + f[E(K)]E(K) \right\} \quad (2.17)$$

其中 $P_I(K)$ 为变速积分的输出值， $f[E(K)]$ 与 $E(K)$ 的关系可表示为：

$$f[E(K)] = \begin{cases} 1 & E(K) \leq B \\ \frac{A+b-|E(K)|}{A} & B < |E(K)| \leq A+B \\ 0 & E(K) > A+B \end{cases} \quad (2.18)$$

将 $P(K)$ 代入 PID 算式得

$$P_I(K) = K_P E(K) + K_I \left\{ \sum_{j=0}^{K-1} E(j) + f[E(K)]E(K) \right\} + K_D [E(K) - E(K-1)] \quad (2.19)$$

⑤主、副控制器的正反作用方式的确定

主、副调节器中正、反工作方式的选择原则是使整个控制系统构成负反馈系统。确定调节器正、反作用次序一般为：首先根据已确定的调节阀的开、关形式，然后按被控过程特性，确定其正、反作用，最后根据组成系统的开环传递函数、各环节的静态放大系数极性相乘必须为正的原则来确定调节器的正、反作用方式。

(2)对于阀门 V7、V8 的分程控制

当温度达到 70.1°C ，进入稳定运行状态时，V7 改为自动。考虑到有两个调节阀参与温度控制，这里设置一个分程控制调节器进行 V7 与 V8 的配合。这种由一个调节器的输出信号分别去控制两个或两个以上调节阀动作的系统称为分程控制系统。这里采用调节阀异向动作的分程控制，即随调节阀输入信号的增加或减少，调节阀一个渐开、一个渐关。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。分程控制的设计如

图 2-11 所示。

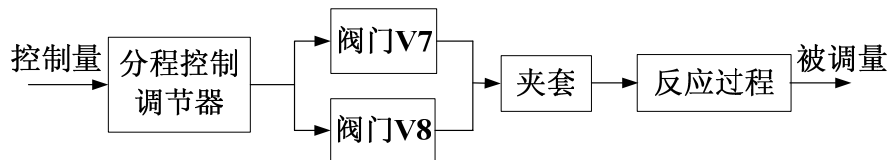


图 2-11 分程控制设计框图

分程控制系统本质上是一个单回路控制系统。已设计的温度——温度串级控制能够保证较好的抗扰性与稳定性，这里分程控制调节器只采用 P 控制规律。

(3) 抗扰动的前馈控制

在保证了开车过程中对温升的要求以及正常工作下上述温度——温度双闭环稳定以后，若温度出现偏差，就要考虑作为扰动的反应物料的温度与流量对反应温度的影响。其中物料 B 的流量最大，因此将物料 B 的温度 T_4 与进料流量 F_5 作为主要扰动引入，分别通过测量变换装置与前馈控制器进行控制，A、C 物料温度与流量的影响忽略。这种扰动是在稳定情况下，根据温度偏差考虑的，因此设置一个选择器进行控制。稳定运行时，若偏差值 $|e(nT_s)| \geq e_0$ （扰动影响不可忽略的时候），则通过选择器加入前馈控制抑制扰动。偏差值 e_0 的选择由经验值确定。于以便在偏差大的时候加入前馈控制抑制扰动。前馈控制系统的设计参照图 2-8。

前馈控制，实际上是一种按扰动进行补偿的开环控制系统。其特点是当扰动产生后，被控变量还未显示出变化以前，根据扰动作用大小进行调节，以补偿扰动作用对被控变量的影响。图 2-12 是前馈控制系统框图。

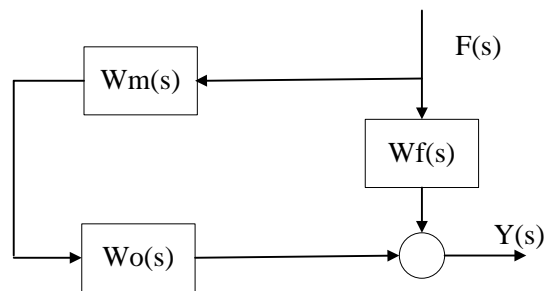


图 2-12 前馈控制系统框图

前馈控制系统框图如图，图中 $W_m(s)$ 为前馈控制器，传递函数 $W_f(s)$ 为过程扰动通道传递函数； $W_o(s)$ 为过程控制通道传递函数； $F(s)$ 为系统可测不可控扰动； $Y(s)$ 为被控参数。可得前馈控制器模型为：

$$W_m(s) = -\frac{W_f(s)}{W_o(s)} \quad (2.20)$$

前馈控制器的设计需要准确掌握过程扰动通道特性 $W_f(s)$ 及控制通道特性 $W_o(s)$ ，然而这些特性的确定是不容易的，因此对前馈控制器的设计需留到实验环节。

2.4. 反应器压力和液位安全控制

2.4.1. 控制要求

为了保证反应过程的安全，控制系统要求能够对反应器的压力和液位进行监控。压力高限报警为 1.2 MPa，液位高限报警为 90%。

2.4.2. 控制方案的选择

安全监控的主要作用是实现整个反应系统的有序管理。当各条件满足时，程序控制反应器启动、停止及保持反应器稳定运行。当条件不满足时，执行预先设计的保护逻辑，对反应器实施必要的保护，以确保人员、设备的安全。

1.系统组成结构：由液位超限联锁、反应器内压力超限联锁及相应的信号报警回路组成；

2.系统功能：

- (1) 可实现液位超限后的快速响应和处理；
- (2) 具有压力超限时事故跳闸功能；
- (3) 相关测量信号和报警信号可在 CRT 画面上显示。

3.联锁逻辑描述：

(1) 液位超限联锁——当液位达到 90%时，发出报警信号并调节阀门 V4 和 V9 的开度；若液位上升至 93%，立即产生控制作用使阀门 V9 全开并且减小阀门 V4 的开度，从而调节液位快速回落；待液位降至 90%以下退出报警程序，返回正常运行时的控制程序。

(2) 反应器内压力超限联锁——当反应器内压力到达 1.2MPa 时，发出报警信号并调节阀门 V4、V7、V8 和 V9 的开度；若压力接着上升至 1.5MPa，通过控制程序立即关闭阀门 V4、V5 和 V6，同时将阀门 V7、V8 和 V9 开到最大，经一段延时后停 S8；待反应器内压力降至 1.2MPa 以下退出报警程序，返回正常运行时的控制程序。如果压力继续上升到 1.8MPa，则反应器顶部的安全阀弹开实现快速降压。

反应器内压力和液位的报警控制设备主要由探测器和控制器两部分组成，探测器是该设备的触角，控制器是该设备的控制中心，如果其中任一部分出现故障，

系统就会瘫痪。控制器的基本工作原理框图见图 2-13。

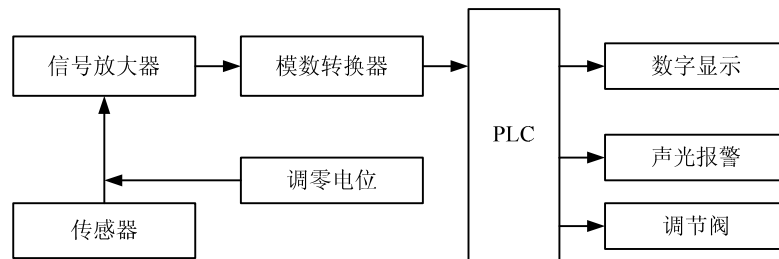


图 2-13 控制器的基本工作原理框图

为切实保障设备安全，保证工业生产顺利进行，对反应器内的压力和液位可采用计算机控制的报警系统。一旦检测到压力接近或达到1.2MPa临界值、液位接近或达到90%临界值就进行报警。采用西门子公司PLC300可编程控制器作为车间级中心控制器，对压力和液位检测报警，并控制相应的阀门、蜂鸣器和指示灯等。

为防止误报警所造成的混乱，必须确保报警的可靠性。采取“三取二”报警原则：反应器中设置三个压力和液位传感器，每个传感器把检测的信号送入PLC。只有两台上传感器检测的数值接近或到达临界值，才进行报警。如同只有一个传感器检测的数值接近或到达临界值，则认为是传感器故障，不作为临界报警处理。一旦压力、液位接近或达到临界值，PLC控制系统应启动“报警”程序，及时对调节阀进行控制。

2.5. 反应器组份控制

2.5.1. 控制要求

为了得到一定转化率的产品，控制系统要求能够对反应器内最终产物的组份进行控制。

2.5.2. 控制方案的选择

对最终产物的组分进行控制，目的在于获得一定的转化率。而影响转化率的因素很多，包括温度、压力、停留时间等：

$$y=f(T, P, \tau_c)$$

其中 y ——转化率； τ_c ——停留时间

由于温度和压力在反应进入稳定后几乎不变，所以只能靠调节停留时间来达到控制目标了。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:

$$\bar{\tau}_c = \frac{V}{F}$$

而反应器中物料实际容积在整个反应过程中因液位的控制作用总保持恒定, 由此看来只能选择物料体积流量作为被控参数, 这就和前面叙述过的进料流量及比例控制接应上了, 此处不再赘述。

2.6. 开车步骤顺序控制

2.6.1. 控制要求

为了保证开车稳步进行, 控制系统要求对开车的顺序进行控制。由题目要求可得, 整个系统开车的顺序流程如图 2-14 搅拌釜开车的顺序流程所示, 其顺序控制的程序在 STEP7 中编制完成。

2.6.2. 控制流程

搅拌釜的开车过程如图 2-14 所示:

1. 初始化检查, 系统处于开车前状态。确认所有阀门关闭, 所有开关处于关闭状态。

2. 开 V5 (反应物 B 进料阀) 约 60%, 使 F5 (反应物 B 的进料流量) 达到约 1540 kg/h, 关注液位 L4 上升。由于与反应物 A 相比, 反应物 B 在常温下气体的压力较低, 因此先加入物料 B 后加物料 A, 可以避免反应器内压力大幅升高。

3. 液位 L4 上升至 50% 左右, 开 V4 (反应物 A 进料阀) 约 55%, 使 F4 (反应物 A 进料流量) 达到约 729 kg/h。

4. 当液位 L4 上升至 75% 左右, 开 V9 (反应器出口阀) 约 55%。应防止液位在控制给定值附近上升过快, 导致超调量过大。因为设定值已经接近 100% 液位高限。

5. 当液位 L4 上升至 80-90% 左右, 将液位控制器投自动控制。

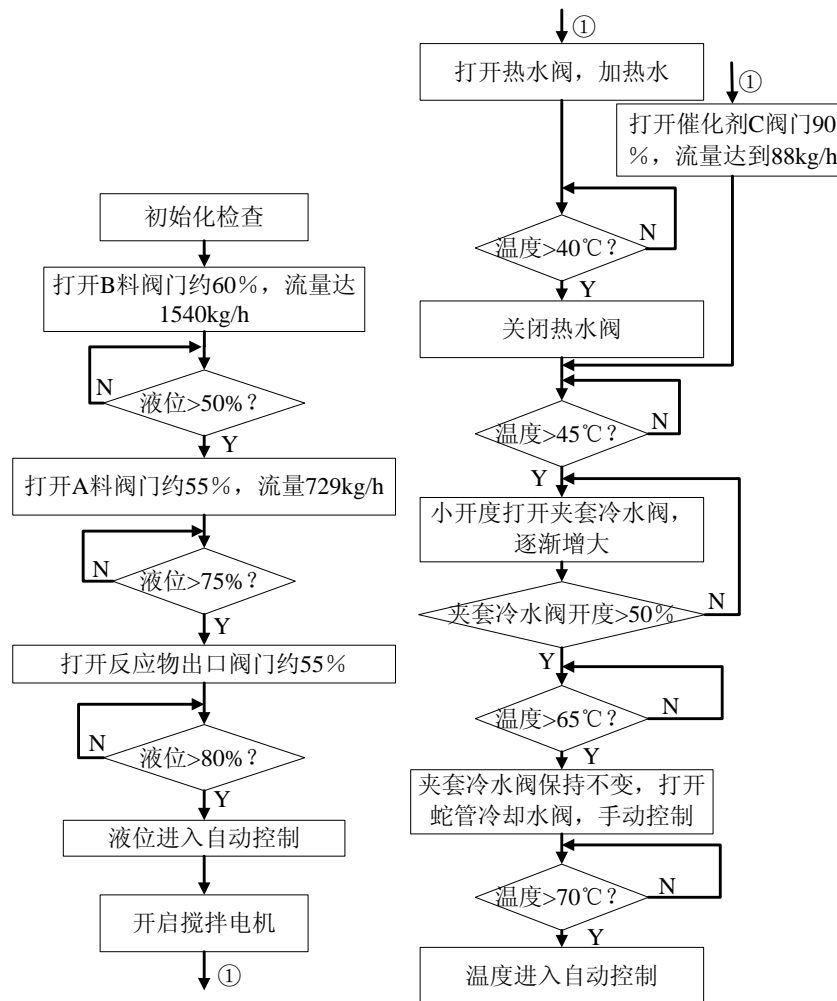


图 2-14 搅拌釜开车的顺序流程

6.开 S8（反应器搅拌电机开关），使物系处于全混状态。

7.开 S6（热水加热阀），诱发反应。热水流入夹套，通过夹套对反应器内物料加热。用热水最高可将物系加热到 50℃（当物系没有化学反应时）。

8.开 V6（催化剂 C 进料阀）约 90%，使 F6（催化剂 C 进料流量）达到约 88 kg/h。此时，反应器的三股物料都已按要求连续进入反应器。由于反应尚未诱发，三股物料的混合物也在连续地流出反应器。此状态应当尽量短暂，因为没有产品生成，只有能量及物料损耗。

9.当 T1（反应温度）达到约 40℃，关 S6（热水加热阀），若 T1 继续上升，则反应诱发成功。由于当前反应是放热反应，反应速度会随温度升高而不断加快。

10.当 T1（反应温度）达到约 45℃，逐渐以小开度开 V8（夹套冷却水阀），为了防止反应温度上升幅度过快而失控，超前进行适当冷却是必要的。观察 T1（反应温度）同时调整冷却水量，使其约按 0.1℃/sec 之速率上升。即，如果 T1 上升的速率大于 0.1℃/sec，则适当开大冷却水阀；如果 T1 上升速率小于 0.1℃/sec，可维持当前冷却水阀位不变；此调整应根据反应温度 T1 的上升情况

灵活掌握，总的原则是：维持 T1 连续升温，不得升温过快而失控。

11.当 V8（夹套冷却水阀）开度达到约 50%时，且 T1（反应温度）达到约 65℃，维持 V8 开度不变，改用 V7（蛇管冷却水阀）手动控温。操作要点见（10）所述。

12.当 T1（反应温度）达到 70.1℃，将 T1 投自动。观察经过调整过渡过程后，T1 确实被稳定控制在 70.1℃。此时即完成了反应过程的开车任务。

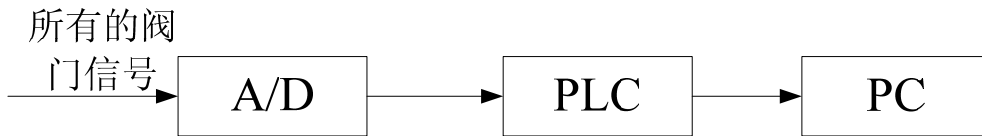


图 2-15 开车阶段的初始化检测

图 2-15 为开车阶段的初始化检测，在初始化检查阶段，阀门的信号通过远程 IO ET200M 中的模拟量输入模块采集到 PLC 中，经 AD 转换后，进入 PLC 中判断阀门是否关闭的处理程序。假设程序中阀门开启的临界值为 0.1%，如果阀门的信号小于 0.1%则认为阀门是关闭的，相反则认为阀门是开启的。判断结束后发出一个内部信号（数字量），指示阀门开或者关，并把这个信号作为一个联锁环节加入用于开车初始化过程中，同时并将指示阀门开关的数字量内部信号送至上位机 PC 中，以便更好的对反应器进行监控以及完成开机报警等功能。开关信号 S8 和 S6 由于是开关量，所以送入 PLC 之后，直接作为联锁环节加入开车初始化过程中，同时也送入上位机 PC。

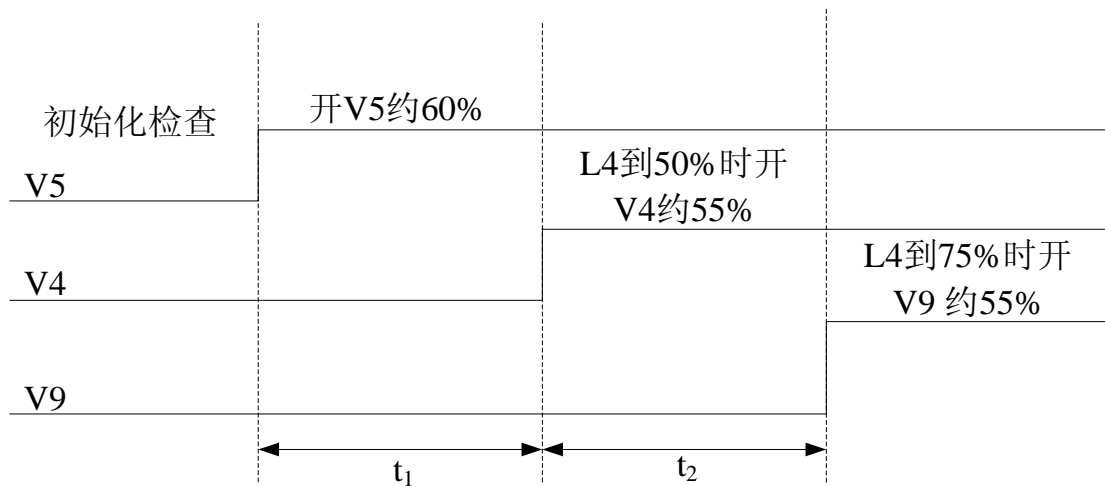


图 2-16 开车阶段的部分时序图

开车时先按照图 2-15 进行阀门和开关的初始化检测，如果所有的阀门和开关都处于关闭状态则开阀门 V5(开度约 60%)，此时物料 B 的流量可达 1540Kg/h。当反应器的液位 L4 上升到 50%时开阀门 V4（开度约 55%），此时物料 A 的流量可达 729Kg/h。当反应器的液位 L4 上升到 75%时开阀门 V9（开度约 55%）。设

物料A的密度为 ρ_1 ，物料B的密度为 ρ_2 ，则 $t_1 = \frac{0.903 \times 60\% \rho_1}{1540}$ ， $t_2 = \frac{0.903 \times 15\% \rho_2}{729}$ 。

初始化检查用已判断阀门是否完好。

3 总结

本文给出了一种基于 PLC-300 的带搅拌釜式反应器控制系统，并设计了总体控制方案。该方案能够实现进料流量控制、反应温度控制、压力安全控制、组份控制以及开车顺序控制，具有控制规律简单、运行可靠稳定等优点，是一种切实可行的过程控制方案。另外，该控制系统对物料 A 和物料 B 的温度进行了检测，设置了前馈补偿及串级控制器，进一步保证了控制系统的准确性、可靠性与稳定性。