

连续搅拌釜式反应器（CSTR）控制系统设计

1. 前言

连续搅拌釜式反应器（continuous stirred tank reactor, 简称为 CSTR）是聚合化学反应中广泛使用的一种反应器，该对象是过程工业中典型的、高度非线性的化学反应系统。

在早期反应釜的自动控制中，将单元组合仪表组成位置式控制装置，但是化学反应过程一般都有很强的非线性和时滞性，采用这种简单控制很难达到理想的控制精度。随着计算机技术和 PLC 控制器的发展，越来越多的化学反应采用计算机控制系统，控制方法主要为数字 PID 控制。但 PID 控制是一种基于对象有精确数学模型的线性过程，而 CSTR 模型最主要的一个特征就是非线性，因此 PID 控制在这一过程中的应用受到限制。随着现代控制理论和智能控制的发展，更加先进有效的控制方法应用于 CSTR 的控制，如广义预测控制，神经模糊逆模 PID 复合控制，自抗扰控制，非线性最优控制，基于逆系统方法控制，基于补偿算子的模糊神经网络控制，CSTR 的非线性 H_∞ 控制等。但任何一种复杂的化工反应过程

都不能用一种简单的控制方式达到理想的控制效果。目前先进的反应釜智能控制技术就是将智能控制理论和传统的控制方法相结合，如钟国情、何应坚等于 1998 年对基于专家系统的 CSTR 控制系统进行了研究^[1]，宫会丽、杨树勋等于 2003 年发表了关于 PID 参数自适应控制的新方法^[2]，冯斌、须文波等于 1999 年阐述了利用遗传算法的寻优 PID 参数的模型参考自适应控制方法等^[3]。但由于这些控制方法的算法比较复杂，在算法的工程实现、现场调试及通用型方面存在着局限性，因此研究一种相对简单实用的 CSTR 控制方法，更易于工程技术人员所接受。

本文在对 CSTR 过程及其数学模型进行详细分析的基础上，针对过程的滞后性，采用 Smith 预估算法与 PID 控制相结合的方法实现 CSTR 过程的控制，该方法具有实用性强及控制方法简单等特点，基于西门子 PCS7 系统完成了 CSTR 过程控制系统设计。

2. 工艺过程及数学模型分析

2.1 CSTR 工艺过程分析

CSTR 在化工生产的核心设备中占有相当重要的地位，在染料、医药试剂、食品及合成材料工业中，CSTR 得到了广泛的应用。

在 CSTR 中，反应原料以稳定的流速进入反应器，反应器的反应物料以同样稳定流速流出反应器。由于强烈搅拌的作用，刚进入反应器的新鲜物料与已存留在反应器的物料在瞬间达到完全混合，使釜内物料的浓度和温度处处相等。同样，在反应器出口处即将流出反应器的物料浓度也应该与釜内物料浓度一致，因此流出反应器的物料浓度与反应器内的物料浓度相等。连续搅拌釜式反应器中的反应速率即由釜内物料的温度和浓度决定。

2.2 CSTR 的数学模型分析

CSTR 是一个存在严重非线性的动态系统，针对该系统的建模、状态估计和控制都存在着相当的难度。一般常规的线性控制方法已不能满足要求，为了提高其性能，必须采用先进的控制技术。

本文针对某化工过程 CSTR 系统，在符合实际情况的条件下假设：系统物料混合是完全的；流出物料的体积等于流入物料的体积；同时不失一般性，假定反应釜中所发生的是一级不可逆放热反应。系统的结构如图 1 所示。

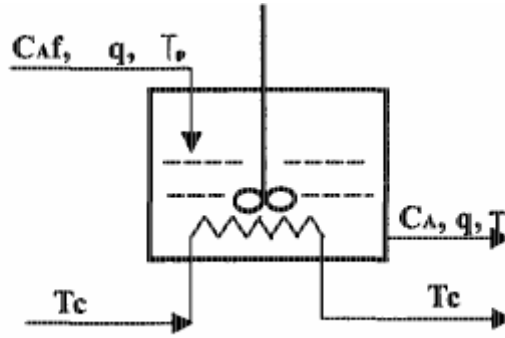


图 1.CSTR 系统模型

在这里，采用一阶不可逆反应($A \rightarrow B$)非等温 CSTR 系统作为研究对象(Morningred, 1999)，其特性可由以下连续时间的非线性微分方程组来表示：

$$\dot{C}_A = \frac{q}{v}(C_{A_0} - C_A(t)) - k_0 C_A(t) e^{\left(-\frac{E}{RT(t)}\right)}$$

$$\dot{T} = \frac{q}{v}(T_0 - T(t)) + k_1 C_A(t) e^{\left(-\frac{E}{RT(t)}\right)} + k_2 q_c(t) \left(1 - e^{\left(-\frac{k_3}{q_c(t)}\right)}\right) (T_{c0} - T(t))$$

表 1.CSTR 参数表

对象参数	物理意义	名义值
q	过程流量	100L/min
v	反应器体积	100L
k_0	反应时间常数	7×10^5 /min
E / R	反应激活能	1×10^4 K
T_0	馈入温度	350K
T_{c0}	冷却剂温度	350K
ΔH	反应热	-2×10^5 cal/mol
C_p, C_{pc}	质量定压热容	1cal/g/K
ρ, ρ_c	液体密度	1×10^3 g/l
H_a	热交换系数	7×10^5 cal/min/K

式中, $Ca(t)$ 是产品的平衡浓度, $T(t)$ 为反应浓度, Ca_0 是进料浓度(mol/L), q 为物料流量, T_0 , T_{c0} 分别为物料浓度和冷却剂温度; 同样, K_0 , E/R , v , k_1 , k_2 , k_3 , 作为化学反应的系数在此时保持常数, 其 CSTR 的参数如表 1 所示。

CSTR 的工作过程为: 两者化学物质在 CSTR 中混合形成一种浓度为 $Ca(t)$ 的化合物 A, 其混合温度为 $T(t)$ 。此反应为放热反应, 产生的热量会影响反应速度, 因此必须引入冷却剂, 其流量为 $q_c(t)$, 带走热量, 冷却温度, 保证产品的浓度得以控制。

在这里, 针对的是 SISO 系统, 控制目标是使产品的浓度 Ca 在给定的范围内波动, 操纵变量(即控制输入)为冷却剂流量 q_c , 状态变量为 $[Ca, T]$ 。

基于以上分析, 由化学动力学和热力学的知识可得到该系统较为详细的数学模型为:

$$\frac{dx_1}{dt} = -x_1 + 0.112(1-x_1) \times \exp[x_2/(1+x_2)/19.186] \quad (1)$$

$$\frac{dx_2}{dt} = -28.12x_2 + 16.07 \times 0.112 \times (1-x_1) \times \exp[x_2/(1+x_2)/19.186] + 27.12u \quad (2)$$

$$y = x_2 \quad (3)$$

式中: 状态变量 x_1 是与浓度有关的转化率, 状态变量 x_2 是混合器内反应温度 T_r 的无因次化表示; 控制变量 u 对应夹套内冷却剂的温度, 实际运行时反应器的进料流量恒定而使 CSTR 系统成为温度控制系统。

3.CSTR 控制方案设计

该连续反应系统主要包括 5 种控制: 进料流量及比例控制、反应器液位控制、反应器温度及升温速率控制、反应器压力安全控制、反应器组份控制。

3.1 进料流量及比例控制

本系统共有三组连续进料, 且三组物料之间按一定比例混合反应。同时为适应生产灵活性, 在控制时将以变比值方式设计, 开车时的默认值为标准值 (A: B: C=1: 2.11: 0.12)。为了消除进料流量时的扰动, 可以采用数字滤波的方法, 保证生产的平稳进行。

3.2 反应器液位控制

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。因此, 对液位进行控制, 可以增加停留时间, 对反应的充分进行有积极的意义。

对于液位系统, 采用 PID 控制方法, 对物料 A 入口阀和物料 D 出口阀的开度进行调节, 从而保证液位控制的精度。

3.3 反应温度及升温速率控制

考虑该 CSTR 反应属于放热反应, 反应温度的高低可以表征反应速度的快慢, 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。同时, 在控制中应

注意的是，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，如果热量无法及时释放，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。因此，从生产安全的角度考虑，温度是一个极其重要的控制因素。温度控制往往是工业生产控制中较复杂的一种控制过程，其主要原因是时间常数较大，反应呈现较强的滞后性。本系统主要靠蛇管和夹套中的冷却水进行冷却，然而，随着阀门开度的改变，冷却水流量的变化较快，并且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，导致冷却水带走的热量减少，反应器中物料温度上升。

针对本 CSTR 系统温度时间常数大，变化滞后这一特性，本文采用 Smith 预估器法对其进行控制^[4]。

在图 2 所示的单回路系统中， $D(s)$ 表示调节器的传递函数，用于校正 $G_p(s)$ 部分；

$G_p(s)e^{-\tau s}$ 表示被控对象的传递函数， $G_p(s)$ 为被控对象中不包含纯滞后部分的传递函数，

$e^{-\tau s}$ 为被控对象纯滞后部分的传递函数， τ 为纯滞后时间。

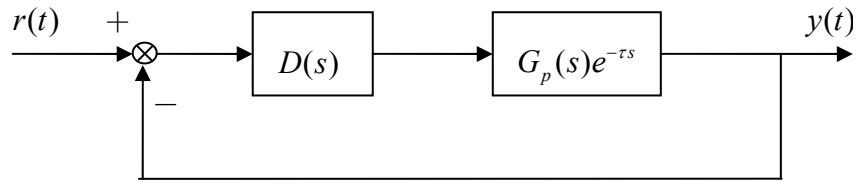


图 2.带纯滞后环节的控制系统

Smith 预估控制原理是：与 $D(s)$ 并接一补偿环节，用来补偿被控对象中的纯滞后部分，

这个补偿环节称为 Smith 预估补偿器，其传递函数为 $G_p(s)(1 - e^{-\tau s})$ 。补偿后的系统框图如图 3 所示。

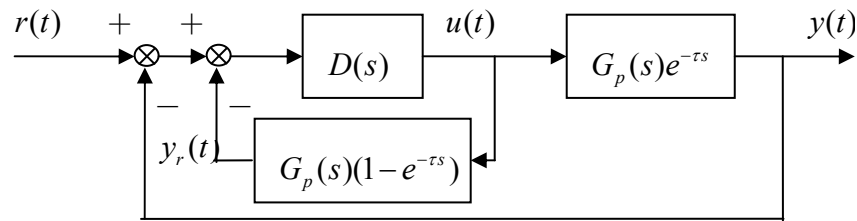


图 3.Smith 预估补偿回路图

由 Smith 预估器和调节器 $D(s)$ 组成的补偿回路称为纯滞后补偿器，其传递函数为：

$$D_s(s) = \frac{D(s)}{1 + D(s)G_p(s)(1 - e^{-\tau s})}$$

经补偿后的系统闭环传递函数为：

$$\Phi(s) = \frac{D(s)G_p(s)e^{-\tau s}}{1 + D(s)G_p(s)e^{-\tau s}} = \frac{D(s)G_p(s)}{1 + D(s)G_p(s)} e^{-\tau s}$$

上式说明，经补偿后，消除了纯滞后部分对控制系统的影响。

纯滞后补偿的数字控制器由数字 PID 控制器(由 $D(s)$ 离散化得到)和 Smith 预估器两部分组成。

系统中的滞后环节使信号延迟，为此，在内存中专门设定 N 个单元作为存放信号 $m(k)$ 的历史数据，存储单元的个数由下式决定：

$$N = \tau / T$$

式中： T 为采样周期。

每采样一次，就把 $m(k)$ 记入 0 单元，同时把 0 单元原来存放的数据移入 1 单元，1 单元原来存放的数据移入 2 单元，依次类推。由单元 N 输出的信号就是滞后 N 个采样周期的 $m(k-N)$ 信号。

本系统的温度控制采用 PID 算法，计算步骤如下：

1) 计算反馈回路的偏差 $e_1(k)$

$$e_1(k) = r(k) - y(k)$$

2) 计算纯滞后补偿器的输出 $y_r(k)$

$$\frac{Y_r(s)}{U(s)} = G_p(s)(1 - e^{-\tau s})$$

相应的差分方程为 Smith 预估控制算式：

$$y_r(k) = \alpha y_r(k-1) + \beta[u(k-1) - u(k-N-1)]$$

3) 计算偏差 $e_2(k)$

4) 计算控制器的输出 $u(k)$

$$e_2(k) = e_1(k) - y_r(k)$$

$$u(k) = u(k-1) + \Delta u(k)$$

$$= u(k-1) + K_p[e_2(k) - e_2(k-1)] + K_i e_2(k) + K_d(e_2(k) - 2e_2(k-1) + e_2(k-2))$$

式中： K_p 为 PID 控制的比例系数， $K_i = K_p T / T_i$ 为积分系数， $K_d = K_p T_d / T$ 为微分系数。

控制过程流程图如图 4 所示。



图 4.程序流程图

定时中断子程序流程图如图 5 所示。

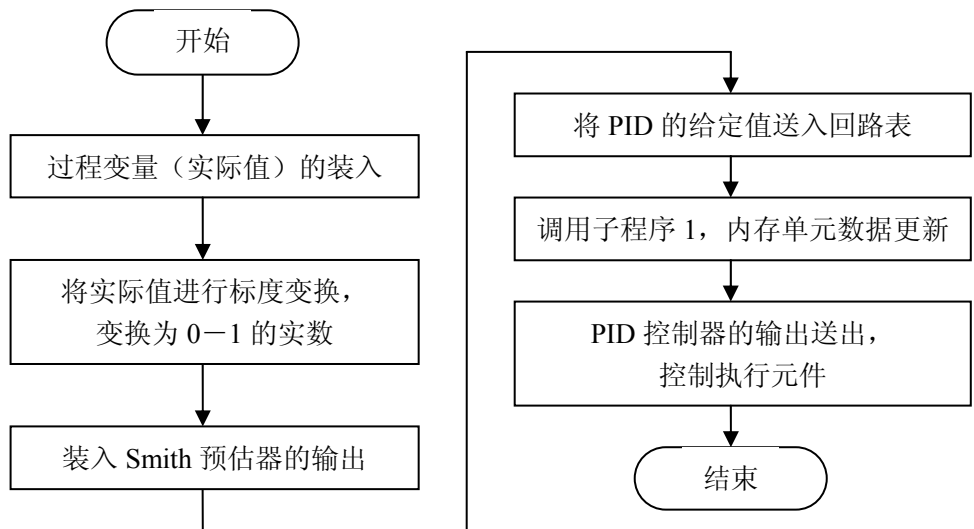


图 5.定时中断子程序流程图

消除了温度的滞后影响之后，通过 PID 就可以完成温度控制。

3.4 反应器压力安全控制

本系统中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釜中的温度。纯气相物质 A 在 20℃时约为 1.0 MPa，70℃时已超过 3.0 MPa，而且温度如果继续升高，压力还会急剧上升，直至引起爆炸。因此，控制反应器的压力，一方面要进行温度控制，另一方面要进行气体进料组份的控制。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。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，适当的改变进料比，可以达到控制压力的目的。

3.5 反应器组份控制

工业生产的最终目的，是尽可能的提高反应的转化率。在本 CSTR 系统中，物料在反应釜中停留时间越长，进料流量越小，反应的转化率越高。因此，为了使出口混合液中产物

的浓度提高，应适当减少进料和出料流量。针对产物组份的不同，可以通过控制物料 A 的入口阀开度和产物 D 的出口阀开度，进而通过比例系数控制物料 B 和物料 C 的入口阀开度，以达到产物组份控制的要求。

4. 系统组态设计

4.1 组态软件简介

本系统组态软件采用西门子 SIMATIC PCS7。

SIMATIC PCS7 是西门子最先进的软、硬件技术，在西门子公司 S5、S7 系列可编程控制器及 TELEPERM 系列集散控制系统的基础上，面向所有过程控制应用场合的先进过程控制系统。

SIMATIC PCS7 采用优秀的上位机软件 WINCC 作为操作和监控的人机界面。利用开放的现场总线和工业以太网实现现场信息采集和系统通讯，采用 S7 自动化系统作为现场控制单元实现过程控制，以灵活多样的分布式 I/O 接受现场传感检测信号。

SIMATIC PCS7 是基于全集成自动化思想的系统，其集成的核心是统一的过程数据库和唯一的数据库管理软件，所有的信息系统都存储于一个数据库中而且只需输入一次，这样就大大增强了系统的整体性和信息的准确性。

4.2 组态设计方案

本系统采用工业以太网通讯，工程师站(ES)和操作员站(OS)在同一台计算机上，由 1 台 PLC 对 CSTR 的状态进行监控，故该系统的网络图设计如图 6 所示。

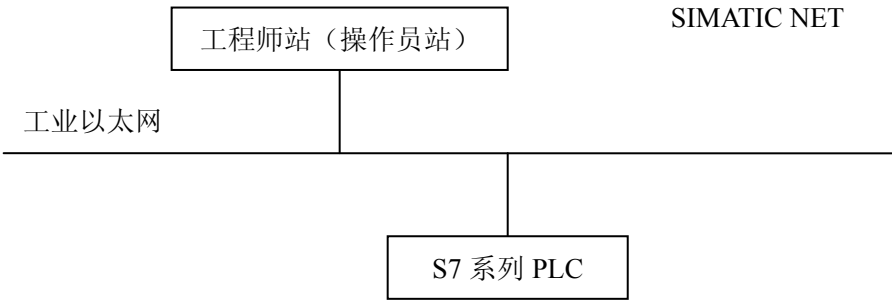


图 6. 系统网络图

在控制方案设计中，采用两个 PID 控制模块来控制液位(PIDL)和温度(PIDT)，同时也要开辟出两组内存单元为数字滤波和 Smith 预估器使用。

表 2 和表 3 分别是本系统的被控变量和操纵变量。

表 2. 被控变量表

变量符号	变量类型及范围	变量含义
V4_kd	浮点型，0-100	A 进料阀开度
V5_kd	浮点型，0-100	B 进料阀开度
V6_kd	浮点型，0-100	C 进料阀开度
V7_kd	浮点型，0-100	蛇管冷却水阀开度
V8_kd	浮点型，0-100	夹套冷却水阀开度
V9_kd	浮点型，0-100	反应器出口阀开度
S6_st	布尔型，0 或 1	热水阀状态
S8_st	布尔型，0 或 1	反应器搅拌电机开关

表 3. 操纵变量表

变量符号	变量类型及范围	变量含义
Start	布尔型, 0 关机, 1 开机	系统运行总开关
k_ab	浮点型, 0-10	A、B 进料阀开度比值
k_ac	浮点型, 0-10	A、C 进料阀开度比值
PIDL_mode	布尔型, 0 手动, 1 自动	液位 PID 手自动切换
PIDL_manvalue	浮点型, 0-1.0	液位 PID 手动输出值
PIDL_PVIN	浮点型, 0-1.0	液位 PID 过程值
PIDL_SP	浮点型, 0-1.0	液位 PID 设定值
PIDL_P	浮点型, 0-10000	液位 PID 比例系数
PIDL_I	浮点型, 0-10000	液位 PID 积分系数
PIDL_D	浮点型, 0-10000	液位 PID 微分系数
PIDT_mode	布尔型, 0 手动, 1 自动	温度 PID 手自动切换
PIDT_manvalue	浮点型, 0-100	温度 PID 手动输出值
PIDT_PVIN	浮点型, 0-100	温度 PID 过程值
PIDT_SP	浮点型, 0-100	温度 PID 设定值
PIDT_P	浮点型, 0-10000	温度 PID 比例系数
PIDT_I	浮点型, 0-10000	温度 PID 积分系数
PIDT_D	浮点型, 0-10000	温度 PID 微分系数
Sys_level	浮点型, 0-1.0	系统液位当前值
Sys_temp	浮点型, 0-100	系统温度当前值
Sys_press	浮点型, 0-2.0	系统压力当前值

在 V4-V9 这 6 个阀门的选择上, 均采用可以连续调节开度的电磁阀, 以便进行流量控制。阀门特性如表 4 所示。

表 4. 电磁阀阀门特性表

阀门名称	阀门符号	阀门特性参数
反应物 A 进料阀	V4	Dg25 Kv=3.42 (Cv=4)
反应物 B 进料阀	V5	Dg25 Kv=5.38 (Cv=6.3)
反应物 C 进料阀	V6	Dg20 Kv=0.214 (Cv=0.25)
蛇管冷却水阀	V7	Dg40 Kv=25.64 (Cv=30)
夹套冷却水阀	V8	Dg50 Kv=42.73 (Cv=50)
反应器出口阀	V9	Dg25 Kv=8.54 (Cv=10)

5.结束语

本文在对 CSTR 过程工艺进行详细分析的基础上, 建立了一种 CSTR 过程的数学模型, 完成了 CSTR 过程的液位、温度等系统的控制设计。在反应釜温度控制方案设计中, 考虑到系统时间常数大, 滞后性明显, 采用 Smith 预估器与 PID 控制结合的控制方法, 既消除了时间的滞后性, 又能得到比单一 PID 控制更优秀的控制效果, 为最优控制提供了可能。同时给出了 CSTR 过程的控制系统组态设计。

参考文献

- [1] 钟国情,何应坚等.四氮唑乙酸生产过程计算机控制.化工自动化及仪表.1998(增刊):30-32
- [2] 宫会丽,杨树勋.氯乙烯聚合反应自适应模糊 PID 控制器的设计.微计算机信息.2003(9):13-14
- [3] 冯斌,须文波等.反应釜系统中的模糊串连控制策略.无锡轻工业大学学报.1999(4):72-75
- [4] 梁秀满,曹晓华,刘振东.PLC 在大纯滞后过程中的应用.自动化仪表.2005,26(12):44-45