多支路加热炉分布式平衡与跟踪控制

栾小丽1 闵鸯1 刘飞1

摘 要 针对加热炉多个支路出口温度的平衡及跟踪控制问题,提出具有分布式特点的支路平衡跟踪控制方案,给出了基于 分布式偏差的控制器设计方法.该方法利用相邻支路的温度信息,将各支路与相邻支路的温度偏差作为控制输入,在加热炉所 有支路的温度达到一致的同时,也确保其跟踪同一设定值.由于仅利用了相邻支路的温度信息,使得所提分布式偏差控制方案 在支路数目较多情形下更显优势.最后仿真实例表明了该分布式控制方案的有效性与可行性.

关键词 分布式偏差,支路平衡,跟踪控制,一致控制

引用格式 栾小丽, 闵鸯, 刘飞. 多支路加热炉分布式平衡与跟踪控制. 自动化学报, 2017, **43**(6): 1056-1064 **DOI** 10.16383/j.aas.2017.c170079

Distributed Pass Balancing and Tracking Control of Feed Heater

LUAN Xiao-Li¹ MIN Yang¹ LIU Fei¹

Abstract A design method based on distributed deviation for consensus pass balancing and tracking control is proposed to overcome the limitation of existing pass temperature control schemes. Only temperature deviations of adjacent passes are involved in the control algorithm that forces the temperatures of all passes to achieve uniformity. Synchronous control of flue flow is introduced to make the outlet temperature at the set value. As only the temperature information of adjacent passes is used, the proposed control scheme is more cost effective for the cases with a large number of passes. At last, simulation results illustrate that the new controller design method is effective and the distributed deviation control scheme is feasible for a class of industrial feed heaters.

Key words Distributed deviation, pass balance, tracking control, consensus control

Citation Luan Xiao-Li, Min Yang, Liu Fei. Distributed pass balancing and tracking control of feed heater. Acta Automatica Sinica, 2017, 43(6): 1056–1064

加热炉是原油加工过程中最重要的设备之一, 物料的出口温度值及其稳定性会直接影响后续生产 过程.为了降低炉管压降和提高能源效率,使介质受 热均匀并有足够的气化率,大型加热炉的炉管一般 采用多支路设计^[1].由于装置进料成分和加热炉燃 料成分的波动,各炉管的传热情况会有较大差异.为 使后续工艺过程操作平稳,延长炉管使用寿命,避免 因支管偏烧结焦而造成安全隐患,需要加热炉的各 支路温差最小,即实现加热炉支路平衡控制.

传统的加热炉支路平衡控制主要基于简单控制 回路,通过改变各支管的进料流量进行支路温度的 调整.但由于在生产过程中总进料流量需保持恒定, 所以支路进料流量之间和支路出口温度之间都存在 严重的动态耦合,因此温度控制效果较差.文献 [1] 提出了偏差控制技术 (Difference control technique, DCT), 即差动法^[2], 通过支路两两比较求偏差进行 控制, 但这种方案实施过程繁复.

为了改进 DCT 的不足, 文献 [3-4] 提出了多偏 差控制技术 (Differences control technique, DsCT), 即平均值法[5],将所有支路出口温度的平均值作为 设定值来平衡各支路出口温度. 当支路数很大时, 这 种方案虽简化了 DCT 控制方案的复杂度, 但各支 路出口温度平均值的使用,会导致控制器具有较大 的时滞性和不灵敏性. 此外, 许多先进控制算法也被 应用于支路平衡控制,如多变量与模糊先进控制技 术[6-8]、无模型控制技术[9-10]、自适应与预测控制 算法[11-15]、蚁群算法[16] 以及液位与温度的协调先 进控制方案[17] 等等, 但这些先进控制方案大多比较 复杂,现场实施和运行维护对技术力量有较高要求, 软硬件成本也较高. 在上述文献 [1-5] 中, 仅考虑进 料流量的分配与各支路温度一致,而忽略了最终的 温度值要求. 文献 [18] 首次提出了用燃料流量来调 节最终出口温度,但其在某种程度上放松了总进料 流量不变的约束条件.

本文提出基于分布式偏差的支路平衡及跟踪控制方案,在满足总进料流量不变的约束条件下,使

收稿日期 2017-02-16 录用日期 2017-05-11

Manuscript received February 16, 2017; accepted May 11, 2017 国家自然科学基金 (61473137) 资助

Supported by National Natural Science Foundation of China (61473137)

本文责任编委 阳春华

Recommended by Associate Editor YANG Chun-Hua 1. 江南大学轻工过程先进控制教育部重点实验室 无锡 214122

^{1.} Key Laboratory of Advanced Process Control for Light Industry, Ministry of Education, Jiangnan University, Wuxi 214122

所有支管的温度稳定并趋于一致的同时,引入了对 燃料流量的同步控制,使得各支路出口温度跟踪设 定值.相比较于已有集中式控制方案^[1-4],本文所提 分布式控制方案由于仅利用了相邻支路的温度信息, 具有结构简单、计算量小的特点;同时与现有的支路 平衡控制方法相比^[19],本文在支路温度趋于一致的 同时,引入燃料流量调节以实现温度跟踪控制.

1 分布式偏差控制

对于加热炉支路平衡控制来说,一般可以选择 装置进料流量或者燃料作为操纵变量来控制出口温 度.若只选择进料流量作为操纵变量时,在总进料流 量不变的情况下,当其达到支路平衡目标时,将不可 能实现对温度的定值控制,而同时控制进料流量和 燃料流量可实现各支路出口温度一致且跟踪设定值 的目标.

具有 N 条支路的加热炉进料流量以及燃烧器结构如图 1 所示. 燃烧器与支管排列结构如图 2 所示. 图 1 中, F_T 为总进料流量, f_i 为第 i 条支路的进料流量, T_i 为第 i 条支路的出口温度, $i = 1, 2, \dots, N$; 图 2 中每 3 个燃烧器为 1 条支路供热^[1], 为表述方 便,下文将以 3 个燃烧器为一组. 各支路进料流量 f_i 、燃料流量 g_i 和出口温度 T_i 之间的动态表达式为

$$\Delta T_{i} = \begin{bmatrix} G(s) & G'(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta f_{i} \\ \Delta g_{i} \end{bmatrix}$$
(1)

其中 G(s) 为支路进料流量与出口温度的传递函数, G'(s) 为燃料流量与出口温度的传递函数, Δf_i 为 支路 i 上的进料流量变化量, Δg_i 为支路 i 上的燃料 流量变化量. 总进料流量 F_T 与支路进料流量 f_i 满 足:

$$F_T = \sum_{i=1}^{N} (f_i + \Delta f_i) \tag{2}$$





本文提出的分布式偏差控制结构如图 3 所示, 其中 *u_i* 为进料流量控制器, *v_i* 为燃料流量控制器. 从图 3 可以看出所有支路分为三大部分:第一部分 假设其中一根支管如第一根支管 *i* = 1 已通过调节





进料流量将温度控制在设定值, 第二部分为仅施加 进料流量控制作用的支路 $i = 2, \dots, n$, 第三部分 为同时施加进料流量以及燃料流量控制作用的支路 $i = n + 1, \dots, N$. 另外进料流量控制器 u_i 仅用了 相邻支路 i - 1 以及支路 i + 1 的温度信息, 体现了 分布式的特点, 而燃料流量控制器 v_i 则使用到了温 度设定值的信息.考虑到有限燃料等现实约束条件, 燃料流量控制器 v_i并未施加在所有支路上,但仍能 使最终的出口温度跟踪到设定值.

对于整个支路平衡问题来说,控制约束是 N 个 支路的总进料流量保持不变,等价于

$$\sum_{i=1}^{N} \Delta f_i = 0 \tag{3}$$

当只考虑进料流量控制器的作用时,从式 (1) 可知, 支路进料流量变化量 Δf_i 与出口温度变化量 ΔT_i 之间满足

$$\Delta T_i = G\left(s\right) \cdot \Delta f_i \tag{4}$$

因此,在总燃料流量不变的条件下,即只考虑进 料流量变化的情况下, N 个支路的总进料流量保持 不变的约束条件,可以等价为出口温度变化量之和 为零,即

$$\sum_{i=1}^{N} \Delta T_i = 0 \tag{5}$$

为达到控制目的,针对待控的 N-1 个支路,本 文采用如下的进料流量控制器:

$$u_{i}(t) = K_{1} \sum_{j=2}^{N} \pi_{(i-1)(j-1)} \left(T_{i}(t) - T_{j}(t) \right) + K_{2} \sum_{j=2}^{N} \pi_{(i-1)(j-1)} \left(\dot{T}_{i}(t) - \dot{T}_{j}(t) \right)$$
(6)

其中, K_1 和 K_2 为待求增益, π_{ij} 表示控制器 u_i 中 对于其他支路的出口温度的使用情况, 如果使用到 支路 j 的温度, 则 $\pi_{ij} = 1$, 否则为 $\pi_{ij} = 0$.本文中 考虑到控制器 u_i 使用的是相邻支路的温度信息, 对 于 $\Pi \in \mathbf{R}^{(N-1)\times(N-1)}$, 则有

$$\Pi = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 & \cdots & 0 & 1 \\ 1 & 0 & 1 & \cdots & 0 & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \vdots \\ 1 & 0 & 0 & \cdots & 1 & 0 \end{bmatrix}$$

对式 (6) 的进料流量控制器 u_i 求和, 有

$$\sum_{i=1}^{N} u_i = 0 \tag{7}$$

由于每一个支路的温度变化量都是由控制器改 变进料量所引起的,因此式(6)所示的具有分布式 偏差的控制器满足式(5)的约束条件,即满足总进 料流量保持不变. 由于燃料流量的控制作用与进料流量的控制作 用是独立的,因此在同时施加进料流量与燃料流量 的控制作用时,仍满足总流量保持不变的约束条件, 即式 (2).因此本文提出的基于分布式偏差的常压加 热炉支路平衡跟踪控制方案满足加热炉各支路进料 之和不变的约束条件.

注 1. 本文所设计的进料流量控制器 (6), 仅 使用到相邻两条支路的温度信息. 但在生产应用 中, 考虑到温度场的传递性, 每个支管的温度会受 到其他更多支管的影响, 此时可根据相应情况对 形如式 (6) 的控制器做相应调整, 即重新定义矩阵 $\Pi \in \mathbf{R}^{(N-1)\times(N-1)}$, 例如当考虑前后各两根支管的温 度影响时, 则有

$\Pi =$	0	1	1	0	• • •	0	1	1
	1	0	1	1	• • •	0	0	1
	:	÷	÷	÷	·	÷	÷	:
	1	1	0	0		1	1	0

2 控制算法

式 (1) 给出了加热炉支路进料流量与出口温度 之间的传递函数关系,为了方便表述,我们将从状态 空间方程的角度,给出本文所提分布式偏差控制器 的具体设计方法.考虑温度调节的滞后性,加热炉出 口温度的状态空间表达式如下:

$$\begin{cases} \dot{x}_{i}(t) = A_{1}x_{i}(t) + Bu_{i}(t-\tau), & i = 1, \cdots, n\\ \dot{x}_{i}(t) = A_{2}x_{i}(t) + Bu_{i}(t-\tau) + Cv_{i}(t-\tau), \\ & i = n+1, n+2, \cdots, N \end{cases}$$
(8)

其中, $x_i \in \mathbf{R}^m$ 表示支路 *i* 的出口温度, u_i 为进料流 量控制输入, v_i 为燃烧器燃料流量控制输入, $\tau > 0$ 为时延时间. 由控制方案结构图 3 可知, 在 *i* = 1 支 管已受控在设定值, 即 $x_1(t) = r$ 的前提下,本文目 标是针对其他 N - 1 个支管,设计如下分布式偏差 控制器,从而使得所有支路的出口温度一致且跟踪 到设定值.

$$u_{i}(t-\tau) = K_{1} \sum_{j=2}^{N} l_{(i-1)(j-1)} x_{j}(t-\tau) + K_{2} \sum_{j=2}^{N} l_{(i-1)(j-1)} \dot{x}_{j}(t-\tau)$$
(9)

$$v_i (t - \tau) = K_3 (x_i (t - \tau) - x_1 (t - \tau)) + K_4 (\dot{x}_i (t - \tau) - \dot{x}_1 (t - \tau))$$
(10)

其中, l_{ii} 为矩阵 L 的元素, 且满足

$$\begin{cases} l_{(i-1)(j-1)} = -\pi_{(i-1)(j-1)}, \quad j \neq i \\ l_{(i-1)(i-1)} = \sum_{j=2, j \neq i}^{N} \pi_{i_{(i-1)(j-1)}} \end{cases}$$

同时有:

$$L = \begin{bmatrix} 2 & -1 & 0 & \cdots & -1 \\ -1 & 2 & -1 & \cdots & 0 \\ 0 & -1 & 2 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ -1 & 0 & 0 & \cdots & 2 \end{bmatrix}$$

考虑到纯微分作用会导致对实际系统有害的高频剧烈动作,需要先对控制器中的微分项进行如下处理:

$$u_{i}(t-\tau) = K_{1} \sum_{j=2}^{N} l_{(i-1)(j-1)} x_{j}(t-\tau) + \frac{K_{2}}{h} \times \sum_{j=2}^{N} l_{(i-1)(j-1)} (x_{j}(t-\tau) - x_{j}(t-\tau-h))$$
(11)

$$v_{i}(t-\tau) = K_{3}(x_{i}(t-\tau) - x_{1}(t-\tau)) + \frac{K_{4}}{h} [(x_{i}(t-\tau) - x_{i}(t-\tau-h)) - (x_{1}(t-\tau) - x_{1}(t-\tau-h))]$$
(12)

其中: h > 0 为微分时间常数.

下文为描述简便,将式(8)改写成如下形式:

$$\dot{x}_{i}(t) = Ax_{i}(t) + Bu_{i}(t-\tau) + \rho Cv_{i}(t-\tau)$$
(13)

其中:

$$A = \begin{cases} A_1, & i = 1, \cdots, n \\ A_2, & i = n+1, n+2, \cdots, N \end{cases}$$
$$\rho = \begin{cases} 0, & i = 2, \cdots, n \\ 1, & i = n+1, n+2, \cdots, N \end{cases}$$

接着引入如下误差状态:

$$e_i(t) = x_i(t) - x_1(t)$$
 (14)

当 $e_i(t) = 0$ 时,则满足支路平衡且跟踪设定值的目

标. 结合式 (14), 控制器 (11) 和 (12) 等价于

$$u_{i}(t-\tau) = \left(K_{1} + \frac{K_{2}}{h}\right) \cdot \left[2e_{i}(t-\tau) - e_{i-1}(t-\tau)\right] - \frac{K_{2}}{h}\left[2e_{i}(t-\tau-h) - e_{i-1}(t-\tau-h) - e_{i-1}(t-\tau-h) - e_{i+1}(t-\tau-h)\right]$$
(15)

$$v_i \left(t - \tau\right) = \left(K_3 + \frac{K_4}{h}\right) e_i \left(t - \tau\right) - \frac{K_4}{h} e_i \left(t - \tau - h\right)$$
(16)

且误差状态方程可改写为:

$$\dot{\boldsymbol{e}}(t) = (I_{N-1} \otimes A) \boldsymbol{e}(t) + (I_{N-1} \otimes \Delta A) \boldsymbol{r} + \left(L \otimes B\left(K_1 + \frac{K_2}{h}\right)\right) \boldsymbol{e}(t-\tau) + \left(I_{N-1} \otimes \rho C\left(K_3 + \frac{K_4}{h}\right)\right) \boldsymbol{e}(t-\tau) - \left(L \otimes B\frac{K_2}{h}\right) \boldsymbol{e}(t-\tau-h) - \left(I_{N-1} \otimes \rho C\frac{K_4}{h}\right) \boldsymbol{e}(t-\tau-h)$$
(17)

其中,⊗为克罗内克乘积,

$$\boldsymbol{e}(t) = \begin{bmatrix} e_2^{\mathrm{T}} & e_3^{\mathrm{T}} & \cdots & e_N^{\mathrm{T}} \end{bmatrix}^{\mathrm{T}}$$
$$\Delta A = \begin{cases} 0, & i = 2, \cdots, n\\ A_1 - A_2, & i = n + 1, n + 2, \cdots, N \end{cases}$$
$$\boldsymbol{r} = \begin{bmatrix} r & r & \cdots & r \end{bmatrix}^{\mathrm{T}} \in \mathbf{R}^{(N-1) \times 1}$$

为使问题简单化, 对矩阵 L 进行相似变换, 得到如下对角矩阵 J:

$$J = F^{-1}LF = \operatorname{diag}\{\lambda_1, \cdots, \lambda_{N-1}\}$$
(18)

其中: $F \subseteq F^{-1}$ 为相似变换矩阵, λ_i 为矩阵 L 的特征值.

令 $\boldsymbol{\xi}(t) = (F^{-1} \otimes I_m) \boldsymbol{e}(t), \quad \boldsymbol{\xi}(t-\tau) = (F^{-1} \otimes I_m) \boldsymbol{e}(t-\tau), \quad \boldsymbol{\xi}(t-\tau-h) = (F^{-1} \otimes I_m)$ $\boldsymbol{e}(t-\tau-h), \quad \boldsymbol{\gamma} = (F^{-1} \otimes I_m) \boldsymbol{r}, \quad \boldsymbol{\gamma} = [\gamma_2 \ \gamma_3 \ \cdots \ \gamma_N]^{\mathrm{T}}, \quad \mathrm{其 \oplus } I_m \quad \mathrm{th} \ \mathrm{th} \ \mathrm{th} \ \mathrm{th}$ 单位向量,误差状态方程(17)可进一步等价为:

$$\dot{\boldsymbol{\xi}}(t) = (I_{N-1} \otimes A) \boldsymbol{\xi}(t) + (I_{N-1} \otimes \Delta A) \boldsymbol{\gamma} + \left(J \otimes B\left(K_1 + \frac{K_2}{h}\right)\right) \boldsymbol{\xi}(t-\tau) + \left(I_{N-1} \otimes \rho C\left(K_3 + \frac{K_4}{h}\right)\right) \boldsymbol{\xi}(t-\tau) - \left(J \otimes B\frac{K_2}{h}\right) \boldsymbol{\xi}(t-\tau-h) - \left(I_{N-1} \otimes \rho C\frac{K_4}{h}\right) \boldsymbol{\xi}(t-\tau-h)$$
(19)

即:

$$\dot{\xi}_{i}(t) = A\xi_{i}(t) + \Delta A\gamma_{i} + \lambda_{i}B\left(K_{1} + \frac{K_{2}}{h}\right)\xi_{i}(t-\tau) + \rho C\left(K_{3} + \frac{K_{4}}{h}\right)\xi_{i}(t-\tau) - \lambda_{i}B\frac{K_{2}}{h}\xi_{i}(t-\tau-h) - \rho C\frac{K_{4}}{h}\xi_{i}(t-\tau-h)$$

$$(20)$$

根据上述表达可以看出, 当 $\xi_i(t) = 0$ 时, 即有 $e_i(t) = 0$ 成立, 即各支路间的温度趋于平衡并跟踪 设定值.因此该控制问题等价为寻求合适的控制器 (9) 和 (10) 使得 $\xi_i(t) = 0$ 成立, 即求取待求参数 K_1, K_2, K_3 和 K_4 使得误差状态 $e_i(t) = 0$, 以实 现各支路出口温度的平衡与跟踪控制目标.

以下定理给出了实现上述目标的控制器 (9) 和 (10) 的求取方法.

定理 1. 针对系统 (8), 如果对于形如 (9) 和 (10) 的分布式控制器, 存在对称正定矩阵 *X*、*Y*、*Z* 和矩阵 *M*₁、*M*₂、*N*₁ 和 *N*₂ 满足如下条件:

$$\begin{bmatrix} \Xi & \Omega & -\frac{\sigma}{h}BN_1 - \rho CN_2 & \Delta A \\ * & -Y & 0 & 0 \\ * & * & -Z & 0 \\ * & * & * & -I \end{bmatrix} < 0 \quad (21)$$

其中:

$$\Xi = XA^{\mathrm{T}} + AX + Y + Z$$

$$\sigma = \max \{\lambda_1, \lambda_2, \cdots, \lambda_N\}$$

$$\Omega = \sigma BM_1 + \rho CM_2$$

则加热炉各支路出口温度达到平衡且跟踪设定值, 且待求参数为:

$$K_1 = \left(M_1 - \frac{N_1}{h}\right) X^{-1}, K_2 = N_1 X^{-1}$$

$$K_3 = \left(M_2 - \frac{N_2}{h}\right) X^{-1}, K_4 = N_2 X^{-1}$$

证明. 设李雅普诺夫函数为

$$V_{i} = \xi_{i}^{\mathrm{T}}(t) P\xi_{i}(t) + \int_{t-\tau}^{t} \xi_{i}^{\mathrm{T}}(\varepsilon) Q\xi_{i}(\varepsilon) \mathrm{d}\varepsilon + \int_{t-\tau-h}^{t} \xi_{i}^{\mathrm{T}}(\delta) S\xi_{i}(\delta) \mathrm{d}\delta$$
(22)

其中 *P*, *Q*, *S* 为对称正定矩阵. 对上式求导,则有:

$$\dot{V}_{i} = \xi_{i}^{\mathrm{T}}(t) \left(A^{\mathrm{T}}P + PA + Q + S\right) \xi_{i}(t) + 2\xi_{i}^{\mathrm{T}}(t) P\lambda_{i}B\left(K_{1} + \frac{K_{2}}{h}\right) \xi_{i}(t-\tau) + 2\xi_{i}^{\mathrm{T}}(t) P\rho C\left(K_{3} + \frac{K_{4}}{h}\right) \xi_{i}(t-\tau) - 2\xi_{i}^{\mathrm{T}}(t) P\lambda_{i}B\frac{K_{2}}{h}\xi_{i}(t-\tau-h) - 2\xi_{i}^{\mathrm{T}}(t) P\rho C\frac{K_{4}}{h}\xi_{i}(t-\tau-h) + 2\xi_{i}^{\mathrm{T}}(t) P\rho C\frac{K_{4}}{h}\xi_{i}(t-\tau-h) + 2\xi_{i}^{\mathrm{T}}(t) P\Delta A\gamma_{i} - \xi_{i}^{\mathrm{T}}(t-\tau) Q\xi_{i}(t-\tau) - \xi_{i}^{\mathrm{T}}(t-\tau-h) S\xi_{i}(t-\tau-h)$$
(23)

令 $V = \sum_{i=2}^{N} V_i$, 结合式 (23), 若下式成立

$$\begin{bmatrix} \Xi & \Theta & -P\left(\lambda_i B \frac{K_2}{h} + \rho C \frac{K_4}{h}\right) & P\Delta A \\ * & -Q & 0 & 0 \\ * & * & -S & 0 \\ * & * & * & -I \end{bmatrix} < 0$$

$$\begin{bmatrix} 24 \end{bmatrix}$$

其中: $\Xi = A^{\mathrm{T}}P + PA + Q + S, \Theta = P(\lambda_i B(K_1 + K_2/h) + \rho C(K_3 + K_4/h)), 则 \dot{V}_i < 0, 即有系统 (20) 渐近稳定, 满足 <math>\xi_i(t) = 0.$

对式 (24) 进行矩阵变换处理,并左乘右乘 diag{ $P^{-1}, P^{-1}, P^{-1}, I$ },同时令 $X = P^{-1}, Y = XQX, Z = XSX, M_1 = (K_1 + K_2/h)X, M_2 = (K_3 + K_4/h)X, N_1 = K_2X, N_2 = K_4X, 则可得上$ 述定理中的式 (21).

注 2. 定理 1 中所得结果考虑的是无约束情形下的控制器设计方法,带约束的控制器设计方法在实际工程中更具意义,未来研究将考虑控制约束条件下的各支路温度平衡与跟踪控制.

3 仿真示例

某炼油厂常压加热炉的进料管在炉内分成6个 支管,支路进料流量均为40吨每小时,支路燃料流 量为80吨每小时且各支路的动态特性相同.加热炉 的支路进料流量与出口温度的传递函数 G(s) 以及 燃料流量与支管出口温度的传递函数 G'(s) 分别为:

$$G(s) = \frac{-1}{5s+1} e^{-2s}, G'(s) = \frac{0.8}{4s+1} e^{-2s}$$

本文所得主要结果 (21) 是基于加热炉的状态空 间模型,因而需将上述传递函数转换成状态空间表 达式.同时,假定支管1的温度已受控并稳定在372 摄氏度.考虑实际装置操作时,只有部分燃料控制回 路工作在自动状态,其他则为手动状态.不失一般 性,此例仅考虑针对支管6施加燃料流量控制作用. 因此,有

$$\begin{cases} \dot{x}_{i}(t) = -\frac{1}{5}x_{i}(t) - \frac{1}{5}u_{i}(t-\tau), i = 2, 3, 4, 5\\ \dot{x}_{6}(t) = -\frac{9}{40}x_{6}(t) - \frac{1}{5}u_{6}(t-\tau) + \frac{1}{5}v_{6}(t-\tau) \end{cases}$$

其各支管的初始出口温度为: $x_i(0) = [365 363 358 367 368]^{\mathrm{T}}$.

此时矩阵 L 和 J 分别如下:

	2	-1	0	0	-1	
	-1	2	-1	0	0	
L =	0	-1	2	-1	0	
	0	0	-1	2	-1	
	-1	0	0	-1	2	

$$J = \text{diag}\{0, 1.3820, 1.3820, 3.6180, 3.6180\}$$

取 $\sigma = 3.618$, 并令微分时间常数 h = 3. 结合 定理 1 中的式 (21), 利用 Matlab 中的线性矩阵不 等式工具箱得到控制器参数分别为:



$K_1 = 0.0733, K_2 = 0.1072$

 $K_3 = 0.1908, K_4 = 0.2114$

利用 Simulink 仿真各支路出口温度的动态响 应过程如图 4 所示,各支路进料流量在加入控制器 后变化如图 5.

从图 4 的仿真曲线可以看出: 六路支管的出口 温度趋于一致, 且温度跟踪到支路 1. 从图 5 可以看 出, 除了支路 1 之外的其他 5 个支路, 在温度变化的 同时其进料量也随之调整, 但仍满足总进料流量不 变的约束条件, 即各路进料流量总和仍为 200 吨每 小时. 从仿真实验中可以发现, 整个过程是以增大支 管 6 的进料流量来减小支管 2、3、4、5 的进料流量, 从而使得支管 2、3、4、5 的出口温度得以增大达到 目标温度, 而对支管 6 则以燃料流量补偿由于进料 流量变大所引起的温度降低, 使其也能达到设定值.

若考虑对 2 到 6 支路均施加燃料控制作用,结 合定理 1 中的式 (21),利用 Matlab 中的线性矩阵 不等式工具箱得到控制器参数分别为:

$$K_1 = 0.0709, K_2 = 0.0483$$

 $K_3 = 0.1606, K_4 = 0.1606$

此时各支路出口温度的动态响应如图 6 所示.

比较图 4 与图 6 可以发现,在燃料流量控制器 数量多的情况下,出口温度的收敛时间有效缩短.因此,应当尽可能地提高燃气基础控制回路的自控率, 使更多的燃烧器可以用于装置温度的动态控制中. 但是支路数较多情形下 (比如多管乙烯裂解炉、多 管甲烷氢气变换炉等),考虑到有限燃料等现实问题, 同时也为了避免燃料管道的负担,应当合理地选取 燃料流量控制器的数量,从而在收敛时间与控制成

Fig. 4 The dynamic process of passes' outlet temperatures



43卷





Fig. 6 The dynamic process of passes' outlet temperatures with five fuel controllers

本之间取得均衡.

本文所提控制方案同时考虑了支路进料流量与 燃料流量的控制作用.当只考虑进料流量控制作用 时,加热炉出口温度的传递函数模型^[19]为:

$$G\left(s\right) = \frac{-1}{5s+1} \mathrm{e}^{-2s}$$

此时,利用文献 [19] 中所提控制器设计方法,可得如 下进料流量控制器参数:

$$K_1 = 0.0672, K_2 = 0.0388$$

此时,各支路出口温度的动态响应过程如图7所示.

从图 7 可以看出: 所有支管的出口温度虽趋于 一致, 但没有收敛到目标温度值. 而利用本文所提控 制方案,同时施加进料流量与燃料流量控制作用,可 实现各路支管出口温度的平衡与跟踪目标.

4 结论

本文针对加热炉支路平衡及出口温度的跟踪控制问题,提出了一种具有分布式特点的控制方案,并 给出了基于分布式偏差的进料流量与燃气流量控制 器设计方法.由于该方案仅使用了相邻支路的温度 而无须全部支路的温度信息,即便在支路数较多情 形下,依然具有控制结构简单,可以有效克服滞后, 实施方便等特点.最后,仿真示例验证了本控制方案 的有效性以及控制器设计方法的可行性.



图 7 仅有进料流量控制作用下出口温度响应曲线

Fig. 7 The dynamic process of passes' outlet temperatures only with inlet flowrate controllers

References

- 1 Wang X X, Zheng D Z. Difference control of parallel streams temperatures. Journal of Process Control, 2005, 15(5): 531-536
- Li Si-Fu, Wu Fu-Ming, Chen Hong, Chen Zhong-Bao, Qin Zhi-Yuan. Refinery furnace feed-branches outlet temperatures balancing control. Information and Control, 1994, 23(4): 243-246 (李嗣福, 吴福明, 陈红, 陈忠保, 卿致远. 炼油加热炉进料支管出口 温度平衡控制. 信息与控制, 1994, 23(4): 243-246)
- 3 Wang X X, Zheng D Z. Generalized difference control of parallel streams temperatures. *Journal of Process Control*, 2006, **16**(5): 535-543
- 4 Wang X X, Zheng D Z. Load balancing control of furnace with multiple parallel passes. *Control Engineering Practice*, 2007, **15**(5): 521–531
- 5 Wu Jie-Yun, Lei Wei-Liang, Zhou Wei, Cheng Gao-Feng. Averaging method to implement balance control of heating furnace branches. *Control and Instruments in Chemical Industry*, 2014, **41**(10): 1189–1191 (吴洁芸, 雷卫良,周娓, 程高峰. 平均值法在加热炉支路平衡控制上 的实现. 化工自动化及仪表, 2014, **41**(10): 1189–1191)

6 Mu Jin-Shan, Wang Xin, Wang Zhen-Lei, Qian Feng. Design and application of COT control system of ethylene cracking furnace. Computers and Applied Chemistry, 2012, 29(1): 90-94 (牟金善, 王昕, 王振雷, 钱锋. 乙烯裂解炉炉管出口温度控制系统设 计及应用. 计算机与应用化学, 2012, 29(1): 90-94)

7 Abilov A G, Zeybek Z, Tuzunalp O, Telatar Z. Fuzzy temperature control of industrial refineries furnaces through combined feedforward/feedback multivariable cascade systems. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2002, 41(1): 87–98

- 8 Yan Ai-Jun, Chai Tian-You, Yue Heng. Multivariable intelligent optimizing control approach for shaft furnace roasting process. Acta Automatica Sinica, 2006, **32**(4): 636-640 (严爱军, 柴天佑, 岳恒. 竖炉焙烧过程的多变量智能优化控制. 自动 化学报, 2006, **32**(4): 636-640)
- 9 Han Zhi-Gang, Wang Guo-Qiang. Cascade scheme of model free control law and its application. Acta Automatica Sinica, 2006, **32**(3): 345-352 (韩志刚, 汪国强. 无模型控制律串级形式及其应用. 自动化学报, 2006, **32**(3): 345-352)
- 10 Li Ping, Li Qi-An, Lei Rong-Xiao, Chen Ai-Jun, Ren Li-Li, Cao Wei. Development and application of advanced process control system for ethylene cracking heaters. *CIESC Journal*, 2011, **62**(8): 2216-2220 (李平, 李奇安, 雷荣孝, 陈爱军, 任丽丽, 曹巍. 乙烯裂解炉先进控 制系统开发与应用. 化工学报, 2011, **62**(8): 2216-2220)
- 11 Shi H Y, Su C L, Cao J T, Li P, Liang J P, Zhong G C. Nonlinear adaptive predictive functional control based on the Takagi-Sugeno model for average cracking outlet temperature of the ethylene cracking furnace. *Industrial & En*gineering Chemistry Research, 2015, **54**(6): 1849–1860
- 12 Leva A. Autotuning process controller with improved load disturbance rejection. Journal of Process Control, 2005, 15(2): 223-234
- 13 Wang X X. Temperature uniformity control of a furnace system with multiple parallel passes using fuzzy difference control technique. In: Proceedings of the 7th World Congress on Intelligent Control and Automation. Chongqing, China: IEEE, 2008. 794–799

14 Li Shi-Yuan, Huang Xin. A generalized predictive controlbased application research of advanced process control for atmospheric furnace. Computers and Applied Chemistry, 2013, **30**(8): 864–866 (李世原, 黄鑫. 基于广义预测控制的常压加热炉先进控制技术应用 研究. 计算机与应用化学, 2013, **30**(8): 864–866) 15 Bi Chun-Chang, Li Ning, Huang Dao. Study on billet temperature prediction and furnace temperature optimal setting of regenerative reheating furnace. Acta Automatica Sinica, 2004, **30**(3): 476-480 (毕春长,李柠,黄道. 蓄热式加热炉钢温预报与炉温优化设定研究.

自动化学报, 2004, **30**(3): 476-480)

16 Chen You-Wen, Chai Tian-You. The research and application on the optimization method for campaign planning of heating furnace. Control and Decision, 2011, 26(2): 297-302

(陈友文, 柴天佑. 加热炉作业计划优化方法的研究与应用. 控制与 决策, 2011, **26**(2): 297-302)

- 17 Qi Lu-Gang, Lv Wen-Xiang, Gao Xiao-Yong, Luan Zhi-Ye, Huang De-Xian. Coordinated control of multiple liquid levels and furnace composite system. *CIESC Journal*, 2016, **67**(3): 690-694 (亓鲁刚, 吕文祥, 高小永, 栾志业, 黄德先. 多液位与加热炉复合系 统的协调控制. 化工学报, 2016, **67**(3): 690-694)
- 18 Ojasvi, Kumar A, Kaistha N. Control system design for furnaces with multiple parallel passes. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2016, 55(19): 5702-5713
- Min Yang, Luan Xiao-Li, Liu Fei. Uniform temperature control on feed heaters by distributed deviations. *CIESC Journal*, 2016, 67(12): 5148-5154 (闵鸯, 栾小丽, 刘飞. 基于分布式偏差的加热炉支路温度一致控制. 化工学报, 2016, 67(12): 5148-5154)



栾小丽 江南大学自动化研究所副教授. 主要研究方向为复杂系统先进控制及应 用.本文通信作者.

E-mail: xlluan@jiangnan.edu.cn

(LUAN Xiao-Li Associate professor at the Institute of Automation, Jiangnan University. Her research interest covers advanced control and ap-

plication of complex systems. Corresponding author of this paper.)



闵 鸯 江南大学自动化研究所硕士研 究生.主要研究方向为混杂系统的一致 性控制.

E-mail: yangmin1222@yeah.net

(**MIN Yang** Master student at the Institute at Automation, Jiangnan University. Her main research interest is consensus control of hybrid systems.)



刘 飞 江南大学自动化研究所教授. 主要研究方向为先进过程控制理论及应用. E-mail: fliu@jiangnan.edu.cn

(LIU Fei Professor at the Institute of Automation, Jiangnan University. His research interest covers advanced process control theory and applications.)