

混合选别浓密过程双速率智能切换控制

王琳岩¹ 李健¹ 贾瑶¹ 柴天佑^{1,2}

摘要 赤铁矿混合选别浓密过程是以底流矿浆泵频率为输入,以底流矿浆流量为内环输出,以底流矿浆浓度为外环输出的强非线性串级工业过程. 由于受到频繁的浮选过程产生的中矿矿浆和污水的随机干扰,底流矿浆浓度外环和流量内环始终处于动态变化之中,控制器积分作用失效,内外环相互影响,使被控系统的动态性能变坏,底流矿浆浓度与流量超出工艺规定的控制目标的范围,甚至产生谐振. 本文针对上述问题利用提升技术建立基于内环流量闭环动态模型的浓度外环动态模型,将基于未建模动态补偿驱动的一步最优 PI 控制和基于模糊推理与规则推理的切换控制相结合,提出了由浓度外环控制和流量内环控制组成的混合选别浓密过程的双速率智能切换控制算法,建立了由机理主模型和神经网络补偿模型组成的混合选别浓密过程动态模型. 所提算法通过混合选别浓密过程的半实物仿真实验结果表明本文所提控制方法的有效性.

关键词 混合选别浓密过程, 双速率切换控制, 未建模动态补偿, 一步最优 PI 控制

引用格式 王琳岩, 李健, 贾瑶, 柴天佑. 混合选别浓密过程双速率智能切换控制. 自动化学报, 2018, 44(2): 330–343

DOI 10.16383/j.aas.2018.c160590

Dual-rate Intelligent Switching Control for Mixed Separation Thickening Process

WANG Lin-Yan¹ LI Jian¹ JIA Yao¹ CHAI Tian-You^{1,2}

Abstract The mixed separation thickening process (MSTP) of hematite beneficiation is a strong nonlinear cascade process with the frequency of underflow slurry pump as the input, the slurry flow-rate as the inner loop output and the concentration as the outer loop output. During its operation, some large and frequent random disturbances generated from the flotation middling and sewage will continuously cause dynamic changes of slurry concentration and slurry flow-rate, which will cause failure of controller integration. The influence between the outer and inner loops will deteriorate the dynamic performance of the controlled system and even cause resonance. To deal with the problem, lifting technique to introduce the dynamic characteristics of the inner closed-loop control system into the outer dynamic model of slurry concentration. We put forward a double-rate intelligent switching control algorithm for MSTP combined with one-step optimal PI control, unmodeled dynamics compensation control and fuzzy switching control. An MSTP dynamic model is established using the master model with mechanism and compensation model with neural network. Simulation experiment on the hardware-in-the-loop simulation system of MSTP proves the effectiveness of our method.

Key words Mixed separation thickening process (MSTP), dual-rate switching control, unmodeled dynamics compensation, one-step optimal PI control

Citation Wang Lin-Yan, Li Jian, Jia Yao, Chai Tian-You. Dual-rate intelligent switching control for mixed separation thickening process. *Acta Automatica Sinica*, 2018, 44(2): 330–343

混合选别浓密过程将选别后的精矿矿浆进行浓密处理,使其底流矿浆浓度达到控制目标规定的范

围内^[1]. 该过程是以底流矿浆泵频率为输入,以矿浆流量为内环输出,以矿浆浓度为外环输出的串级非线性被控过程. 由于底流矿浆流量与底流矿浆浓度具有强非线性,且难以建立数学模型,因此如何实现矿浆浓度控制成为研究热点. 文献 [2] 针对美国某金矿单一选别浓密过程,以矿浆泵频率为输入,以底流矿浆流量为内环输出,以底流矿浆浓度为外环输出,采用串级控制策略,外环采用专家系统的控制方法,实现底流矿浆浓度的定值控制. 文献 [3] 针对铜矿单一选别浓密过程,外环采用模糊控制方法. 文献 [4] 针对铝土矿单一选别浓密过程,外环采用规则推理控制方法. 由于赤铁矿采用磁选-浓密-浮选混合选别过程^[5–6],不合格中矿矿浆和污水返回浓密机,

收稿日期 2016-08-16; 录用日期 2017-02-15
Manuscript received August 16, 2016; accepted February 15, 2017

国家高技术研究发展计划 (863 计划) (SQ2015AA0400561), 国家自然科学基金 (61603393), 中国博士后科学基金 (2015M581355) 资助
Supported by National High Technology Research and Development Program of China (863 Program) (SQ2015AA0400561), National Natural Science Foundation of China (61603393), and China Postdoctoral Science Foundation (2015M581355)

本文责任编辑 谢永芳
Recommended by Associate Editor XIE Yong-Fang
1. 流程工业综合自动化国家重点实验室 沈阳 110819 2. 东北大学自动化研究中心 沈阳 110819
1. State Key Laboratory of Synthetical Automation for Process Industries, Shenyang 110819 2. Research Center of Automation, Northeastern University, Shenyang 110819

造成干扰,若采用文献[2-4]底流矿浆浓度的定值方法,会造成底流矿浆流量和底流矿浆浓度波动到工艺控制目标规定的范围外.文献[7]提出了区间智能控制,外环采用静态模型设定和模糊推理切换补偿机制控制方法,当中矿矿浆和污水波动大时,静态模型不能准确地给出底流矿浆流量控制器的设定值.文献[8]采用未建模动态补偿一步最优PI控制,代替了静态模型,当中矿矿浆和污水干扰大而频繁时,底流矿浆浓度和流量相互影响,内环流量处于动态之中,由于文献[8]中没有考虑内环流量闭环系统的动态特性,因此不能将底流矿浆浓度和流量控制在目标值范围内,甚至出现谐振^[9].本文设计未建模动态补偿的流量PI控制器,得到内环流量闭环控制系统,采用提升技术^[10]得到一个采样周期为外环采样周期的外环动态模型,利用此模型设计混合选别浓密过程双速率智能切换控制器,可以改善系统的动态性能,仿真实验的结果表明所提控制方法的有效性.

1 控制问题描述

1.1 控制目标

赤铁矿混合选别的浓密过程如图1所示,磁选产生的低浓度精矿矿浆以流量 $q_3(t)$ 和浓度 $\varphi_3(t)$ 进入浓密机,通过浓密机耙子的搅拌作用,使浓密机底部形成较高浓度的矿浆,通过底流矿浆泵频率 $u(t)$ 控制矿浆以流量 $y_1(t)$ 进入浮选机,并使底流矿浆浓度 $y_2(t)$ 在控制目标规定的目标范围内.而浮选过程产生的低品位和低浓度的中矿矿浆及污水分别以流量 $q_1(t)$, $q_2(t)$ 和浓度 $\varphi_1(t)$, $\varphi_2(t)$ 返回到浓密机,使底流矿浆流量 $y_1(t)$ 发生波动,为了保证浮选过程的精矿品位和金属回收率,矿浆在浮选过程的选别时间和浮选机液位应尽可能少波动,因此要求在浓

密机运行的时间内,控制系统具有良好的动态特性,即将底流矿浆的浓度 $y_2(t)$ 和流量 $y_1(t)$ 及流量变化率的波动控制在控制目标规定的范围内.

混合选别浓密过程的控制目标是:

1) 将底流浓度控制在控制目标规定的范围内,即:

$$y_{2\min} \leq y_2(t) \leq y_{2\max} \quad (1)$$

其中, $y_{2\min}$ 和 $y_{2\max}$ 分别为底流矿浆浓度的上下限值.

2) 将底流流量控制在控制目标规定的范围内,即:

$$y_{1\min} \leq y_1(t) \leq y_{1\max} \quad (2)$$

其中, $y_{1\min}$ 和 $y_{1\max}$ 分别为底流矿浆流量上下限值.

3) 要求底流流量波动控制在控制目标规定的范围内,即:

$$|\dot{y}_1(t)| \leq \delta \quad (3)$$

其中, δ 为工艺确定的底流流量波动的上限值.

混合选别浓密过程的控制问题是设计一个以底流矿浆泵频率 $u(t)$ 为输入,以底流矿浆流量 $y_1(t)$ 和矿浆浓度 $y_2(t)$ 为输出的控制系统,当受到浮选中矿矿浆随机干扰时,通过调节底流矿浆泵频率 $u(t)$,同时将底流浓度 $y_2(t)$ 和流量 $y_1(t)$ 及其变化率的波动控制在目标值范围内.

1.2 混合选别浓密过程动态特性分析

根据文献[10-11],建立以底流矿浆泵频率 $u(t)$ 为输入,以底流矿浆浓度 $y_2(t)$ 为输出的动态模型.

$$\dot{y}_2(t) = \frac{1}{k_2 h(y_1, y_2)} \left(\frac{-y_2^2(t)y_1(t)}{y_2(t) + k_3 r(t) + k_3 Q} + \right.$$

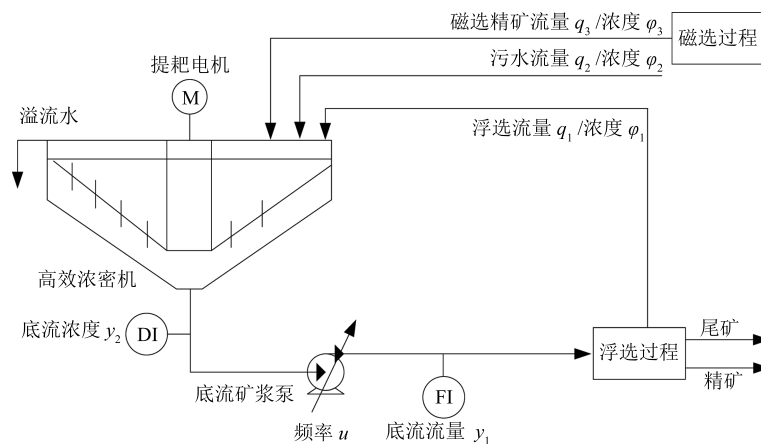


图1 混合选别浓密过程

Fig. 1 The mixed separation thickening process

$$k_1 v_p(y_1, y_2, r)(r(t) + Q) + \frac{k_1(k_i - k_3)v_p(y_1, y_2)(r(t) + Q)}{y_2(t) + k_3(r(t) + Q)} \quad (4)$$

其中, 底流矿浆流量 $y_1(t)$ 表示为

$$\dot{y}_1(t) = -\frac{y_1(t)}{\tau} + \frac{1}{\tau} \sqrt{\frac{k_0 u^2(t) - \frac{\Delta p(t)}{g\rho(y_2(t))} + C}{K}} \quad (5)$$

其中, $k_1 = Ak_i$, $k_2 = Ap$, $k_3 = k_i - \mu(\rho_s - \rho_l)/(Ap)$, $v_p(y_1, y_2)$ 为矿浆颗粒沉降速度, $h(y_1, y_2)$ 为泥层界面高度, τ 是时间常数, $\Delta p(t)/(g\rho(y_2(t)))$ 是矿浆泵两端管路单位重量矿浆的势能差, C 是阻力损失, μ , p , ρ_s , ρ_l 是与矿浆性质有关的常数, K , k_0 , k_i , A 是与浓密机结构有关的常数, $Q = q_3\varphi_3$, φ_3 和 q_3 为磁选精矿矿浆浓度和流量, $r(t)$ 为随机干扰变量.

$$r(t) = r_1(t) + r_2(t) = q_1(t)\varphi_1(t) + q_2(t)\varphi_2(t) \quad (6)$$

其中, φ_1 和 q_1 为浮选中矿矿浆浓度和流量, φ_2 和 q_2 为污水浓度和流量.

式(4)可简记为 $\frac{dy_1(t)}{dt} = f(y_1, y_2, r, v_p, h)$, 由式(4)可知, 外环底流矿浆流量 $y_1(t)$ 与底流矿浆浓度 $y_2(t)$ 之间具有强非线性特性, 且模型系数 $v_p(y_1, y_2)$ 和 $h(y_1, y_2)$ 是与 $y_1(t)$ 和 $y_2(t)$ 相关的未知非线性函数. 底流浓度为慢过程, 采样周期 $T = 15$ s, 底流流量为快过程, 采样周期 $k = 1$ s, 利用混合选别浓密过程运行在工作点附近的特点, 可以将式(4)和式(5)表示为由线性模型和未建模动态组成的被控对象模型, 即

$$A_2(z^{-1})y_2(T+1) = B_2(z^{-1})y_1(T) + v_2(T) \quad (7)$$

$$\begin{cases} A_2(z^{-1}) = 1 + a_{21}z^{-1} + a_{22}z^{-2} \\ B_2(z^{-1}) = b_{20} + b_{21}z^{-1} \end{cases}$$

其中, $v_2(T)$ 表示底流浓度模型中的未建模动态, 且 $v_2(T)$ 有界, 可以表示为

$$v_2(T) = v_{21}(v, T) + v_{22}(y_2, y_1, T) \quad (8)$$

$$|v_2(T)| \leq N \quad (9)$$

其中, N 是 $v_2(T)$ 的上界. $v_{22}(y_2, y_1, T)$ 是底流矿浆浓度 $y_2(T)$ 在工作点附近线性化后的非线性项部分; $v_{21}(v, T)$ 表为中矿矿浆和厂区污水对底流矿浆浓度 $y_2(T)$ 的影响, 并且 $v_{21}(v, T)$ 和 $v_{22}(y_2, y_1, T)$ 为有界随机波动的未知干扰. 将底流矿浆流量过程表示为

$$A_1(z^{-1})y_1(k+1) = B_1(z^{-1})u(k) + v_1(k) \quad (10)$$

$$\begin{cases} A_1(z^{-1}) = 1 + a_{11}z^{-1} \\ B_1(z^{-1}) = b_{10} \end{cases}$$

其中, $v_1(k)$ 是由底流流量过程中的未建模动态. 且 $v_1(k)$ 有界, 可以表示为

$$|v_1(k)| \leq M \quad (11)$$

其中, M 是 $v_1(k)$ 上限值.

当中矿矿浆和厂区污水产生大而频繁的干扰时, 使得随机干扰变量 $v_2(T)$ 出现大范围频繁波动, 底流矿浆浓度 $y_2(T)$ 一直处于动态之中, 导致外环底流矿浆浓度控制器中的积分作用失效, 使得外环控制器的输出即底流矿浆流量内环控制器的设定值频繁波动, 造成底流矿浆流量 $y_1(k)$ 频繁波动, 从而导致底流矿浆流量和底流矿浆浓度相互影响, 甚至出现谐振. $r(T)$ 最大时能达到浓密机来料矿浆量的 60% 以上, 经常造成底流矿浆流量及其变化率的波动超过其控制目标规定的范围, 使得进入浮选机的矿浆选别时间缩短, 液位剧烈波动, 导致精矿流失, 金属回收率下降. 由控制目标和动态特性分析可知, 混合选别浓密过程浓度控制问题实际上是一类受随机干扰的难以建立数学模型的强非线性串级过程的控制问题, 它不仅要求将外环输出控制在目标值范围内, 而且将内环输出及其变化率的波动也要控制在目标值范围内, 因此难以采用已有的串级控制方法^[2-4].

2 控制方法

2.1 控制策略

由式(4)和式(5)可以看出, 底流泵的频率 $u(k)$ 首先影响底流矿浆流量 $y_1(k)$, 然后影响到底流矿浆浓度 $y_2(T)$, 为了降低未建模动态 $v_1(k)$ 对流量的影响, 首先采用对未建模动态前一拍 $v_1(k-1)$ 补偿的 PI 控制, 设计内环底流矿浆流量控制器, 得到底流矿浆流量闭环控制系统. 由于随机干扰变量 $r(t)$ 的波动, 使得流量闭环系统处于动态之中, 因此浓度外环的输入 $y_1(k)$ 和输出 $y_2(T)$ 具有不同的采样周期, 称为双率系统. 采用提升技术, 利用在外环采样周期内, 内环流量的设定值不变, 得到一个与之等价的采样周期为外环采样周期的浓度外环动态模型, 为了尽可能地减少未建模动态的变化对浓度 $y_2(T)$ 的影响, 采用未建模动态补偿的一步最优 PI 控制器, 对该外环动态模型设计外环控制器. 为了保证该控制器具有良好的动态特性, 即在浓密机运行期间, 底流矿浆浓度 $y_2(T)$ 和流量 $y_1(k)$ 在目标值范围内, 因此引入切换机制, 采用浓度的跟踪误差 $e_2(T)$ 和误差变化率 $\Delta e_2(T)$ 来判断. 当矿浆浓度在目标值范围内时, 采用当前的控制器, 当矿浆浓度下一时刻有可能超出控制目标范围时, 产生一个补偿信号叠加在外环控制器的输出信号上, 使底流矿浆浓度 $y_2(T)$ 和流量 $y_1(k)$ 在目标值范围内.

本文提出的双速率智能切换控制如图 2 所示, 采用由底流流量设定智能切换控制和底流流量跟踪控制组成的控制结构图. 底流流量设定智能切换控制由未建模动态补偿驱动的浓度 PI 控制器和基于模糊推理与规则推理的切换控制补偿器组成, 如图 3 所示. 底流流量跟踪控制采用未建模动态补偿的流量 PI 控制器. 各部分功能如下:

1) 未建模动态补偿驱动的浓度 PI 控制器: 为了使底流矿浆浓度在目标值范围内调节的区间尽可能大, 选择底流矿浆浓度设定值 $y_{2ref} = (y_{2min} + y_{2max})/2$, 采用未建模动态补偿的一步最优 PI 控制, 产生底流流量预设值 $y_{1sp}^1(T)$.

2) 基于模糊推理与规则推理的切换控制补偿器. 由底流流量模糊推理流量设定补偿和规则推理切换机制组成. 底流流量模糊推理流量设定补偿是为了使底流流量在目标值范围内调节的区间尽可能大, 选择矿浆流量的参考值为 $y_{1ref} = (y_{1min} + y_{1max})/2$, 以底流流量 $y_1(T)$ 与参考值 y_{1ref} 的偏差 $e_1(T) = y_{1ref} - y_1(T)$ 和底流矿浆浓度 $y_2(T)$ 与设定值 y_{2ref} 的偏差 $e_2(T) = y_{2ref} - y_2(T)$ 为输入, 由模糊推理产生矿浆流量设定补偿值 $y_{1sp}^2(T)$; 规则推理切换机制是根据底流矿浆浓度偏差 $e_2(T)$ 和偏差变化率 $\Delta e_2(T) = e_2(T) - e_2(T - 1)$, 实现底流流量设定补偿和设定保持的切换.

3) 未建模动态补偿的流量 PI 控制器. 使得矿浆流量跟踪其设定值 $y_{1sp}(k)$, 从而将矿浆浓度和流量及波动控制在目标值范围内.

2.2 控制算法

2.2.1 流量设定智能切换控制器

- 1) 未建模动态补偿一步最优浓度 PI 控制器
- a) 未建模动态补偿的底流流量 PI 控制算法

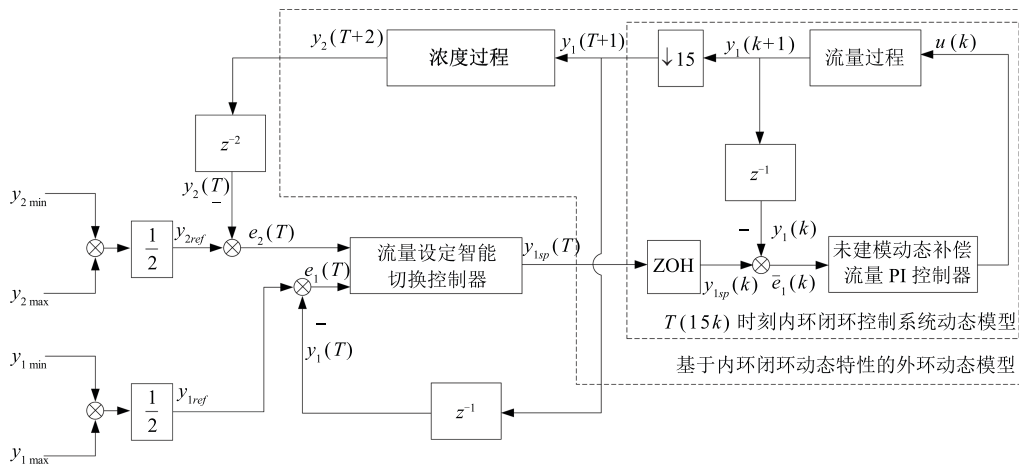


图 2 混合选别浓密过程双速率智能切换控制结构图

Fig. 2 The dual-rate intelligent switching control structure for MSTP

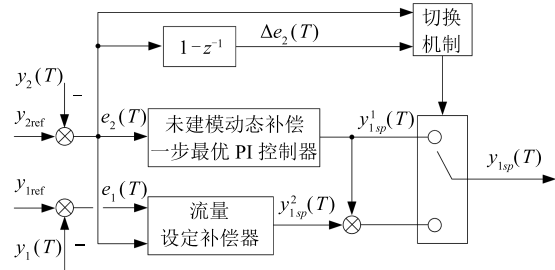


图 3 流量设定智能切换控制结构图

Fig. 3 The structure of intelligent switching control algorithm for flow-rate

采用增量式的 PI 控制律, 即

$$u(k) = u(k - 1) + k_{p1} [\bar{e}_1(k) - \bar{e}_1(k - 1)] + k_{i1} \bar{e}_1(k) - K_1(z^{-1})v_1(k - 1) \quad (12)$$

其中, k_{p1} 和 k_{i1} 为 PI 控制参数, $e_1(k)$ 为误差, 即

$$e_1(k) = y_{1sp}(k) - y_1(k) \quad (13)$$

底流流量采样周期为 1 s, 将式 (13) 代入式 (12), 并化简得

$$(1 - z^{-1})u(k) = -K_1(z^{-1})v_1(k - 1) + (k_{i1} + k_{p1} - k_{p1}z^{-1}) [y_{1sp}(k) - y_1(k)] \quad (14)$$

由式 (14), 得到未建模动态补偿 PI 控制器方程为

$$H_1(z^{-1})u(k) = G_1(z^{-1}) [y_{1sp}(k) - y_1(k)] - K_1(z^{-1})v_1(k - 1) \quad (15)$$

其中, $H_1(z^{-1}) = 1 - z^{-1}$, $G_1(z^{-1}) = k_{i1} + k_{p1}(1 - z^{-1}) = g_{10} + g_{11}z^{-1}$. 为了求取控制参数 $K_1(z^{-1})$ 和 $G_1(z^{-1})$, 将式 (15) 代入式 (10) 中, 得

$$\begin{aligned} [A_1(z^{-1})H_1(z^{-1}) + z^{-1}B_1(z^{-1})G_1(z^{-1})]y_1(k+1) = \\ B_1(z^{-1})G_1(z^{-1})y_{1sp}(k) + H_1(z^{-1})\Delta v_1(k) + \\ [H_1(z^{-1}) - B_1(z^{-1})\bar{K}_1(z^{-1})]v_1(k-1) \end{aligned} \quad (16)$$

选择 $T(z^{-1}) = 1 + t_1z^{-1} + t_2z^{-2}$ 使其极点在单位圆内, $1 + t_1z^{-1} + t_2z^{-2} \neq 0$, $|z^{-1}| > 1$, 于是, 令

$$A_1(z^{-1})H_1(z^{-1}) + z^{-1}B_1(z^{-1})G_1(z^{-1}) = T(z^{-1}) \quad (17)$$

PI 控制参数 g_{10} 和 g_{11} 以及未建模动态补偿参数 $K_1(z^{-1}) = k_{v10}(1 - z^{-1})$ 为

$$\begin{cases} g_{10} = \frac{t_1 - a_{11} + 1}{b_{10}} \\ g_{11} = \frac{t_2 + a_{11}}{b_{10}} \\ k_{v10} = \frac{1}{b_{10}} \end{cases} \quad (18)$$

b) 基于提升技术的矿浆浓度外环动态模型

将式 (17) 代入式 (16) 可得, 以矿浆流量设定值 $y_{1sp}(k)$ 为输入, 以矿浆流量 $y_1(k+1)$ 为输出的闭环系统.

$$(1 + t_1z^{-1} + t_2z^{-2})y_1(k+1) = b_{10}G_1(z^{-1})y_{1sp}(k) + H_1(z^{-1})\Delta v_1(k) \quad (19)$$

采用矿浆流量闭环控制后, 矿浆浓度模型式 (5) 中的流量 $y_1(k)$ 为底流流量闭环系统式 (19) 中的输出 $y_1(k+1)$, 由于底流流量的采样周期为 $k = 1$ s, 矿浆浓度的采样周期为 $T = 15$ s, 为了建立矿浆流量设定值 $y_{1sp}(k)$ 作用下的矿浆浓度动态模型, 采用提升技术^[12], 为此选择状态变量: $x_1(k) = -t_2y_1(k-1) + b_{10}g_{11}y_{1sp}(k-1) - \Delta v_1(k-1)$; $x_2(k) = y_1(k)$.

将式 (19) 转化为状态空间的形式^[13]. 状态方程为

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} x_1(k+1) \\ x_2(k+1) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & -t_2 \\ 1 & -t_1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \end{bmatrix} + \\ \begin{bmatrix} b_{10}g_{11} \\ b_{10}g_{10} \end{bmatrix} y_{1sp}(k) + \begin{bmatrix} -1 \\ 1 \end{bmatrix} \Delta v_1(k) \end{aligned} \quad (20)$$

输出方程为

$$y_1(k) = \begin{bmatrix} 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \end{bmatrix} \quad (21)$$

由式 (20) 可得

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} x_1(15k+1+i) \\ x_2(15k+1+i) \end{bmatrix} = \\ \begin{bmatrix} 0 & -t_2 \\ 1 & -t_1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(15k+i) \\ x_2(15k+i) \end{bmatrix} + \\ \begin{bmatrix} b_{10}g_{11} \\ b_{10}g_{10} \end{bmatrix} y_{1sp}(15k+i) + \\ \begin{bmatrix} -1 \\ 1 \end{bmatrix} \Delta v_1(15k+i) \end{aligned} \quad (22)$$

当 $i = 0, 1, \dots, 14$ 时, 将式 (22) 进行迭代, 可得

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} x_1(15k+15) \\ x_2(15k+15) \end{bmatrix} = \\ \begin{bmatrix} 0 & -t_2 \\ 1 & -t_1 \end{bmatrix}^{15} \begin{bmatrix} x_1(15k) \\ x_2(15k) \end{bmatrix} + \\ \sum_{i=0}^{14} \begin{bmatrix} 0 & -t_2 \\ 1 & -t_1 \end{bmatrix}^{14-i} \begin{bmatrix} b_{10}g_{11} \\ b_{10}g_{10} \end{bmatrix} y_{1sp}(15k+i) + \\ \sum_{i=0}^{14} \begin{bmatrix} 0 & -t_2 \\ 1 & -t_1 \end{bmatrix}^{14-i} \begin{bmatrix} -1 \\ 1 \end{bmatrix} \Delta v_1(15k+i) \end{aligned} \quad (23)$$

利用保持器使

$$y_{1sp}(15k) = y_{1sp}(15k+i), \quad i = 1, 2, 3, \dots, 14 \quad (24)$$

由式 (24) 可知

$$\begin{aligned} \sum_{i=0}^{14} \begin{bmatrix} 0 & -t_2 \\ 1 & -t_1 \end{bmatrix}^{14-i} \begin{bmatrix} b_{10}g_{11} \\ b_{10}g_{10} \end{bmatrix} y_{1sp}(15k+i) = \\ \sum_{i=0}^{14} \begin{bmatrix} 0 & -t_2 \\ 1 & -t_1 \end{bmatrix}^{14-i} \begin{bmatrix} b_{10}g_{11} \\ b_{10}g_{10} \end{bmatrix} y_{1sp}(15k) \end{aligned} \quad (25)$$

式 (25) 中未建模动态为

$$\begin{aligned} \sum_{i=0}^{14} \begin{bmatrix} 0 & -t_2 \\ 1 & -t_1 \end{bmatrix}^{14-i} \begin{bmatrix} -1 \\ 1 \end{bmatrix} \Delta v_1(15k+i) = \\ \begin{bmatrix} \Delta v_{11} \\ \Delta v_{21} \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (26)$$

因为

$$|\Delta v_1(k)| = |v_1(k) - v_1(k-1)| \leq |v_1(k)| + |v_1(k-1)| \quad (27)$$

由式 (10) 和式 (27) 可得

$$|\Delta v_1(k)| \leq 2M \quad (28)$$

由式 (28) 可以判断式 (26) 中的 $\Delta v_{11}(15k)$ 和 $\Delta v_{21}(15k)$ 有界, 即

$$|\Delta v_{11}(15k)| \leq M_{11} \quad (29)$$

$$|\Delta v_{21}(15k)| \leq M_{21} \quad (30)$$

其中, M_{11} 和 M_{21} 分别为 $\Delta v_{11}(T)$ 和 $\Delta v_{21}(T)$ 的上界, 令

$$\begin{bmatrix} 0 & -t_2 \\ 1 & -t_1 \end{bmatrix}^{15} = \begin{bmatrix} t_{11} & t_{12} \\ t_{21} & t_{22} \end{bmatrix} \quad (31)$$

$$\sum_{i=0}^{14} \begin{bmatrix} 0 & -t_2 \\ 1 & -t_1 \end{bmatrix}^i \begin{bmatrix} b_{10}g_{11} \\ b_{10}g_{10} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} w_1 \\ w_2 \end{bmatrix} \quad (32)$$

由式 (25), (26), (31) 和式 (32) 可以将式 (23) 表示为

$$\begin{bmatrix} x_1(15k+15) \\ x_2(15k+15) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} t_{11} & t_{12} \\ t_{21} & t_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(15k) \\ x_2(15k) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} w_1 \\ w_2 \end{bmatrix} y_{1sp}(15k) + \begin{bmatrix} \Delta v_{11}(15k) \\ \Delta v_{21}(15k) \end{bmatrix} \quad (33)$$

输出方程式 (21) 表示为

$$y_1(15k) = x_2(15k) \quad (34)$$

由 $T = 15k$, 将式 (33) 和式 (34) 表示为

$$\begin{bmatrix} x_1(T+1) \\ x_2(T+1) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} t_{11} & t_{12} \\ t_{21} & t_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1(T) \\ x_2(T) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} w_1 \\ w_2 \end{bmatrix} y_{1sp}(T) + \begin{bmatrix} \Delta v_{11}(T) \\ \Delta v_{21}(T) \end{bmatrix} \quad (35)$$

$$y_1(T) = x_2(T) \quad (36)$$

由式 (35) 和式 (36) 可得提升后的矿浆流量闭环方程为

$$T_0(z^{-1})y_1(T+1) = D_0(z^{-1})y_{1sp}(T) + \Delta \tilde{v}_1(T) \quad (37)$$

其中,

$$\begin{cases} T_0(z^{-1}) = 1 - (t_{11} + t_{22})z^{-1} + (t_{11}t_{22} - t_{21}t_{12})z^{-2} \\ D_0(z^{-1}) = w_2 + (t_{21}w_1 - t_{11}w_2)z^{-1} \\ \Delta \tilde{v}_1(T) = t_{21}\Delta v_{11}(T-1) + (1 - t_{11}z^{-1})\Delta v_{21}(T) \end{cases} \quad (38)$$

将式 (37) 代入式 (12) 中, 得到以矿浆流量设定值 $y_{1sp}(T)$ 为输入, 以矿浆浓度 $y_2(T+2)$ 为输出的矿浆浓度动态模型, 即

$$A(z^{-1})y_2(T+2) = B(z^{-1})y_{1sp}(T) + v(T-1) + \Delta v(T) \quad (39)$$

其中,

$$\begin{cases} A(z^{-1}) = T_0(z^{-1})A_2(z^{-1}) \\ B(z^{-1}) = D_0(z^{-1})B_2(z^{-1}) \\ v(T) = B_2(z^{-1})\Delta \tilde{v}_1(T) + T_0(z^{-1})v_2(T+1) \end{cases} \quad (40)$$

c) 未建模动态补偿一步最优 PI 控制算法

采用提升技术后, 由式 (37) 可知以底流流量设定值 $y_{1sp}(T)$ 为输入, 以底流矿浆浓度 $y_2(T+2)$ 为输出的底流矿浆浓度动态模型, 即

$$A(z^{-1})y_2(T+2) = B(z^{-1})y_{1sp}(T) + v(T) \quad (41)$$

由式 (41) 可得未建模动态 $v(T-1)$ 为

$$v(T-1) = y_2(T+1) - B(z^{-1})y_{1sp}(T-1) + A^*(z^{-1})y_2(T+1) = y_2(T+1) - y_2^*(T+1) \quad (42)$$

其中, $A^*(z^{-1}) = A(z^{-1}) - 1$. $y_2^*(T+1)$ 为底流流量预设控制器驱动模型的输出, 表示为

$$y_2^*(T+1) = -A^*(z^{-1})y_2(T+1) + B(z^{-1})y_{1sp}(T-1) \quad (43)$$

由于 $v(T-1)$ 可以由式 (42) 获得, 采用如图 4 所示的对 $v(T-1)$ 动态补偿的控制律, 即

$$H_2(z^{-1})y_{1sp}(T) = G_2(z^{-1})e_2(T) - \bar{K}_2(z^{-1})v(T-1) \quad (44)$$

其中, $e_2(T) = y_{2ref}(T) - y_2(T)$.

为了设计控制器参数 $H_2(z^{-1})$, $G_2(z^{-1})$ 和 $\bar{K}_2(z^{-1})$, 采用一步最优控制, 引入下列性能指标:

$$J = |P(z^{-1})y_2(T+2) - R(z^{-1})y_{2ref} + Q(z^{-1})y_{1sp}^1(T) + K(z^{-1})v(T-1)|^2 \quad (45)$$

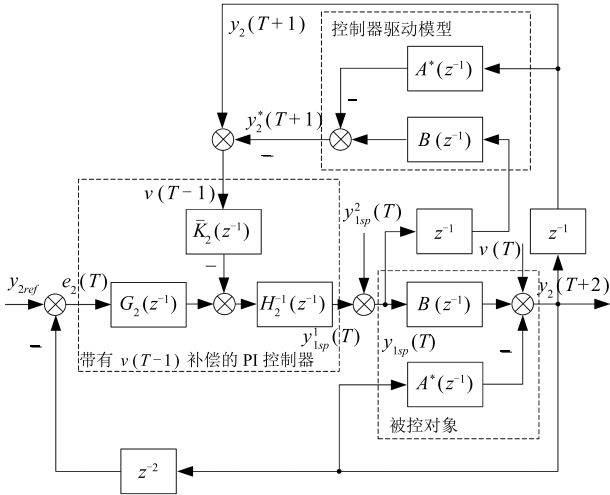


图 4 未建模动态补偿的控制结构图

Fig. 4 Structure of unmodeled dynamic compensation control

其中, $P(z^{-1})$, $R(z^{-1})$, $Q(z^{-1})$ 和 $K(z^{-1})$ 均为关于 z^{-1} 的加权多项式. 采用文献 [11] 中的方法, 引入广义输出 $\phi_2(T+2)$ 为

$$\phi_2(T+2) = P(z^{-1})y_2(T+2) \quad (46)$$

定义广义理想输出 $\phi_2^*(T+2)$ 为

$$\phi_2^*(T+2) = R(z^{-1})y_{2ref} - Q(z^{-1})y_{1sp}^1(T) - K(z^{-1})v(T-1) \quad (47)$$

广义输出误差 $e_2^*(T+2)$ 为

$$e_2^*(T+2) = \phi_2(T+2) - \phi_2^*(T+2) = P(z^{-1})y_2(T+2) - R(z^{-1})y_{2ref} + Q(z^{-1})y_{1sp}^1(T) + K(z^{-1})v(T-1) \quad (48)$$

引入如下 Diophantine 方程

$$F(z^{-1})A(z^{-1}) + z^{-2}G_2(z^{-1}) = P(z^{-1}) \quad (49)$$

其中, $F(z^{-1}) = 1$. 由式 (39) 和式 (49) 可得

$$P(z^{-1})y_2(T+2) = G_2(z^{-1})y_2(T) + B(z^{-1})y_{1sp}^1(T) + v(T-1) + \Delta v(T) \quad (50)$$

由图 4 可知

$$y_{1sp}(T) = y_{1sp}^1(T) + y_{1sp}^2(T) \quad (51)$$

将式 (50) 和式 (51) 代入式 (45), 使 J 最小, 可得带有未建模动态补偿的一步最优控制律为

$$[B(z^{-1}) + Q(z^{-1})]y_{1sp}^1(T) = -R(z^{-1})y_{2sp}(T) - G_2(z^{-1})y_2(T) - [1 + K(z^{-1})]v(T-1) -$$

$$B(z^{-1})y_{1sp}^2(T) - \Delta v(T) \quad (52)$$

由式 (44) 和式 (52) 可得

$$\begin{cases} H_2(z^{-1}) = B(z^{-1}) + Q(z^{-1}) \\ G_2(z^{-1}) = R(z^{-1}) \\ \bar{K}_2(z^{-1}) = 1 + K(z^{-1}) \end{cases} \quad (53)$$

引入 PI 控制律, 即

$$\begin{cases} H_2(z^{-1}) = 1 - z^{-1} \\ G_2(z^{-1}) = R(z^{-1}) = g_{20} + g_{21}z^{-1} \end{cases} \quad (54)$$

其中, g_{20} 和 g_{21} 为 PI 控制参数. 为了求取 $\bar{K}_2(z^{-1})$, 由式 (39), (44) 和式 (51) 可得

$$[A(z^{-1})H_2(z^{-1}) + z^{-2}B(z^{-1})G_2(z^{-1})]y_2(T+2) = [H_2(z^{-1}) - B(z^{-1})\bar{K}_2(z^{-1})]v(T-1) + H_2(z^{-1})[B(z^{-1})y_{1sp}^2(T) + \Delta v(T)] + B(z^{-1})G_2(z^{-1})y_{2ref} \quad (55)$$

为了实现对未建模动态 $v(T-1)$ 的动态和静态补偿, 选择 $\bar{K}_2(z^{-1})$ 使 $H_2(z^{-1}) - \bar{K}_2(z^{-1})B(z^{-1}) = 0$. 由式 (54) 和式 (55) 可知, 设

$$\bar{K}_2(z^{-1}) = (k_{v20} + k_{v21}z^{-1})(1 - z^{-1}) \quad (56)$$

选择控制参数 k_{v20} 和 k_{v21} 为最小二乘解, 即

$$\begin{bmatrix} k_{v20} & k_{v21} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_{20} & 0 \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} b_{20}^2 + b_{21}^2 & b_{20}b_{21} \\ b_{20}b_{21} & b_{20}^2 + b_{21}^2 \end{bmatrix}^{-1} \quad (57)$$

采用 Jury 稳定判据^[14] 来选择 g_{20} 和 g_{21} 满足

$$(1 - z^{-1})A(z^{-1}) + z^{-1}(g_{20} + g_{21}z^{-1})B(z^{-1}) \neq |z| > 1 \quad (58)$$

由式 (44), (54) 和式 (56) 得到未建模动态补偿的一步最优 PI 控制律为

$$(1 - z^{-1})y_{1sp}^1(T) = (g_{20} + g_{21}z^{-1})[y_{2ref} - y_2(T)] - (k_{v20} + k_{v21}z^{-1})(1 - z^{-1})v(T-1) \quad (59)$$

2) 模糊推理流量设定补偿器

参考文献 [15-17] 和实际过程分析, 提出流量设定模糊补偿算法, 其结构如图 5 所示. 由底流浓度的跟踪误差 $e_2(T)$ 和底流流量的跟踪误差 $e_1(T)$ 模糊化、求补偿量 U_i 的模糊推理、解模糊化求得设定补偿值 $\Delta y_{1sp}^2(T)$ 组成.

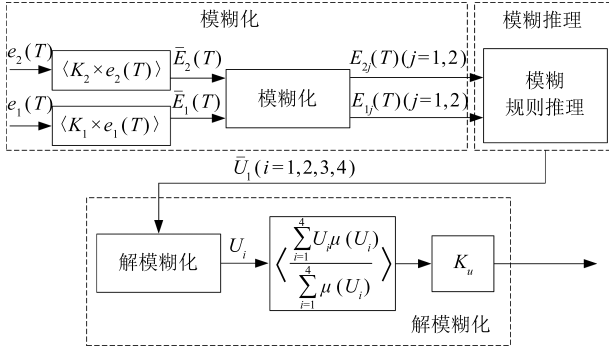


图5 底流流量设定补偿算法结构图

Fig. 5 The structure of underflow flow-rate setting compensation algorithm

a) $e_1(T)$ 和 $e_2(T)$ 模糊化

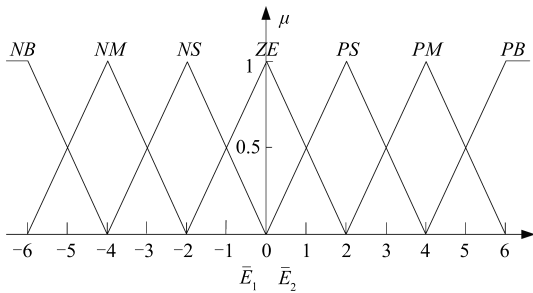
确定底流流量偏差的上限 $\alpha = (y_{1\max} - y_{1\min})/2$ 和底流矿浆浓度偏差的上限 $\beta = (y_{2\max} - y_{2\min})/2$, $e_1(T)$ 和 $e_2(T)$ 的量化因子分别为 K_1 和 K_2 , $K_1 = n/\alpha$, $K_2 = n/\beta$, n 为模糊子集论域的上限 $n = 6$, 则模糊补偿的输入 $E_1(T)$ 和 $E_2(T)$ 分别为

$$\bar{E}_1(T) = \langle K_1 \times e_1(T) \rangle = \left\langle \frac{n}{\frac{y_{1\max} - y_{1\min}}{2}} \times e_1(T) \right\rangle$$

$$\bar{E}_2(T) = \langle K_2 \times e_2(T) \rangle = \left\langle \frac{n}{\frac{y_{2\max} - y_{2\min}}{2}} \times e_2(T) \right\rangle$$

其中, $\langle \cdot \rangle$ 表示取整运算.

在 $\bar{E}_1(T)$ 和 $\bar{E}_2(T)$ 各自论域上建立 7 个模糊子集, 分别为负大 (NB)、负中 (NM)、负小 (NS)、零 (ZE)、正小 (PS)、正中 (PM)、正大 (PB). 选择 $E_1(T)$ 和 $E_2(T)$ 的隶属函数为对称三角形隶属函数, 由图 6 可以得到 $E_{1j}(T)$ 和 $E_{2j}(T)$, $j = 1, 2$.

b) 模糊推理补偿量 \bar{U}_i 图6 $\bar{E}_1(T)$ 和 $\bar{E}_2(T)$ 的隶属度函数Fig. 6 The membership function of $\bar{E}_1(T)$ and $\bar{E}_2(T)$

由 $E_{1j}(T)$ 和 $E_{2j}(T)$, 通过实验建立如表 1 所示的求补偿量 \bar{U}_i ($i = 1, 2, 3, 4$) 的 49 条模糊推理规则. 例如 $\bar{E}_1(T) = 5$, $\bar{E}_2(T) = -3$, $E_{11}(T)$ 属于 PM , $E_{12}(T)$ 属于 PB , $E_{21}(T)$ 属于 NS , $E_{22}(T)$ 属于 NM , 从表 1 可以得出:

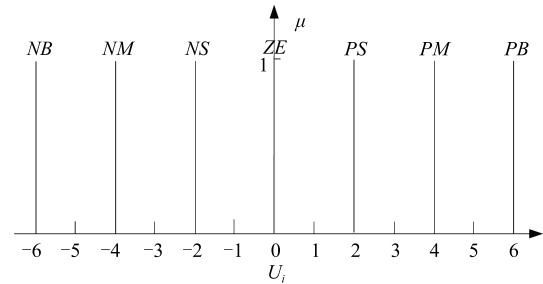
- i) If $E_{11}(T)$ is PM and $E_{21}(T)$ is NS then \bar{U}_1 is PM
- ii) If $E_{11}(T)$ is PM and $E_{22}(T)$ is NM then \bar{U}_2 is PM
- iii) If $E_{12}(T)$ is PB and $E_{21}(T)$ is NS then \bar{U}_3 is PM
- iv) If $E_{12}(T)$ is PB and $E_{22}(T)$ is NM then \bar{U}_4 is PB

表 1 底流矿浆流量设定补偿量 \bar{U}_i 模糊规则表Table 1 Pulp flow-rate set compensation \bar{U}_i fuzzy rule table

\bar{U}_i	E_{1j}						
	NB	NM	NS	ZE	PS	PM	PB
NB	ZE	PS	PS	PM	PM	PB	PB
NM	NS	ZE	PS	PS	PM	PM	PB
NS	NS	NS	ZE	ZE	PS	PM	PM
E_{2j}	ZE	NM	NS	NS	ZE	PS	PM
PS	NM	NM	NS	ZE	ZE	PS	PS
PM	NB	NM	NM	NS	NS	ZE	PS
PB	NB	NB	NM	NM	NS	NS	ZE

c) 解模糊化

根据上述求得的补偿量 \bar{U}_i , 由图 7 所示的单值型隶属函数通过解模糊化可得其特征值 U_i .

图7 \bar{U}_i 的隶属度函数Fig. 7 The membership function of \bar{U}_i

流量设定补偿量 $\Delta y_{1sp}^2(T)$ 为

$$\Delta y_{1sp}^2(T) = K_u U(T) \quad (60)$$

其中, K_u 为比例因子, $U(T)$ 表示为

$$U(T) = \frac{\sum_{i=1}^4 U_i \mu(U_i)}{\sum_{i=1}^4 \mu(U_i)} \quad (61)$$

$$\begin{cases} \mu(U_1) = \min\{\mu(E_{11}), \mu(E_{21})\} \\ \mu(U_2) = \min\{\mu(E_{11}), \mu(E_{22})\} \\ \mu(U_3) = \min\{\mu(E_{12}), \mu(E_{21})\} \\ \mu(U_4) = \min\{\mu(E_{12}), \mu(E_{22})\} \end{cases} \quad (62)$$

为了使底流流量变化率的波动满足控制目标(3), 要求 $\Delta y_{1sp}^1(T) + \Delta y_{1sp}^2(T) < \delta$, 底流流量设定值为

$$y_{1sp}(T) = y_{1sp}(T-1) + \Delta y_{1sp}^1(T) + \Delta y_{1sp}^2(T) \quad (63)$$

3) 规则推理切换机制

采用基于“**If** 〈前提〉 **then** 〈结论〉”的规则^[16-17]. 前提条件中的变量为底流矿浆浓度的跟踪误差 $e_2(T)$ 和误差变化率 $\Delta e_2(T)$, 当 $|e_2(T)| \leq \varepsilon$ 或 $|e_2(T)| > \varepsilon$ 且 $e_2(T)\Delta e_2(T) \leq 0$ 时, 意味着 $e_2(T)$ 在目标范围内; 当 $|e_2(T)| > \varepsilon$ 且 $e_2(T)\Delta e_2(T) > 0$ 时, 意味着 $e_2(T)$ 在下一时刻有可能超出控制目标范围, 因此切换到流量补偿器, 其中, 限定值 ε 由实验确定.

2.2.2 未建模动态补偿流量 PI 控制器

底流流量跟踪控制采用未建模动态补偿的流量 PI 控制器, 由式 (15) 和式 (18) 得到.

3 半实物仿真实验

为了说明本文提出的双速率智能切换控制方法

的有效性, 设计研发了混合选别浓密过程半实物仿真实验系统. 硬件平台由被控对象仿真计算机、工业过程监控计算机、控制器设计计算机、控制系统和虚拟仪表及执行机构组成^[18-19]. 如图 8 所示.

3.1 被控对象模型

为了使被控对象模型更接近于现场实际被控对象过程, 将式 (4) 和式 (5) 作为仿真对象机理建模的主模型, 但其中仍存在一些未知的参数, 将未知参数由常数代替, 得到机理主模型的输出为 $\bar{y}_2(T)$, 采集到 500 组实际对象输出的数据 $y_2(T)$, 将二者做差即为系统的未建模动态 $\Delta y_2(T) = y_2(T) - \bar{y}_2(T)$. 采用 RBF 神经网络设计未建模动态估计器, 得到未建模动态的估计值 $\Delta \hat{y}_2(T)$, 从而得到由机理主模型和 RBF 神经网络补偿模型组成的混合选别浓密过程动态模型的输出 $\hat{y}_2(T) = \bar{y}_2(T) + \Delta \hat{y}_2(T)$, 对 500 组真实数据的估计效果如图 9 所示, 并通过此估计模型验证所提算法的有效性^[20-22].

在混合选别浓密过程半实物仿真系统中将本文提出的控制方法与区间智能切换控制方法^[8]进行半实物仿真对比实验. 混合选别浓密过程被控对象模型采用式 (4) 和式 (5) 的机理主模型和 RBF 神经网络补偿模型相结合的形式.

半实物仿真系统的模型参数为 $k_i = 0.001$, $k_1 = 1.9625$, $A = 1962.5 \text{ m}^2$, $k_2 = 19.625$, $k_3 = 0.0049$, $v_p = 1.825$, $h = 6 \text{ m}$, $k_0 = 47.97$, $\tau = 3.25$, $C = 100\,000$, $\Delta p/(g\rho) = 151.0748$, $K = 1.12$, 内环流量

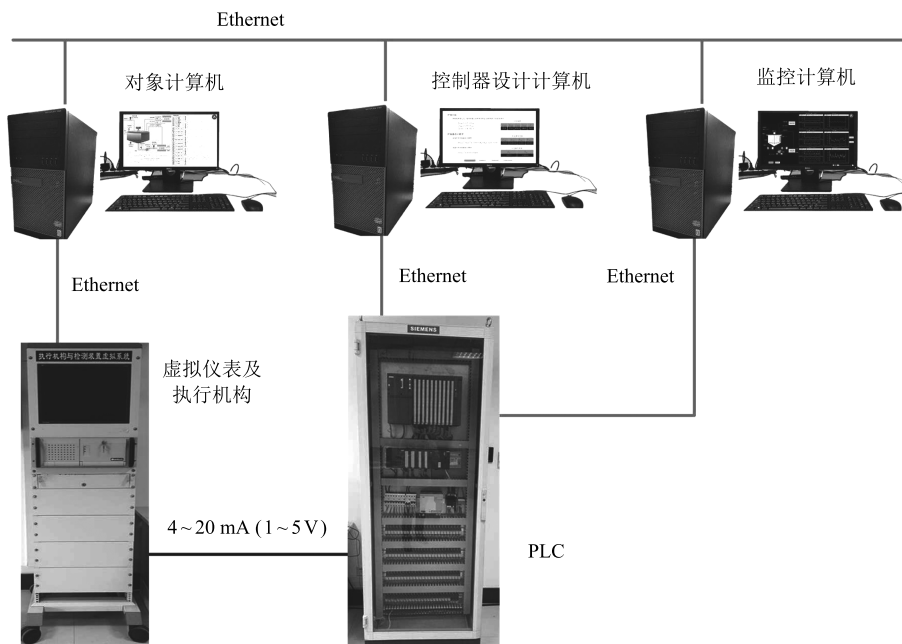


图 8 半实物仿真混合选别浓密系统硬件平台

Fig. 8 Hardware platform for hardware-in-loop simulation of MSTP

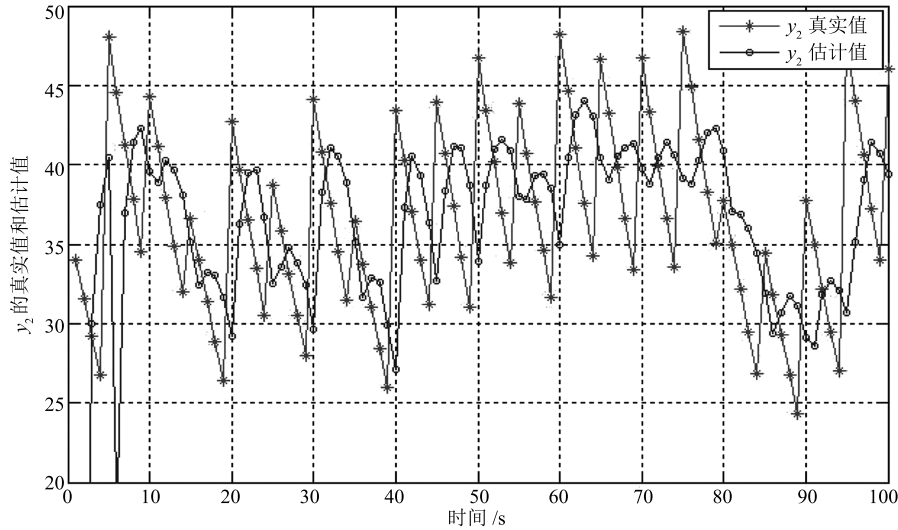


图9 混合选别浓密过程模型对象估计效果

Fig.9 The estimation performance of MSTP model

采样周期为 $k = 1$ s, 外环浓度采样周期为 $T = 15$ s.

中矿矿浆干扰 $r_1(T)$ 波动范围为

$$r_1(T) = q_1(T)\varphi_1(T) = \begin{cases} 320 + 5.0 \operatorname{sign} \left[\sin \left(\frac{T\pi}{4} + \frac{1}{5} \right) \right], & T < 30 \\ 320 + 30.0 \operatorname{sign} \left[\sin \left(\frac{T\pi}{4} + \frac{1}{5} \right) \right], & T \geq 30 \end{cases} \quad (64)$$

污水干扰 $r_2(T)$ 波动范围为

$$r_2(T) = q_2(T)\varphi_2(T) = \begin{cases} 18 + 0.5 \operatorname{sign} \left[\sin \left(\frac{T\pi}{4} + \frac{1}{5} \right) \right], & T < 40 \\ 18 + 1.5 \operatorname{sign} \left[\sin \left(\frac{T\pi}{4} + \frac{1}{5} \right) \right], & T \geq 40 \end{cases} \quad (65)$$

3.2 控制器参数选择

控制目标 (1)~(3) 表示为

$$31 \leq y_2(T) \leq 35 \quad (66)$$

$$340 \leq y_1(k) \leq 420 \quad (67)$$

$$|y_1(k) - y_1(k-1)| \leq 25 \quad (68)$$

根据式 (66) 和式 (67) 确定底流矿浆浓度的参考值为 $y_{2\text{ref}} = (35 + 31)/2 = 33$, 底流矿浆流量的参考值为 $y_{1\text{ref}} = (420 + 340)/2 = 380$.

本文方法的控制器参数: 内环 PI 控制器参数由式 (16) 可得, $g_{10} = 9.0839$, $g_{11} = -6.6684$, $k_{v10} = 12.077$; 由式 (57) 确定外环前一拍未建模动态补偿

控制参数: $k_{v20} = 25.2722$, $k_{v21} = 4.3453$; 一步最优 PI 控制参数: $g_{20} = -18.5$, $g_{21} = 8$; 模糊推理流量设定补偿控制器参数 $\alpha = (35 - 31)/2 = 2$, $K_2 = 6/2 = 3$, $\beta = (420 - 340)/2 = 40$, $K_1 = 6/40$, $K_u = 1$, $\delta = 20$, $\varepsilon = 1.7$. 外环采样周期为 15 s. 采用极点配置方法设计底流矿浆流量 PI 控制器参数, $k_{p1} = 10$, $k_{i1} = 3$; 采样周期为 1 s^[23-24].

文献 [8] 的控制器参数: 内环 PI 控制参数采用与本文方法同样的参数; 外环一步最优 PI 控制参数: $g_{20} = -13.5$, $g_{21} = 8$; 模糊推理流量设定补偿控制器参数与本文智能切换控制器参数相同.

3.3 仿真实验

在 20:00~20:05 时, 污水在 70%~140% m³/h 范围内频繁波动; 在 20:05~20:15 时, 中矿矿浆在 27%~33.5% m³/h 范围内频繁波动; 在 20:10~20:15 时, 污水在 70%~140% m³/h 范围内频繁波动, 中矿矿浆在 27%~33.5% m³/h 范围内频繁波动, 如图 10 所示.

在 20:00~20:15 时间内, 当受到中矿矿浆和污水大而频繁干扰时, 采用式 (4) 和式 (5) 作为机理主模型, RBF 神经网络作为补偿模型, 得到仿真被控对象模型, 将本文提出的控制方法与文献 [8] 中的控制方法进行半实物仿真对比实验, 对比仿真实验结果如图 11 所示.

由图 11 (a)~11 (c) 可以看出, 在 20:00~20:15 时间内, 采用本文提出的控制方法可以将底流矿浆浓度、底流矿浆流量和流量变化率控制在目标值范围内. 采用文献 [8] 控制方法, 在 20:05:45, 20:08:50, 20:11:40 和 20:12:52 时, 底流矿浆浓度超出目标范围; 在 20:02~20:04 和 20:08~20:14, 底流矿浆

流量超出目标值范围; 在 20:03~20:08 和 20:10~20:14, 底流矿浆流量变化率超出目标范围. 两种控制器性能的比较, 如表 2~4 所示.

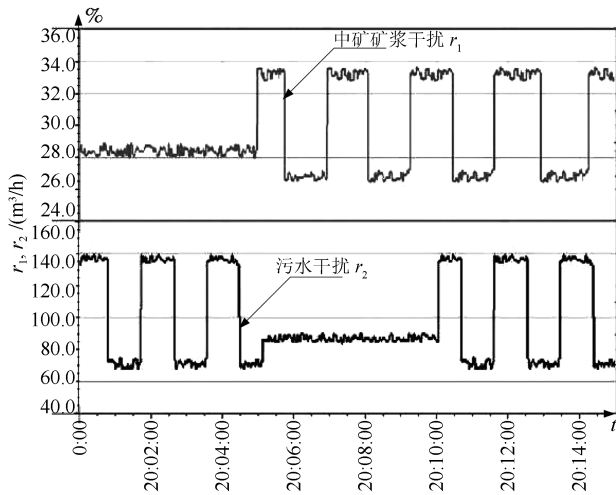


图 10 中矿矿浆干扰 r_1 和污水干扰 r_2 曲线
Fig. 10 Flotation middling and sewage interference r_1 and r_2

从表 2~4 可以看出, 采用文献 [8] 控制方法进行控制时, 底流矿浆浓度 y_2 超过区间最大值为 0.880%; 底流矿浆流量 y_1 超过区间最大值为

18.771 m^3/h ; 底流矿浆流量变化率 Δy_1 超过区间最大值为 4.578 m^3/h ; 15 分钟内底流矿浆浓度超过区间绝对累积和为 2.703%, 底流矿浆流量超过区间绝对累积和为 421.589 m^3/h ; 底流矿浆流量变化率超过区间绝对累积和为 114.120 m^3/h ; 采用本文提出

表 2 采用本文控制方法与文献 [8] 控制方法控制时底流矿浆浓度 y_2 的控制器性能评价表 (%)

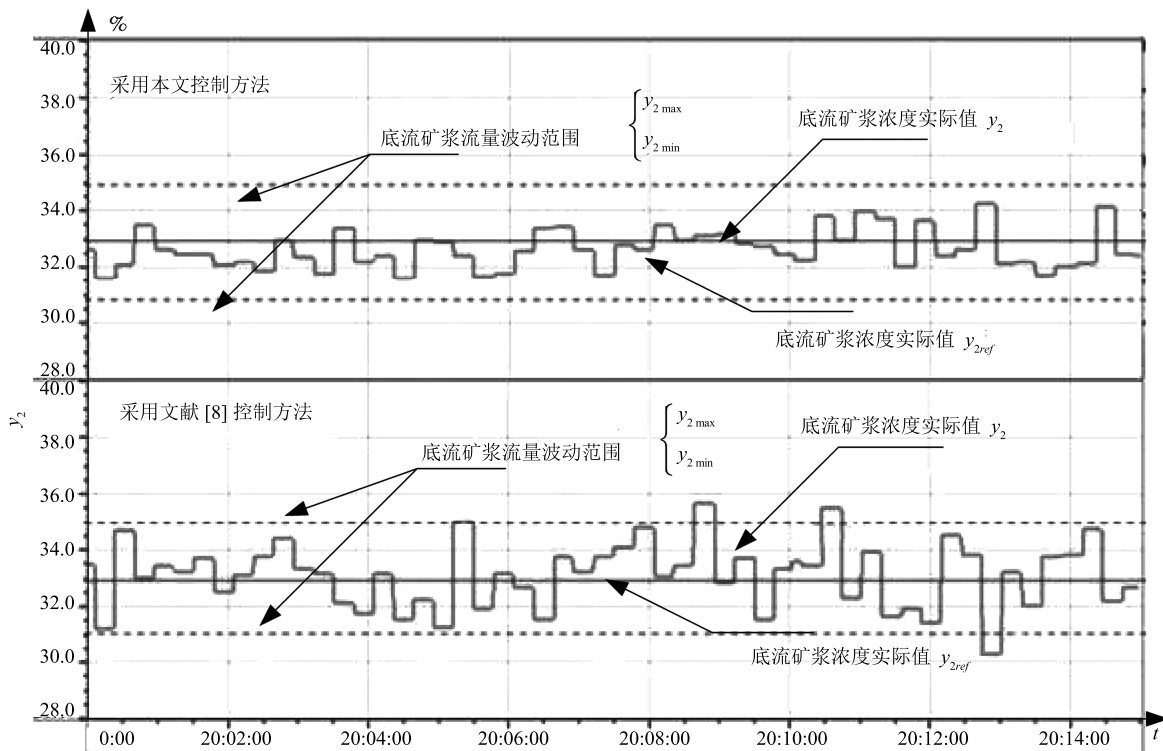
Table 2 Control performance assessment of USD y_2 with the proposed method and the method in [8] (%)

y_2	超过区间最大值	超过区间绝对累积和
本文	0.0	0.0
文献 [8]	0.880	2.703

表 3 采用本文控制方法与文献 [8] 控制方法控制时底流矿浆流量 y_1 的控制器性能评价表 (m^3/h)

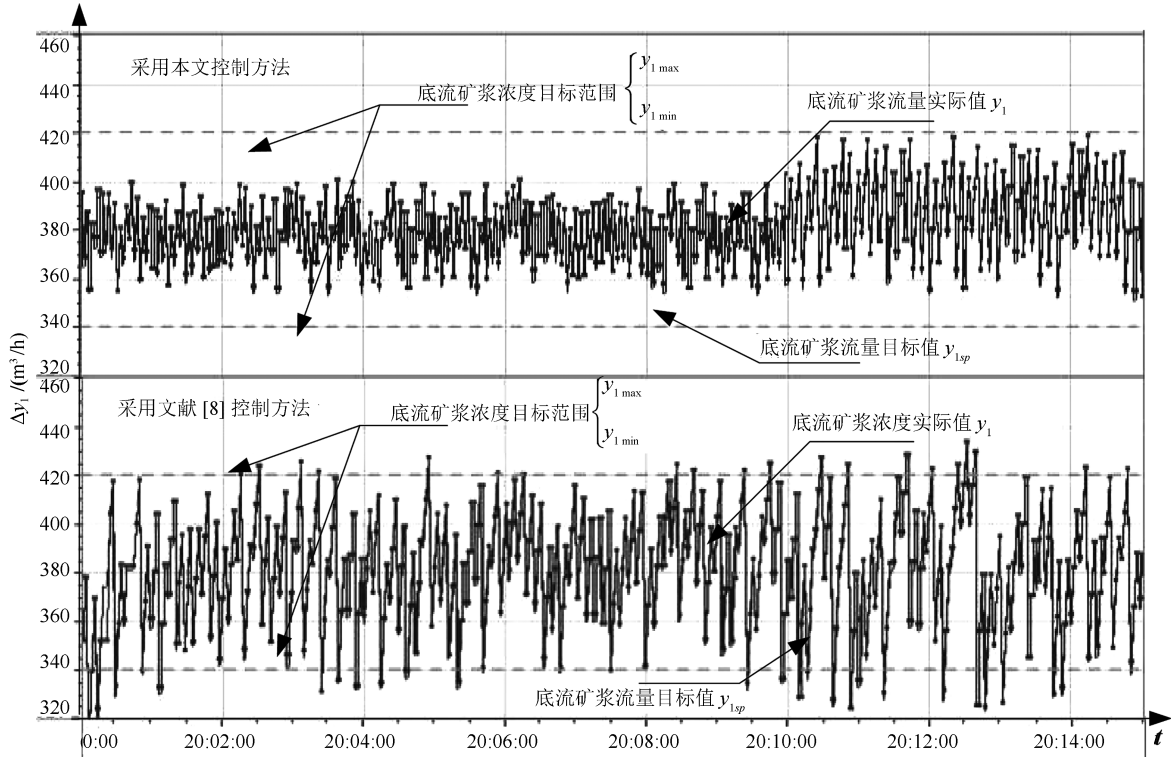
Table 3 Control performance assessment of USF y_1 (with the proposed method and the method in [8] (m^3/h))

y_1	超过区间最大值	超过区间绝对累积和
本文	0.0	0.0
文献 [8]	18.771	421.589

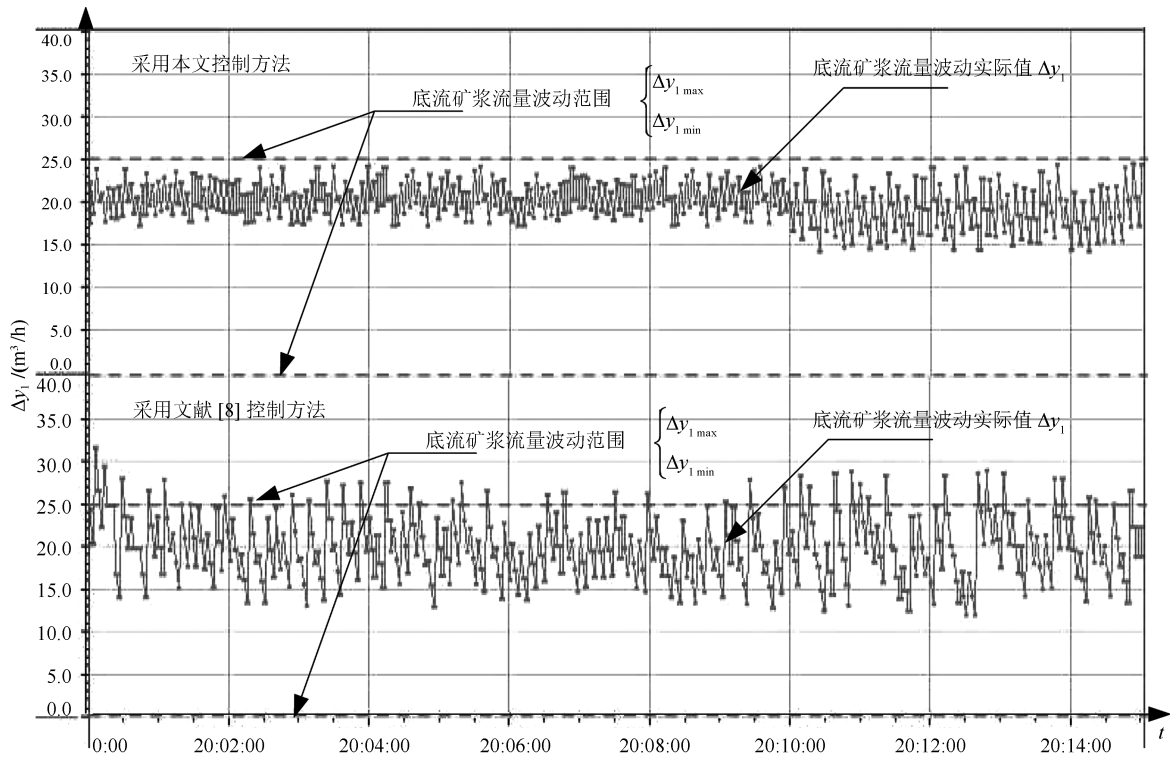


(a) 底流矿浆浓度目标上限值 $y_{2\max}$ 、目标下限值 $y_{2\min}$ 、目标值 y_{2sp} 和实际值 y_2 曲线

(a) The slurry concentration limit value $y_{2\max}$ and $y_{2\min}$, target value y_{2sp} , actual value y_2



(b) 底流矿浆流量目标上限值 $y_{1\max}$ 、目标下限值 $y_{1\min}$ 、目标值 y_{1sp} 和实际值 y_1 曲线
(b) The slurry flow-rate limit value $y_{1\max}$ and $y_{1\min}$, target value y_{1sp} , actual value y_1



(c) 底流矿浆流量变化率 Δy_1 曲线
(c) The changing rate of slurry flow-rate Δy_1

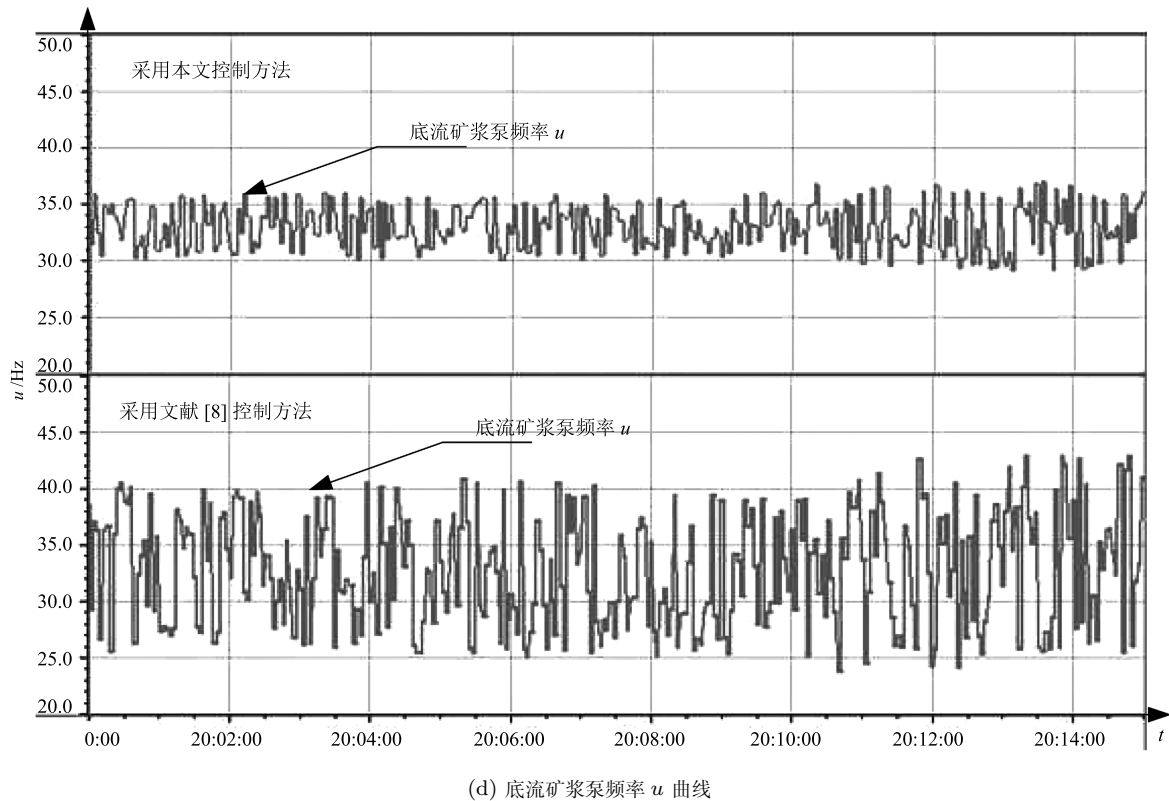
(d) 底流矿浆泵频率 u 曲线(d) The frequency of slurry pump u

图 11 采用本文提出的控制方法和采用文献 [8] 控制方法时的对比运行曲线

Fig. 11 The contrast curves with the control method proposed in this paper and in [8]

表 4 采用本文控制方法与文献 [8] 控制方法控制时底流矿浆流量变化率 Δy_1 的控制器性能评价表 (m^3/h)Table 4 Control performance assessment of Δy_1 with the proposed method and the method in [8] (m^3/h)

Δy_1	超过区间最大值	超过区间绝对累积和
本文	0.0	0.0
文献 [8]	4.578	114.120

的控制方法进行控制时, 底流矿浆浓度 y_2 、底流矿浆流量 y_1 和流量变化率 Δy_1 均在控制目标值范围内。

4 结论

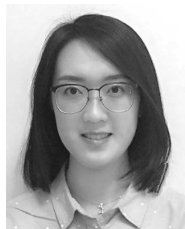
本文提出的混合选别浓密过程双速率智能切换控制方法由基于未建模动态补偿的流量 PI 控制和浓度智能切换控制组成。浓度智能切换控制由基于流量闭环特性的浓度动态模型设计的未建模动态补偿的浓度 PI 控制和基于模糊推理与规则推理的切换机制组成。通过实际数据进行仿真实验, 表明在中矿矿浆和污水大而频繁的干扰下, 本文控制方法可以将底流矿浆浓度、底流矿浆流量和流量变化率控制在目标值范围内。该控制方法为受到大而频

繁的随机干扰的非线性串级过程控制提供了新的设计方法。

References

- 1 Betancourt F, Bürger R, Diehl S, Farås S. Modeling and controlling clarifier-thickeners fed by suspensions with time-dependent properties. *Minerals Engineering*, 2014, **62**: 91–101
- 2 Diehl S. A regulator for continuous sedimentation in ideal clarifier-thickener units. *Journal of Engineering Mathematics*, 2008, **60**(3–4): 265–291
- 3 Segovia J P, Concha F, Sbarbaro D. On the control of sludge level and underflow concentration in industrial thickeners. In: *Proceedings of the 18th IFAC World Congress*. Milano, Italy: IFAC, 2011. 8571–8576
- 4 Sidrak Y L. Control of the thickener operation in alumina production. *Control Engineering Practice*, 1997, **5**(10): 1417–1426
- 5 Shean B J, Cilliers J J. A Review of froth flotation control. *International Journal of Mineral Processing*, 2011, **100**(3–4): 57–71
- 6 Park H, Wang L G. Experimental studies and modeling of surface bubble behaviour in froth flotation. *Chemical Engineering Research and Design*, 2015, **101**: 98–106
- 7 Li Hai-Bo, Chai Tian-You, Zhao Da-Yong. Intelligent switching control of underflow slurry concentration and

- flowrate intervals in mixed separation thickener. *Acta Automatica Sinica*, 2014, **40**(9): 1967–1975
(李海波, 柴天佑, 赵大勇. 混合选别浓密机底流矿浆浓度和流量区间智能切换控方法. *自动化学报*, 2013, **40**(9): 1967–1975)
- 8 Chai T Y, Jia Y, Li H B, Wang H. An intelligent switching control for a mixed separation thickener process. *Control Engineering Practice*, 2016, **57**: 61–71
- 9 Jin Yi-Hui. *The Process Control*. Beijing: Tsinghua University Press, 1993.
(金以慧. 过程控制. 北京: 清华大学出版社, 1993.)
- 10 Chai T Y, Zhao L, Qiu J B, Liu F Z, Fan J L. Integrated network-based model predictive control for setpoints compensation in industrial processes. *IEEE Transactions on Industrial Informatics*, 2013, **9**(1): 417–426
- 11 Chen Min-Heng, Cong De-Zi, Fang Tu-Nan, Qi Ming-Zhai. *Chemical Engineering*. Beijing: Chemical Industry Press, 2014.
(陈敏恒, 丛德滋, 方图南, 齐鸣斋. 化工原理. 北京: 化学工业出版社, 2014.)
- 12 Kim B H, Klima M S. Development and application of a dynamic model for hindered-settling column separations. *Minerals Engineering*, 2004, **17**(3): 403–410
- 13 Zheng Y Y. Mathematical Mode of Anaerobic Processes Applied to the Anaerobic Sequencing Batch Reactor [Ph. D. dissertation], University of Toronto, Canada, 2003
- 14 Chai T Y, Zhang Y J, Wang H, Su C Y, Sun J. Data-based virtual unmodeled dynamics driven multivariable nonlinear adaptive switching control. *IEEE Transactions on Neural Networks*, 2011, **22**(12): 2154–2172
- 15 Fileti A M F, Antunes A J B, Silva F V, Silveira J, Pereira J A F R. Experimental investigations on fuzzy logic for process control. *Control Engineering Practice*, 2007, **15**(9): 1149–1160
- 16 Zheng J M, Zhao S D, Wei S G. Application of self-tuning fuzzy PID controller for a SRM direct drive volume control hydraulic press. *Control Engineering Practice*, 2009, **17**(12): 1398–1404
- 17 Precup R E, Hellendoorn H. A survey on industrial applications of fuzzy control. *Computers in Industry*, 2011, **62**(3): 213–226
- 18 Hägglund T. A control-loop performance monitor. *Control Engineering Practice*, 1995, **3**(11): 1543–1551
- 19 Lin S C, Tseng S S, Teng C W. Dynamic EMCUD for knowledge acquisition. *Expert Systems with Applications*, 2008, **34**(2): 833–844
- 20 Khargonekar P P, Poolla K, Tannenbaum A. Robust control of linear time-invariant plants using periodic compensation. *IEEE Transactions on Automatic Control*, 1985, **30**(11): 1088–1096
- 21 Armstrong J S, Collopy F. Error measures for generalizing about forecasting methods: empirical comparisons. *International Journal of Forecasting*, 1992, **8**(1): 69–80
- 22 Tang Yao-Geng, Hu Rong. Neural network PID control system of the pulp consistency. *Control Engineering of China*, 2002, **9**(5): 45–46, 91
(唐耀庚, 胡蓉. 基于神经网络的矿浆浓度控制系统. *控制工程*, 2002, **9**(5): 45–46, 91)
- 23 Ogata K. *Discrete-Time Control Systems*. Englewood Cliffs, NJ: Prentice Hall, 1994.
- 24 Lequin O, Gevers M, Mossberg M, Bosmans M, Bosmans E, Triest L. Iterative feedback tuning of PID parameters: comparison with classical tuning rules. *Control Engineering Practice*, 2003, **11**(9): 1023–1033



王琳岩 流程工业综合自动化国家重点实验室硕士研究生. 主要研究方向为智能串级控制理论.

E-mail: wanglinyan6001@outlook.com
(**WANG Lin-Yan** Master student at the State Key Laboratory of Synthetical Automation for Process Industries. Her main research interest is intelligent cascade control theory.)



李健 流程工业综合自动化国家重点实验室助理研究员. 主要研究方向为流程工业综合自动化系统技术. 本文通信作者. E-mail: lijian@mail.neu.edu.cn

(**LI Jian** Research assistant at the State Key Laboratory of Synthetical Automation for Process Industries. His research interest covers technology for intergrated automation system of industrial process. Corresponding author of this paper.)



贾瑶 流程工业综合自动化国家重点实验室博士研究生. 主要研究方向为复杂工业过程控制理论及技术.

E-mail: jiayao.neu@163.com
(**JIA Yao** Ph. D. candidate at the State Key Laboratory of Synthetical Automation for Process Industries. His research interest covers process control theory and technology for complex industry process.)



柴天佑 中国工程院院士, 东北大学教授. IEEE Fellow, IFAC Fellow, 欧亚科学院院士. 主要研究方向为自适应控制, 智能解耦控制, 流程工业综合自动化理论, 方法与技术.

E-mail: tychai@mail.neu.edu.cn
(**CHAI Tian-You** Academician of Chinese Academy of Engineering, professor at Northeastern University, IEEE Fellow, IFAC Fellow, and academician of the International Eurasian Academy of Sciences. His research interest covers adaptive control, intelligent decoupling control, as well as theories, methods and technology of integrated automation of process industry.)