DOI:10.19322/j.cnki.issn.1006-4710.2018.01.012

循环流化床机组的自抗扰控制研究

吴振龙[1]，张玉琼[2]，李东海[1]，王灵梅[3]

(1.清华大学 能动系 电力系统国家重点实验室，北京 100084；2.中国电力科学研究院，北京 100192；
3.山西大学 工程学院，山西 太原 030013)

摘要： 本文建立了循环流化床机组协调控制系统的非线性模型，根据现场运行数据辨识出模型中的动态参数。为更好的理解机组中各参数的动态关系，对该非线性模型的动态特性进行了理论分析，并通过仿真实验进行了验证。为提高机组的控制品质，协调控制系统采用直接能量平衡的控制结构，并且锅炉控制回路采用基于动态比例增益的前馈信号和改进的自抗扰控制器来提高回路的响应速度和抗干扰能力。仿真表明，采用自抗扰控制器的回路具有更快的跟踪性能和更强的抗干扰能力，Monte-Carlo 随机试验也验证了自抗扰控制器具有更好的鲁棒性。

关键词： 协调控制系统；动态特性；直接能量平衡；自抗扰控制器

中图分类号： TP27 **文献标志码：** A **文章编号：** 1006-4710(2018)01-0074-07

Research on active disturbance rejection control for circulating fluidized bed unit

WU Zhenlong[1], ZHANG Yuqiong[2], LI Donghai[1], WANG Lingmei[3]

(1. State Key Lab of Power Systems, Dept of Energy and Power, Tsinghua University, Beijing 100084, China;
2. China Electric Power Research Institute, Beijing 100192, China; 3. The Engineering College, Shanxi University, Taiyuan 030013, China)

Abstract: A nonlinear model of the Coordinated Control System (CCS) for circulating fluidized bed unit is established in this paper, with the dynamic parameters in the model identified based on the operation data. To better understand the dynamic relationship among the parameters in the model, the dynamic characteristics of the nonlinear model are analyzed theoretically, with the dynamic characteristics validated by the simulation. To improve the control quality of the unit, the Direct Energy Balance (DEB) control structure is proposed for CCS. To enhance the response speed and the anti-disturbance performance, the feedforward signal based on the dynamic proportional gain and an improved Active Disturbance Rejection Controller (ADRC) are applied in the boiler control loop. Simulation results demonstrate that the tracking performances and anti-disturbance performances are simultaneously improved in both loops with the proposed control strategy, and that the robustness performances are also improved in randomized Monte-Carlo test.

Key words: coordinated control system; dynamic characteristics; direct energy balance; active disturbance rejection control

循环流化床(Circulating Fluidized Bed,CFB)机组由于其低排放性、较强的煤种适应性、较高的燃烧效率和负荷适应能力得到了越来越多的重视。循环流化床机组的协调控制系统(Coordinated Control System,CCS)由于受到负荷指令变化，煤质波动以及其他子系统的扰动作用等，具有很强的非线性、参数慢时变、时滞和大惯性等特点[1]。此外，锅炉侧回路的慢响应特性和汽机侧回路的快响应特性也增加了协调系统的控制难度。

如何协调锅炉与汽轮机设备的出力，保证机组负荷的快速跟踪、主蒸汽压力的稳定以及增强系统对外界扰动的抵抗能力，是目前流化床机组协调控制最为关注的焦点。一个方面的研究集中在结构设计上的改进，包括直接能量平衡[2]、间接能量平衡[3]

收稿日期： 2016-12-28

基金项目： 国家重点研发计划资助项目(2016YFB0901405)；山西省煤基重点科技攻关资助项目(MD2014-07)

作者简介： 吴振龙，男，博士生，研究方向为火电机组建模与自抗扰控制。E-mail:wzlsongshanshan@163.com

通讯作者： 李东海，男，副教授，研究方向为自抗扰控制理论与应用。E-mail:lidongh@mail.tsinghua.edu.cn

以及锅炉前馈信号设计[4]等方法。其中直接能量平衡(Direct Energy Balance，DEB)是基于被控对象的物理意义，通过以目标蒸汽流量作为锅炉的前馈信号来保持锅炉产能与汽轮机能量消耗的实时平衡，实现机炉的协调控制。直接能量平衡的控制策略能够在一定程度上降低锅炉回路和汽机回路之间的相互影响，具有广泛的应用。另一个方面是对控制器设计的优化，许多学者基于 PID 控制进行了相关的参数优化设计[5]，此外模型预测控制策略[6]等先进控制策略也得到了相关学者的重视。上述先进控制策略对精确模型的依赖程度较高，并且需要很大的计算量，但由于循环流化床机组燃烧过程的复杂性和 DCS(Discrete Control System)平台计算能力的限制，使得上述控制策略在实际应用中十分困难。因此设计一种不依靠精确数学模型、算法简单的控制器是必要的。

自抗扰控制(Active Disturbance Rejection Control，ADRC)技术是由韩京清研究员提出的能够实时补偿不确定性因素的控制技术[7]。为方便应用和简化参数整定过程，Zhiqiang Gao 等对自抗扰控制器进行线性化和参数带宽化[8]，得到一种算法简单实现容易的线性自抗扰控制器。它不依赖精确数学模型，能够通过扩张状态观测器(Extended State Observer，ESO)对包含非线性、耦合等的外部扰动以及模型不确定的内部扰动的总扰动进行实时估计和补偿。目前已经在 ALSTOM 气化炉控制[9]，过热汽温控制[10]等实际对象中得到应用，并取得非常好的控制效果。

本文建立循环流化床机组的协调控制系统的非线性模型，基于电站实际运行数据辨识得到相关的动态参数，将改进自抗扰控制器投入回路中，与通过优化的 PI 控制器对比。仿真结果表明，自抗扰控制器能够使得回路有更快的负荷响应能力和更强的抗干扰能力。此外对于模型的未建模动态等不确定性，自抗扰控制器也具有更好的鲁棒性。

1 模型参数的辨识和特性分析

1.1 非线性循环流化床机组模型

本文基于文献[11]模型，进行了适当的改进，模型结构见图 1。图中 M 为单位时间内送到炉膛内的燃料量(t/h)，N_e 为机组的实发功率(MW)，D_Q 是锅炉汽水容积吸热量转换成蒸汽的流量(t/h)，D 为锅炉蒸汽流量(t/h)，p_b 为汽包压力(MPa)，D_t 为汽轮机通汽量(t/h)，p_1 为汽轮机调节级压力(MPa)，D_b 为旁路蒸汽流量(t/h)(正常运行时一般为 0)，μ_t 为汽轮机调节阀的开度，p_t 为机前压力(MPa)。

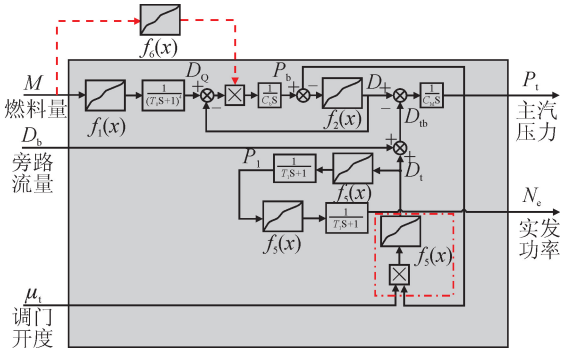

图 1 非线性循环流化床模型结构

Fig. 1 The structure of nonlinear CFB model

动态参数 C_b 是锅炉的蓄热系数(t/MPa)，表征锅炉汽包压力每改变 1 MPa 时锅炉所释放的蒸汽量；C_m 为蒸汽母管的容量系数(t/MPa)，表征蒸汽母管压力每改变 1 MPa 时进出口蒸汽流量差的变化量；T_0 表示炉膛热量传递环节的惯性时间，T_1 为蒸汽流量变化到调节级压力变化的惯性时间，T_2 表示调节级压力改变到功率改变的惯性时间。

该模型中包含几个非线性函数，用来反映多工况下的各环节静态特性变化。$f_1(x)$表示炉膛传热环节的静态增益变化，$f_2(x)$反映过热器阻力系数变化，$f_4(x)$和 $f_5(x)$分别反映汽机调节级和发电机做功环节静态特性。本文在原模型结构基础上，考虑锅炉蓄热系数 C_b 随负荷及压力下降而增加[12]，对现有模型结构进行修正，针对 C_b 在不同工况下的变化，增加非线性函数 $f_6(x)$，使得 C_b 在不同燃料量水平下取值不同。此外，为简化汽机阀门开度和进汽压力各自的非线性函数，将其乘积后通过函数 $f_3(x)$来反映与主蒸汽流量的关系。

在图 1 模型结构基础上，采用山西同达电厂 1 号 300 MW 循环流化床亚临界机组的运行数据进行非线性模型中动态参数的辨识。提取电厂51%～98%之间的数据，整理成稳态点以及非线性函数的参数见表 1。根据升负荷运行曲线，以模型的输出和实际输出数据的误差 IAE 指标最小化为目标，利用遗传算法对模型中 C_b，C_M，T_1，T_2，T_0 动态参数进行优化，结果见表 2。机组功率和主汽压力的模型输出和实际输出之间的比较见图 2，可知该非线性模型及辨识的动态参数能够很好地表示机组实际运行的状态。

表 1 稳态运行的数据及非线性函数参数

Tab. 1 Data of the steady state and parameters of nonlinear functions

M/(t/h)	$f_1(M)$	(p_b-p_t)/MPa	$f_2(p_b-p_t)$	$p_t\mu_t$/(MPa·%)	$f_3(p_t\mu_t)$	D_t/(t/h)	$f_4(D_t)$	p_1/MPa	$f_5(p_1)$	$f_6(M)$
94.57	563.14	0.8	563.14	867.96	563.14	563.14	6.19	6.19	165.68	1
104.1	644.53	0.89	644.53	975.23	644.53	644.53	7.08	7.08	200.65	1.09
114.69	726.52	0.96	726.52	1 094.06	726.52	726.52	7.98	7.98	227.66	1.3
117.83	742.03	1.04	742.03	1 114.44	742.03	742.03	8.17	8.17	233.89	1.37
135.15	808.56	1.15	808.56	1 206.58	808.56	808.56	8.88	8.88	255.94	1.54
138.2	863.24	1.17	863.24	1 286.96	863.24	863.24	9.48	9.48	268.81	1.56
152.16	948.14	1.49	948.14	1 372	948.14	948.14	10.39	10.39	293.35	1.66

表 2 非线性 CFB 模型动态特征参数

Tab. 2 Dynamic parameters of nonlinear CFB model

C_b	C_M	T_1	T_2	T_0
20 000	10 000	1	0.75	25

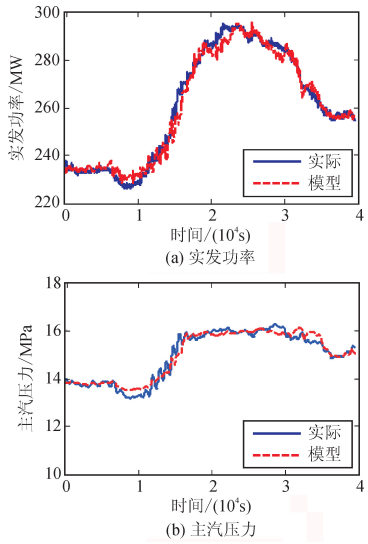

图 2 协调控制模型辨识工况输出曲线对比

Fig. 2 The comparison between the output of the identified CCS model and working data

1.2 非线性循环流化床机组动态特性分析

基于该非线性模型,讨论汽机调门开度和燃料量分别发生阶跃变化时的机组动态特性。需要说明的是:当机组处于稳态工作时,不考虑汽机旁路打开的情况下($D_b=0$),根据物质流入流出等量的原理,有 $D_Q=D=D_t$。

当汽机调门开度发生阶跃变化 $\Delta\mu_t$ 时,由图 1 可以得到:

$$\frac{\mathrm{d}p_t}{\mathrm{d}t}=\frac{1}{C_M}(D-D_t)=\frac{-\Delta D_{\Delta t}}{C_M} \tag{1}$$

其中 $\Delta D_{\Delta t}$ 为二者差值的绝对值,汽机调门开度发生阶跃变化时会使得 $D<D_t$,故需要加负号。式(1)进行积分可以得到:

$$\Delta p_t=\int_{t_0}^{t_1}\frac{-\Delta D_{\Delta t}}{C_M} \tag{2}$$

由式(2)可知,只有当 $\Delta D_{\Delta t}=0$ 时,Δp_t 在 t_0 到 t_1 时刻内的值会为 0。也就是说,当新稳态形成时,有 $\Delta p_t=\Delta D_{\Delta t}=0$,即 $D'_Q=D'=D'_t$。

考虑到:

$$D_Q=\frac{1}{(T_0s+1)^4}f_1(M)M \tag{3}$$

D_Q 的动态只与 M 有关,与其他的变量值无关。即 D_Q 在汽机调门开度发生阶跃变化到新稳态形成中 D_Q 保持不变。

综上所述,汽机调门开度变化前后 D_Q、D 和 D_t 的稳态值不发生变化,且 D_Q 一直保持不变。又有:

$$p_1=\frac{1}{T_1s+1}f_4(D_t)D_t \tag{4}$$

$$N_e=\frac{1}{T_2s+1}f_5(p_1)p_1=\frac{1}{T_2s+1}f_5(p_1)\frac{1}{T_1s+1}f_4(D_t)D_t \tag{5}$$

可知,p_1 和 N_e 的动态特性取决于 D_t,稳态时有 $p_1=p'_1$ 和 $N'_e=N_e$,不发生变化。

此外,ΔD_t 是随时间不断变化的且 $\Delta D_t\geqslant 0$,故从汽机调门开度发生阶跃变化到新稳态形成过程中 $\Delta p_t<0$,有:

$$p'_t=p_t+\Delta p_t<p_t \tag{6}$$

故汽机调门开度阶跃变化会改变 D_Q、D、D_t、p_1 和 N_e 的动态特性,稳态值不发生变化;改变了机前压力 p_t 的稳态值。相关的仿真结果见图 3,可知仿真的结果与理论分析的结果一致。

当燃料量发生阶跃变化 ΔM 时,由式(2)可得到:

$$\Delta D_Q=\frac{1}{(T_0s+1)^4}f_1(M)\Delta M \tag{7}$$

稳态时则有 $D''_Q=\Delta D_Q+D_Q$,即 D_Q 的稳态值发生了变化。

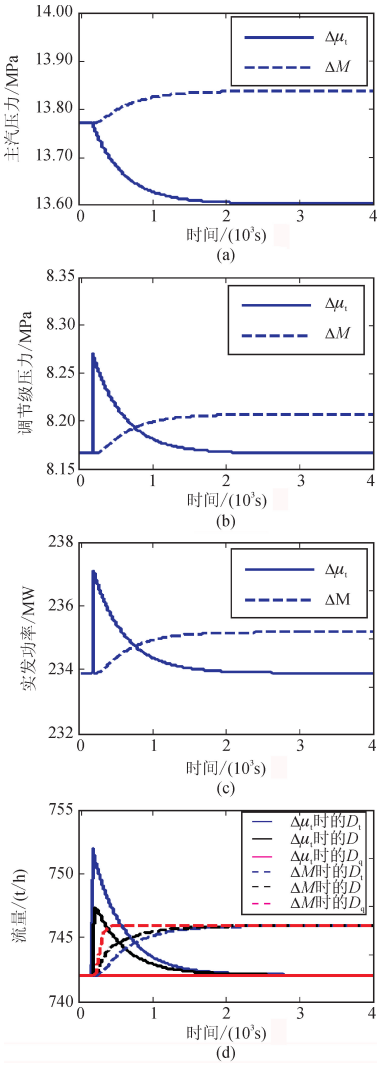

图 3　汽机调门开度和燃料量分别阶跃变化时机组各参数变化情况

Fig. 3　Unit parameters changes with the step change of steam turbine valve and coal instruction

当系统达到新平衡时，由物质流入流出等量的原理可知 $D''_Q=D''=D''_t$，即 D 和 D_t 的稳态值也发生了改变，且有 $\Delta D_Q=\Delta D_t$。式(4)～(5)可重新整理为：

$$\Delta p_1=\frac{1}{T_1 s+1}f'_4(D_t)\Delta D_t \tag{8}$$

$$\Delta N_e=\frac{1}{T_2 s+1}f'_5(p_1)\Delta p_1=\frac{1}{T_2 s+1}f'_5(p_1)\frac{1}{T_1 s+1}f'_4(D_t)\Delta D_t \tag{9}$$

那么 Δp_1 和 ΔN_e 均不为零，所以 $p''_1=\Delta p_1+p_1$、$N''_e=\Delta N_e+N_e$ 均发生变化。

故燃料量阶跃变化会改变 D_Q、D、D_t、p_1、p_t 和 N_e 的动态特性，且改变了上述参数的稳态值。相关的仿真结果见图 3，可见仿真的结果与理论分析的结果一致。

2　自抗扰控制器设计

2.1　ADRC 原理

自抗扰控制器的结构见图 4。其中 r 表示参考输入，G_p 为实际控制对象，y 表示对象 G_p 的输出，u 为控制量，ESO 为扩张状态观测器，b_0 和 k_p 为控制器参数。

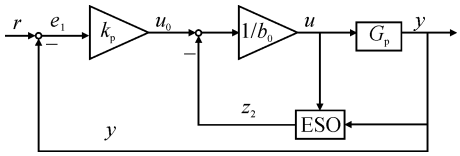

图 4　ADRC 结构图

Fig. 4　The structure of ADRC

一般将实际控制对象 G_p 近似成一个一阶对象：

$$\dot{y}=g(t,y,\dot{y},\cdots,\omega)+bu \tag{10}$$

其中，b 是被控对象的参数，g 为系统中的高阶部分、时变、扰动以及动态不确定的综合。现定义 $f=g+(b-b_0)u$ 为对象 G_p 的扩张状态也就是需要估计的总扰动，则有：

$$\dot{y}=f+b_0 u \tag{11}$$

图 4 中的控制律为：

$$u=\frac{u_0-z_2}{b_0} \tag{12}$$

联立式(11)～(12)可以得到：

$$\dot{y}=(f-z_2)+u_0 \tag{13}$$

f 是根据式(14)中的 ESO 来估计的：

$$\begin{cases}\dot{z}_1=z_2+\beta_1(y-z_1)+b_0 u\\ \dot{z}_2=\beta_2(y-z_1)\end{cases} \tag{14}$$

当 β_1 和 β_2 适当整定时，能够使得 z_1、z_2 分别跟踪 y 和 f。

此时，式(13)可以化简为：

$$\dot{y}=(f-z_2)+u_0\approx u_0 \tag{15}$$

此时，总扰动 f 得到了 ESO 的实时估计和补偿。

经过补偿后的对象可看成是一个积分对象，可以设计比例控制器进行控制：

$$u_0=k_p(r-y) \tag{16}$$

联立式(15)～(16)可以得到：

$$\dot{y}+k_p y=k_p r \tag{17}$$

通过拉普拉斯变换可以得到：

$$G_{lc}(s)=\frac{Y(s)}{R(s)}=\frac{k_p}{s+k_p} \tag{18}$$

即为输出响应的预期动态方程。

2.2 参数整定规律

ADRC 中的需要整定的参数有 k_p、β_1、β_2 和 b_0，其中 β_1 和 β_2 与观测器带宽 w_o 存在如下关系[8]：

$$\begin{cases}\beta_1 = 2\omega_o \\ \beta_2 = \omega_o^2\end{cases} \tag{19}$$

为避免输出的震荡，将式(19)进行修正如下：

$$\begin{cases}\beta_1 = 2\omega_o \\ \beta_2 = \xi\omega_o^2\end{cases} \tag{20}$$

ξ 为修正系数，一般取值在 0.1～10 之间。

ADRC 中各参数对于闭环系统的影响有以下规律：

1) w_o 表征 ESO 观测能力，w_o 越大意味着 ESO 对误差的观测能力越强，但会增加 ESO 对噪声的敏感性。ξ 越大，意味着 ESO 补偿的能力越强，对扰动具有更强的抑制能力，会使得输入震荡加剧。

2) k_p、b_0 是表征 ADRC 的控制能力，k_p 越大或者 b_0 越小意味着控制能力越强，系统的响应越强，但会使得输出超调和震荡加剧。

ADRC 需要整定的参数有 k_p、b_0、w_o 和 ξ，参数整定一般有如下的步骤：

1) 首先选定参数 b_0，一般根据对象的特性选定。为保证系统的稳定，建议 b_0 选择较大的值，如不能够满足控制性能的要求，再将 b_0 逐步减小。

2) 修正系数 ξ 先取值 1，k_p 和 w_o 从较小的值逐渐增大，直至能够满足控制性能的要求。

3) 调整 ξ 的值，并根据控制效果微调 k_p 和 w_o 的值，最终达到理想的控制性能。

3 CFB 机组控制策略

3.1 基于 ADRC 的 DEB 控制

直接能量平衡控制结构中，Q'_m 代表锅炉热量信号的计算函数，具体计算形式为：

$$Q'_m = p_1 + C_{b1}\frac{dp_b}{dt} \tag{21}$$

该信号包括两部分，一部分是由调节级压力 p_1 表征的锅炉侧实时传递给汽轮机侧的热量；另一部分是锅炉汽包的蓄热，其值与汽包压力微分 dp_b/dt 成正比，C_{b1} 为蓄热系数。

相应的能量需求信号 $r_{Q'_m}$ 的计算函数为：

$$r_{Q'_m} = r_{p_t}\frac{p_1}{p_t} \tag{22}$$

当锅炉热量的需求和实际的热量平衡时，有 $dp_b/dt=0$ 且：

$$Q'_m = r_{Q'_m} = p_1 + C_{b1}\frac{dp_b}{dt} = r_{p_t}\frac{p_1}{p_t} \tag{23}$$

因此机组稳态时可以得到汽机压力 p_t 与设定值 r_{p_t} 相等，实现主汽压力调节的无静差。

基于 ADRC 的 DEB 控制结构图见图 5，锅炉侧的前馈设计将通用的 PD 控制器改为动态的比例增益和固定的微分增益进行动态控制，能够根据负荷的指令要求进行动态前馈控制。此外，为提高锅炉主控回路的抗扰能力和该回路的稳定性，本文中将改进的 ADRC[13] 应用到该回路中。

通过在 ESO 的输入 u 增加延迟，保持 y 和 u 输入同步，从而提高回路的抗扰能力和稳定性。

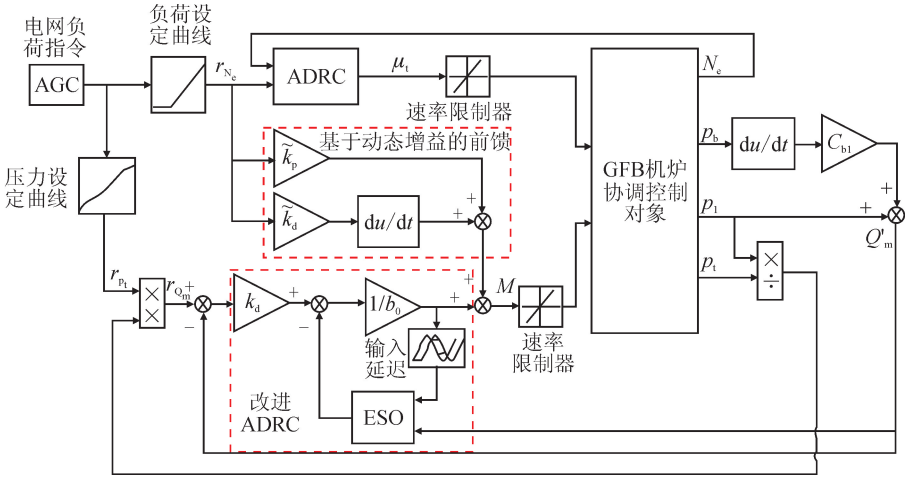

图 5 基于 ADRC 的 DEB 控制结构图

Fig. 5 The control structure of DEB based on ADRC

3.2 仿真研究

本节针对图 5 所示的控制策略对建立的协调对象进行控制和仿真，与通过单纯形法优化的 PI 控制器对比。压力回路中的输入延迟根据图 3 的动态响

应估计，取 $\tau=40$ s。锅炉前馈的动态比例增益与锅炉负荷之间的对应关系见表 3，微分增益的值取 50。PI 控制器的参数和 ADRC 的参数见表 4 和表 5。

表 3　动态比例增益与锅炉负荷的对应关系

Tab. 3　The relationship between dynamic proportional gain and boiler load

N_e/MW	165.68	200.65	227.66	233.89	255.94	268.81	293.35
$\tilde{k}_p$	0.57	0.52	0.50	0.50	0.53	0.51	0.52

表 4　协调控制的 PI 控制器参数

Tab. 4　The PI parameters of CCS

汽机主控		锅炉主控	
K_{P_PI}	K_{I_PI}	K_{P_PI}	K_{I_PI}
0.2	0.5	31.579 2	0.08

表 5　协调控制的 ADRC 参数

Tab. 5　The ADRC parameters of CCS

锅炉主控				汽机主控			
k_p	b_0	ω_o	ξ	k_p	b_0	ω_o	ξ
4	0.3	2	0.1	6	1.2	2.2	1

为比较功率负荷的跟踪性能和回路的抗干扰能力，在 $t=200$ s 时设定功率负荷变化，在 $t=5\ 000$ s 加入给煤量 M 的阶跃扰动。比较这两种控制策略下的系统输出响应对比和系统控制量响应的对比见图 6 和图 7。

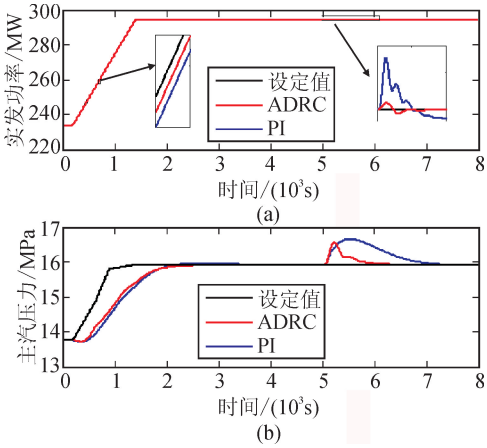

图 6　系统输出响应的对比

Fig. 6　The comparison of the output responses

通过图 6 可知，负荷响应的速度很快，这是因为通过调节汽机进汽阀门的开度调节负荷输出是一个快速响应的动态过程，能够保证机组的功率输出很快的跟踪负荷指令。以炉跟机为基础的 DEB 控制是通过锅炉的给煤量调节主蒸汽压力的，这是一个慢动态过程，从图 6 可知 ADRC 比 PI 具有更快的响应速度，并且能够先达到稳态过程。给煤量 M 的阶跃扰动，可以看成是由于煤质变化等原因引起的扰动，ADRC 具有非常快的扰动抑制速度，并且在 1 000 s 内达到稳定状态。

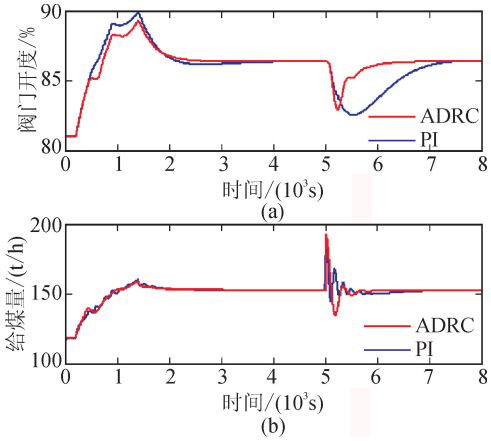

图 7　系统控制量响应的对比

Fig. 7　The comparison of the control signals

图 7 所示的是两个回路的控制量的变化情况，从图 7 可知，采用 ADRC 的系统的控制量能够比较平稳的达到稳定状态，特别是给煤量的曲线。PI 回路的控制量震荡频繁，会加剧阀门的磨损，对于电站的安全运行十分不利。

由于实际的机炉协调对象是十分复杂的，建立的模型存在很多未建模动态，此外在工况变动时也存在着参数摄动。因此，本文中 Monte-Carlo 随机试验用来检验控制器的鲁棒性能。在 Monte-Carlo 随机试验中，将辨识的模型动态参数即表 2 中参数进行±20%的摄动，重复试验 200 次，计算两个回路跟踪过程中的 IAE 值和超调量见图 8。

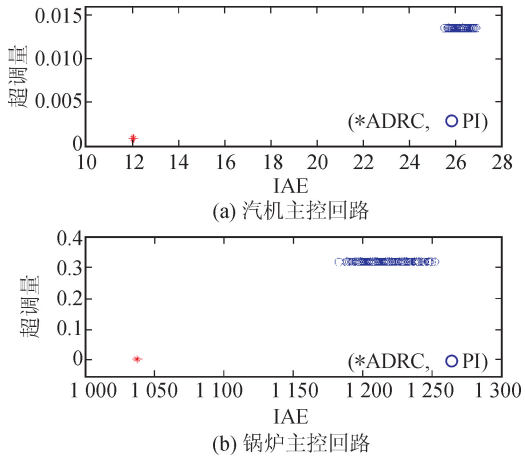

图 8　Monte-Carlo 随机试验结果

Fig. 8　Results of randomized Monte-Carlo test

从图 8 可知，两个回路中 ADRC 的指标都具有

明显优势,超调量都集中在0附近,IAE指标也比PI小很多。由此可见,ADRC具有更好的鲁棒性能。

4 结 语

本文基于建立的非线性模型,通过山西同达电厂#1号机组的实际运行数据,对模型动态参数进行辨识,并对模型的动态特性进行理论分析并通过仿真验证。针对建立的非线性模型,采用基于动态比例增益的前馈信号及DEB控制结构,锅炉控制回路采用改进的ADRC作为控制器,通过与优化的PI进行对比,仿真结果表明ADRC在负荷跟踪性能和抗扰动能力具有明显优势,Monte-Carlo随机试验说明了ADRC具有比PI更强的鲁棒性。

参考文献:

[1] 韩忠旭,齐小红,刘敏. 单元机组的实用非线性数学模型及其应用[J]. 中国电机工程学报,2006,26(1):58-65.
HAN Zhongxu, QI Xiaohong, LIU Min. A practical non-linear mathematical model of generating unit and its application[J]. Proceedings of the Chinese Society for Electrical Engineering, 2006, 26(1): 58-65.

[2] 宋兆星,王玉山,李卫华,等. 300 MW循环流化床机组的控制策略[J]. 华北电力技术,2007,(7):29-32.
SONG Zhaoxing, WANG Yushan, LI Weihua, et al. Control strategy of 300 MW CFB unit[J]. North China Electric Power, 2007,(7): 29-32.

[3] 张秋生,张文兴,高志存. 配备大型CFB机组的协调控制系统的研究与投运[J]. 河北电力技术,2004,23(增刊1):23-25.
ZHANG Qiusheng, ZHANG Wenxing, GAO Zhicun. Research and commissioning of coordinated control system of large unit with CFB boiler[J]. Hebei Electric Power, 2004, 23(S1): 23-25.

[4] 陈炳艺. 配300 MW循环流化床锅炉机组控制系统的优化[J]. 热力发电,2012,41(9):68-71.
CHEN Bingyi. Optimization of control system for a 300 MW unit with circulating fluidized bed boiler[J]. Thermal Power Generation, 2012, 41(9): 68-71.

[5] 耿新伟,张雨飞. 300 MW循环流化床机组协调控制智能PID设计[J]. 发电设备,2012,26(2):105-107.
GENG Xinwei, ZHANG Yufei. Intelligent PID design for coordinated control system of 300 MW CFB power units[J]. Power Equipment, 2012, 26(2): 105-107.

[6] Sarailoo M, Rahmani Z, Rezaie B. Fuzzy predictive control of a boiler-turbine system based on a hybrid model system[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2014, 53(6): 2362-2381.

[7] 韩京清. 自抗扰控制技术——估计补偿不确定因素的控制技术[M]. 北京:国防工业出版社,2008.

[8] GAO Zhiqiang. Scaling and bandwidth-parameterization based controller tuning[C]// Proceedings of the 2003 American Control Conference, 2003, 6: 4989-4996.

[9] HUANG Chun'e, LI Donghai, XUE Yali. Active disturbance rejection control for the ALSTOM gasifier benchmark problem[J]. Control Engineering Practice, 2013, 21(4): 556-564.

[10] MAKEXIMU, ZHU Min, SUN Yong, et al. Active disturbance rejection control for boiler superheated steam temperature[C]// 2016 16th International Conference on Control, Automation and Systems (ICCAS 2016), IEEE, 2016: 135-139.

[11] 韩忠旭,齐小红,刘敏,等. 姚孟电厂2号机300 MW单元机组机炉协调受控对象的数学模型[J]. 电网技术,2006,30(11):47-50.
HAN Zhongxu, QI Xiaohong, LIU Min. Mathematical model of controlled object in coordinated control system for 300 MW boiler-turbine unit in Yaomeng Power Plant[J]. Power System Technology, 2006, 30(11): 47-50.

[12] 刘鑫屏,田亮,赵征,等. 汽包锅炉蓄热系数的定量分析[J]. 动力工程,2008,28(2):216-220.
LIU Xinping, TIAN Liang, ZHAO Zheng, et al. The quantitative analysis of the drum boiler heat storage coefficient[J]. Journal of Power Engineering, 2008, 28(2): 216-220.

[13] ZHAO Shen, GAO Zhiqiang. Modified active disturbance rejection control for time-delay systems[J]. ISA Transactions, 2014, 53(4): 882-888.

(责任编辑 王绪迪)