

# 基于烟气再循环技术的褐煤干燥系统建模与仿真

钟晓晖,刘超,薛婷婷,韩丽,武利利  
(华北理工大学 冶金与能源学院,河北唐山 063009)

**摘要:**为提高褐煤干燥系统能源利用率及高效回收干燥尾气中的水分和热能,提出一种基于烟气再循环技术的褐煤干燥系统,利用 Matlab 对系统进行建模,并对系统的节能性、安全性及水回收效益进行了仿真计算和分析。结果表明,该系统属于低温干燥,以循环烟气代替空气,干燥介质含氧量与含湿量均大幅下降,工艺更加安全可靠,有效提高了干燥过程的传热与传质强度,提高系统热效率。与传统烟气-空气混合煤干燥系统相比,烟气混合干燥系统煤耗为 39.60 kg/t,降低 7.62%;热效率和焓效率分别提高 4.31% 和 3.01%;回收水流量为 1.73 t/h,未产生新的污染物,更加节能环保;干燥介质含湿量降低 37.21 g/kg,干燥强度更加剧烈,有利于减少干燥耗时;氧气体积分数降低 7.84%,解决了褐煤干燥系统的安全问题。

**关键词:**褐煤干燥;烟气再循环;水回收;余热回收;热质交换

**中图分类号:**TQ53 **文献标志码:**A **文章编号:**1006-6772(2015)05-0019-04

## Model established and simulation of lignite drying system based on flue gas recirculation

ZHONG Xiaohui, LIU Chao, XUE Tingting, HAN Li, WU Lili

(College of Metallurgy and Energy, North China University of Science and Technology, Tangshan 063009, China)

**Abstract:** To improve efficiency of lignite drying system and recovery of dry exhaust moisture and heat, a lignite drying system based on flue gas recirculation technology was proposed, and the mathematical model was established by MATLAB. The energy saving, security and water recovery efficiency of the system were simulated and analyzed. The results showed that the system was low temperature drying, which used flue gas as drying medium, the oxygen content and moisture of drying medium reduced significantly, the process was more reliable and effective. The heat transfer and mass transfer intensity and thermal efficiency of the system were improved. Compared to the traditional coal drying systems which used flue gas and air mixture as drying medium, the coal consumption of the system reduced to 39.60 kg/t by 7.62%, thermal efficiency and exergy efficiency was 4.31% and 3.01% respectively, recycling water flow was 1.73 t/h and no new pollutants generated, the system was more environmentally friendly. The moisture content of the drying medium reduced by 37.21 g/kg and the dry intense was enhanced, which shortened drying time. The oxygen concentration reduced by 7.84%, which solved the security problem of lignite drying system.

**Key words:** lignite drying; flue gas recirculation; recovery of moisture; recovery of heat; heat and mass transfer

## 0 引 言

褐煤占世界煤炭总储量的 2/5,我国已探明的褐煤储量达到 1303 亿 t,占全国煤炭储量的 13% ~ 15%<sup>[1-2]</sup>。褐煤高水分、高灰分的特点影响了褐煤

的开发使用,较高的运输成本导致褐煤运输半径小,只能作为地区性燃料使用。褐煤直接参与燃烧,排烟热损失大,发电效率低,直接增加了装置的建设费用和运行成本,甚至影响生产装置的正常运行<sup>[3]</sup>。褐煤干燥提质技术能有效提高褐煤热值,提升褐煤

收稿日期:2014-11-14;责任编辑:白娅娜 DOI:10.13226/j.issn.1006-6772.2015.05.004

基金项目:中国煤炭工业协会科学技术研究指导性计划资助项目(MTKJ2013-403)

作者简介:钟晓晖(1977—),男,河北邢台人,博士,副教授,硕士生导师,从事洁净煤技术研究工作。E-mail:zhong\_xiaohui@163.com

引用格式:钟晓晖,刘超,薛婷婷,等.基于烟气再循环技术的褐煤干燥系统建模与仿真[J].洁净煤技术,2015,21(5):19-22,26.

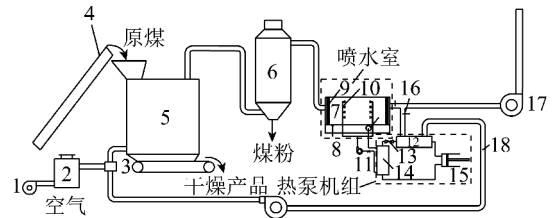
ZHONG Xiaohui, LIU Chao, XUE Tingting, et al. Model established and simulation of lignite drying system based on flue gas recirculation[J]. Clean Coal Technology, 2015, 21(5): 19-22, 26.

品质,降低成本。提质后的褐煤更有利于综合利用、运输和储存,可以使褐煤部分代替优质动力煤使用<sup>[4-5]</sup>。近年来,澳大利亚、德国、美国、日本等国家都在对褐煤干燥技术进行研究和开发。澳大利亚曾专门成立2个合作研究中心研究褐煤的发电利用技术,研究重点主要集中在干燥脱水技术的能耗和工艺技术的大型化等方面<sup>[6]</sup>。我国在高水分褐煤的干燥技术上缺乏经验,主要采用以热烟气为干燥介质的滚筒干燥技术和流化床干燥技术,直接或间接地将相当于水蒸发潜热的热量加到煤样上,使水以气态形式去除<sup>[7-9]</sup>,能耗相对较高,有的工艺甚至需要消耗25%的产品煤的能量来蒸发水分。其中热烟气的直接接触式干燥,虽然干燥效率高,热交换强度大,但由于使用空气作为构成干燥介质的低温混合物,干燥介质含氧量高,系统运行安全性较差,干燥过程易发生着火爆炸事故,需严格控制含氧量和漏风<sup>[10-11]</sup>。如果使用纯烟气作为干燥介质则可以解决褐煤干燥工艺的安全问题。笔者对褐煤干燥尾气再循环利用进行研究,提出一种基于烟气再循环技术的褐煤干燥系统,利用 Matlab 对系统进行建模和仿真,对系统的节能性、安全性及水回收效益进行了仿真计算和分析,论证低温烟气作为干燥介质的低温混合物的可行性,以期提高褐煤干燥系统能源利用率,高效回收干燥尾气中的水分和热能。

## 1 烟气再循环褐煤干燥系统

为提高褐煤干燥系统的效率和安全性,提出了一种基于烟气再循环技术的褐煤干燥系统(图1)。该系统属于低温干燥,干燥介质温度小于300℃,不会造成煤中挥发分大量挥发,且工艺以循环烟气代替空气,干燥介质含氧量(4.71%)与含湿量(49.61 g/kg)均大幅下降,工艺更加安全可靠,有效提高干燥过程的传热与传质强度,提高系统热效率。

系统由热风炉、混合室、干燥器、干式除尘器、喷水室、热泵机组、风机和水泵等组成。热风炉以干燥



1—鼓风机; 2—热风炉; 3—混合室; 4—物料提升机; 5—干燥器; 6—干式除尘器; 7—挡水板; 8—溢流管; 9—喷嘴; 10—过滤器; 11—水泵; 12—空冷冷凝器; 13—膨胀阀; 14—蒸发器; 15—压缩机; 16—调节挡板; 17—引风机; 18—回风管道; 19—热风机

图1 尾气再循环褐煤干燥系统流程

褐煤为燃料,根据燃料的不同,热风炉可采用链条式热风炉、沸腾式热风炉和煤粉式热风炉。干燥器根据原料性状特征选用振动床或流化床,其所用干燥介质由热风炉产生的烟气和经热泵机组提质后的尾气混合组成,具有含湿量低、含氧量低等特点,因此干燥势能大,传热传质效率高,安全性高。干燥介质的温度可通过调节烟气和尾气的混合比例进行调整。

喷水室是利用水与干燥尾气进行热质交换<sup>[12-13]</sup>,达到回收干燥尾气中水和热量的目的。回收的水经沉淀后可作为除尘系统或选煤工艺用水,热泵机组以回收水作为热源,将脱水后的干燥尾气提质后作为干燥介质的低温混合气使用。利用喷水室对干燥尾气中的水分进行回收,实现了对褐煤干燥尾气水分的高效回收及能量综合利用。

烟气再循环褐煤干燥系统技术原理如图2所示。再循环烟气经热泵提高温度后与热风炉热风混合,形成干燥介质。干燥尾气经干式除尘器除尘后进入喷水室,进行减焓冷却加湿的热质交换过程<sup>[12]</sup>,干燥尾气温度与含湿量均大幅降低,喷淋水和凝结水经过滤后回收,由热泵回收水中热量。与传统空气-烟气混合干燥介质相比,新工艺干燥介质的含氧量与含湿量明显降低,系统热效率和焓效率有所提高,污染物排放和煤耗相对减少,且可以回收大量的水。

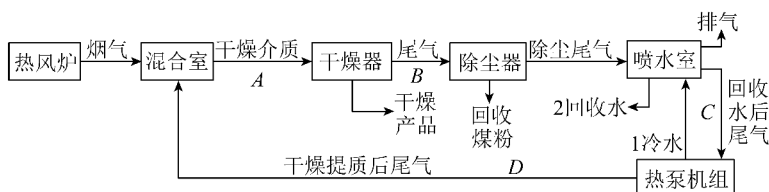


图2 烟气再循环褐煤干燥系统原理

建立系统模型需首先分析系统风烟循环中A、B、C、D四个位置的烟气状态与水循环中位置1、2

的循环水状态的之间的数学关系<sup>[14]</sup>。系统风烟循环中A、B、C、D四个位置的烟气分别对应干燥介质,

干燥尾气,回收水后尾气与干燥提质后尾气;水热循环中位置1、2的循环水分别对应为冷水与回收水。建立系统数学模型,利用 Matlab 进行仿真优化。

## 2 系统参数及 Matlab 模型单元

热风炉烟气状态及成分根据煤质特性计算,使用煤种和过量空气系数不改变,热风状态不变。干燥尾气温度根据尾气露点温度确定,干球温度要求高于露点温度 20 ℃。系统设计参数、热风炉出口热风及干燥尾气参数见表 1。

表 1 系统设计参数与热风炉出口烟气参数

参数	数据来源	参数值
干燥器进煤量 $W_m/(t \cdot h^{-1})$	设计值	10
干燥脱水量 $W_d/(t \cdot h^{-1})$	计算值	1.585
环境年平均温度 $t_0/^\circ\text{C}$	计算值	8
热风炉烟气温度 $t_y/^\circ\text{C}$	实测	900
热风炉烟气含湿量 $d_y/(kg \cdot kg^{-1})$	计算值	0.073
热风炉烟气含氧量 $\Phi_y/(kg \cdot kg^{-1})$	计算值	0.047
干燥热风温度(A点) $t_a/^\circ\text{C}$	设计值	260
干燥尾气温度(B点) $t_b/^\circ\text{C}$	设计值	80

注:热风炉烟气含湿量、含氧量均为每千克干烟气中含量,下同。

系统设计烟气循环应满足以下要求:①C点烟气接近饱和,设计取湿度 95%<sup>[12]</sup>,由此计算控制点 C 含湿量;②C、D 点含湿量相等。

模型烟气循环部分烟气质量焓表示为

$$h_y = (C_y + d \times C_h) \times t \quad (1)$$

式中,  $C_y$  为干烟气比热容,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ;  $d$  为烟气含湿量,  $\text{kg}/\text{kg}$ ;  $C_h$  为水蒸汽比热容,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ;  $t$  为烟气温度,  $^\circ\text{C}$ 。

位置 C 回收水后尾气含湿量(湿度 95%)表示为

$$d_c = 0.95 \times e^{(t_c + 28.474/17.58)} \quad (2)$$

式中,  $t_c$  为回收水后尾气温度,  $^\circ\text{C}$ 。

### 2.1 喷淋塔单元

喷淋塔进行干燥尾气和水质热交换过程,烟气(状态 C)与喷淋水(状态 1)在喷淋塔进行热质交换。设计的喷淋塔应达到以下要求:①接触系数应等于空气处理过程需要的接触系数;②喷淋塔喷出的水能够吸收的热量应等于空气失去的热量。

模型热质交换部分喷水系数表示为

$$\mu = \frac{W}{G} \quad (3)$$

式中,  $W$  为喷水室的喷水量,  $\text{kg}/\text{s}$ ;  $G$  为喷水室的烟

气质量流量,  $\text{kg}/\text{s}$ 。

接触系数表示为

$$\varepsilon_1 = 1 - \frac{t_{s2} - t_{w2}}{t_{s1} - t_{w1}} = A'(vp)^m \mu^n \quad (4)$$

式中,  $t_{s1}$  为空气初态湿球温度,  $^\circ\text{C}$ ;  $t_{s2}$  为空气终态湿球温度,  $^\circ\text{C}$ ;  $t_{w1}$  为喷水室喷水初始温度,  $^\circ\text{C}$ ;  $t_{w2}$  为喷水室喷水终温,  $^\circ\text{C}$ ;  $A'$ 、 $m$  和  $n$  为试验系数;  $vp$  为空气的单位面积质量流量,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

热交换效率系数表示为

$$\varepsilon_2 = 1 - \frac{t_2 - t_{s2}}{t_1 - t_{s1}} = A''(vp)^{m'} \mu^{n'} \quad (5)$$

式中,  $t_1$  为空气初态干球温度,  $^\circ\text{C}$ ;  $t_2$  为空气终态干球温度,  $^\circ\text{C}$ ;  $A''$ 、 $m'$  和  $n'$  为试验系数<sup>[12]</sup>。

烟-水热平衡为

$$\mu C(t_{w2} - t_{w1}) = h_1 - h_2 \quad (6)$$

式中,  $C$  为水的比热容,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ;  $h_1$  为喷水的初态质量焓,  $\text{kJ}/^\circ\text{C}$ ;  $h_2$  为喷水的终态质量焓,  $\text{kJ}/^\circ\text{C}$ 。

建立模型得到尾气 C、D 温度  $t_c$ 、 $t_d$  与水循环温度的关系如图 3 所示。水循环温度  $t_{w1}$ 、 $t_{w2}$  受  $t_c$  影响最大,  $t_d$  对  $t_{w1}$  影响较小, 忽略不计, 所以  $t_c$  的选取必须考虑  $t_{w1}$ 。系统设计  $t_{w1}$  取 10  $^\circ\text{C}$ , 则  $t_d$  取 39  $^\circ\text{C}$ 。

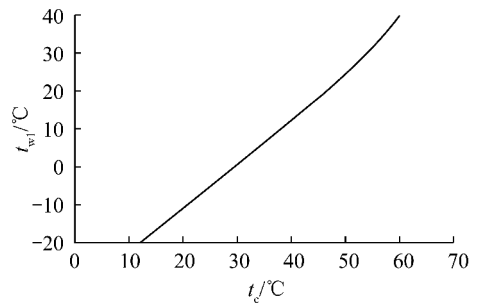


图 3  $t_{w1}$  随  $t_c$  的变化

### 2.2 热泵单元

水源热泵是以水为热源的可进行制冷/制热循环的一种热泵型整体式水-空气式或水-水式空调装置。系统设计使用 QYHP-350M 型高温水源热泵。随  $t_d$  的升高, 热泵制热系数  $COP_h$  单调降低, 具体如图 4 所示。

通过线性拟合得到

$$COP_h = 1.818 + 41.512e^{-0.4515t_d} \quad (7)$$

由此得到热泵压缩机耗功为

$$W = \frac{Q}{(COP_h - 1)} \quad (8)$$

式中,  $Q$  为热泵制热量,  $\text{kJ}$ , 即位置 C 再循环烟气升

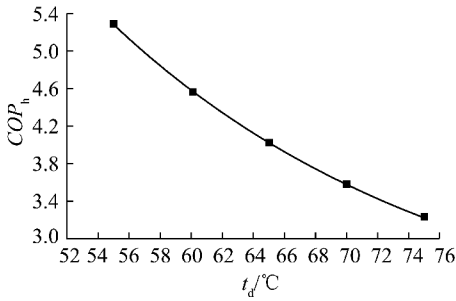


图4  $\text{COP}_h$  随  $t_d$  的变化

温到位置 D 所吸收的热量。

### 3 系统模型计算结果及经济性对比

#### 3.1 系统模型计算结果

烟气状态控制点 A、B、C、D, 循环水状态控制点 1、2 是相互影响的, 通过建立数学模型, 可以直观表现出系统参数间的影响。

系统控制点 A、B 的温度  $t_a$ 、 $t_b$  是常数; 控制点 C 的温度  $t_c$  对控制点 1、2 的温度有决定性影响, 设计要求 1 点额定工况温度为  $10^\circ\text{C}$ , 经计算 C 点温度为  $39^\circ\text{C}$ ; 控制点 D 温度  $t_d$  是影响系统焓效率  $\eta_{ex}$  和热效率  $\eta_d$  的主要因素, 系统焓效率  $\eta_{ex}$  随  $t_d$  变化如图 5 所示。

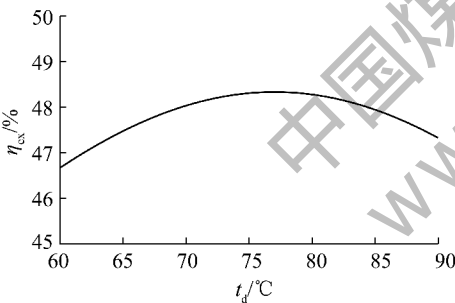


图5  $\eta_{ex}$  随  $t_d$  的变化

由图 5 可知, 系统焓效率  $\eta_{ex}$  随温度  $t_d$  的升高而增大,  $t_d$  为  $77^\circ\text{C}$  时, 系统焓效率最高, 然后随  $t_d$  升高  $\eta_{ex}$  下降。  $t_d$  为  $77^\circ\text{C}$  时系统烟气循环各控制点参数及相应计算结果见表 2, 循环水状态参数见表 3。

表 2 烟气各控制点参数

项目	A	B	C	D
温度/ $^\circ\text{C}$	260	80	39	77
湿球温度/ $^\circ\text{C}$	58.61	55.73	38.19	43.16
含湿量/ $(\text{g} \cdot \text{kg}^{-1})$	49.61	109.27	44.12	44.12
水蒸汽质量分数/ $\%$	4.73	9.85	4.23	4.23
湿度/ $\%$	6.82	30.20	95.00	4.77
氧气体积分数/ $\%$	4.30	4.30	4.30	4.30

表 3 循环水状态参数

项目	循环水状态控制点	
	1	2
温度/ $^\circ\text{C}$	10.46	36.69
流量/ $(\text{t} \cdot \text{h}^{-1})$	43.55	45.28

#### 3.2 系统技术经济性

以传统烟气-空气混合煤干燥系统(处理量  $10 \text{ t/h}$ ) 作为参照对象, 利用系统热效率、焓效率、混合烟气比例和干燥煤耗评价系统技术经济性, 具体见表 4。由表 4 可知, 烟气混合干燥系统煤耗为  $39.60 \text{ kg/t}$ , 比空气混合干燥煤耗降低  $7.62\%$ ; 热效率和焓效率分别提高  $4.31\%$  和  $3.01\%$ ; 回收水流量为  $1.73 \text{ t/h}$ , 且未产生新的污染物, 更加节能环保; 干燥介质含湿量降低  $37.21 \text{ g/kg}$ , 干燥强度更加剧烈, 有利于减少干燥耗时; 氧气体积分数降低  $7.84\%$ , 解决了褐煤干燥系统的安全问题。

表 4 系统技术经济指标对比

项目	烟气混合干燥	空气混合干燥
$t_d / ^\circ\text{C}$	77	8
$\eta_{ex} / \%$	48.71	45.70
热效率/ $\%$	48.09	43.78
混合烟气比例/ $\%$	81.00	45.44
煤耗/ $(\text{kg} \cdot \text{t}^{-1})$	39.60	47.22
回收水流量/ $(\text{t} \cdot \text{h}^{-1})$	1.73	—
干燥介质含湿量 $d / (\text{g} \cdot \text{kg}^{-1})$	49.61	86.82
氧气体积分数/ $\%$	4.30	12.14

## 4 结 语

本文提出了一种基于烟气再循环技术的新型高效褐煤干燥系统, 在分析系统各环节工作原理的基础上建立了系统主要环节的数学模型。基于尾气再循环褐煤干燥系统的设计参数和工程实际需要, 确定了合适的系统稳态运行参数, 并利用 Matlab 进行了系统建模和仿真。基于烟气再循环技术的褐煤干燥系统可大幅降低褐煤干燥煤耗, 提高系统焓效率与热效率, 有效降低干燥介质含氧量与含湿量, 解决了褐煤干燥工艺的安全问题, 可为我国低阶煤干燥提质利用提供理论指导。

#### 参考文献:

[1] 尹立群. 我国褐煤资源及其利用前景[J]. 煤炭科学技术, 2004, 32(8): 12-14. (下转第 26 页)

时,煤泥水沉降速度明显变慢。说明过度搅拌会导致煤泥已形成的絮团发生解离,造成煤泥水沉降速度降低。

## 2.2 絮凝剂添加方式工业试验研究

### 2.2.1 絮凝剂添加位置选择

絮凝剂添加方式对煤泥水絮凝效果影响很大。添加位置远,絮凝剂与物料混合时间过长,已形成的絮团发生解离,絮凝效果不好。添加位置过近,作用时间短,絮凝剂与物料来不及充分混合,絮团形成效果差,造成絮凝剂浪费。现场工业试验时,在进入浓缩池前的保护箱和浓缩池走桥处分别添加絮凝剂,浓缩机走桥添加位置距离浓缩机中心桶距离较近,为保证絮凝剂和煤泥水混合均匀,在浓缩机走桥中部增加扰流板,利用煤泥水的快速流动和扰流板的阻挡搅动作用,煤泥水进入浓缩机絮凝沉降,保证絮凝剂和浓缩机入料接触、混合,充分发挥絮凝效果<sup>[10]</sup>。

### 2.2.2 絮凝剂多点加药效果

对比浓缩机保护箱单点加药和保护箱、走桥多点加药发现,分选块煤时,两者效果差别不大。分选末煤时,进入浓缩机煤泥中较细粒级含量增加,多点加药明显优于单点加药。走桥加药点处絮凝剂二次与煤泥水混合、絮凝,煤泥水沉降速度加快,二次加药量较一次加药量减少。因此多点加药处理末煤分选煤泥水的效果优于单点加药。

## 3 结 语

通过对浓缩机加药方式的试验研究及长时间工业试验表明,浓缩机采取保护箱、走桥多点加药的方式,煤泥水絮凝沉降速度提高,絮凝剂消耗量减少,澄清水浓度降低,微小颗粒循环量减少。絮凝剂二次加药能使煤泥絮团再次发生作用,加速沉降,避免了澄清水二次污染,总药耗量减少。药剂搅拌时间对澄清水浊度影响明显<sup>[11]</sup>,搅拌过度会导致煤泥已形成的絮团发生解离,造成煤泥水沉降速度降低。目前选煤厂煤泥水处理环节仍存在黏土矿物质及风氧化性煤泥等沉降困难,加压周期长等问题,分选加工时只能采取块煤重介分选工艺。因此仍需对煤泥水处理药剂及药剂复配、添加等工艺进行探索研究。

### 参考文献:

[1] 刘雁鹏. 选煤厂煤泥水絮凝沉降试验研究[J]. 中国煤炭, 2011, 37(9): 79-81.

[2] 於春慧,佟大光,张林,等. 加强煤泥水治理 促进循环经济发展[J]. 选煤技术, 2007(3): 34-36.

[3] 匡亚莉,亓欣,邓建军,等. 选煤厂高泥化煤泥水絮凝沉降实验[J]. 洁净煤技术, 2010, 16(3): 9-13.

[4] 张景,王泽南,宋树磊,等. 煤泥水 pH 值对絮凝沉降效果的影响[J]. 洁净煤技术, 2011, 17(5): 16-181.

[5] 袁耀武,周学东,丁建伟,等. 平朔二号井选煤厂新型煤泥水药剂试验及药剂制度优化研究[J]. 选煤技术, 2013(1): 13-17.

[6] 许红娜,王红霞. 添加矿物型 MC 凝聚剂实现煤泥水深度澄清的实验室试验[J]. 洁净煤技术, 2006, 12(4): 15-18.

[7] 蒋玲,张东晨,张超. 尾煤浓缩机自动加药在我国的研究现状和展望[J]. 矿山机械, 2007, 35(1): 71-74.

[8] 冯瑞波. 漳村选煤厂煤泥水絮凝沉降效果的研究[J]. 煤, 2010(8): 20-21.

[9] 张明旭. 选煤厂煤泥水处理[M]. 徐州: 中国矿业大学出版社, 2005.

[10] 王少会. 选煤厂煤泥水处理的应用分析[J]. 中国矿业, 2004, 13(5): 56-57.

[11] 李亚萍. 煤泥水絮凝沉降试验中沉降时间的探讨[J]. 煤炭工程, 2011, 43(7): 98-99.

(上接第 22 页)

[2] 赵振新,朱书全,马名杰,等. 中国褐煤的综合优化利用[J]. 洁净煤技术, 2008, 14(1): 28-31.

[3] 马有福,郭晓光,肖峰,等. 基于炉烟干燥及水回收风筒磨仓储式制粉系统的高效褐煤发电技术[J]. 中国电机工程学报, 2013, 33(5): 13-20.

[4] 曾在春. 褐煤干燥提质技术浅谈[J]. 化工设计, 2011, 21(1): 3-5.

[5] 刘旭光,李保庆. 褐煤的热处理改质研究[J]. 煤炭转化, 2000, 23(1): 19-20.

[6] 熊友辉. 高水分褐煤燃烧发电的集成干燥技术[J]. 锅炉技术, 2006, 37(4): 46-49.

[7] 朱川,杨晓毓,邵徇. 低阶煤干燥脱水技术的研究[J]. 洁净煤技术, 2013, 19(1): 42-47.

[8] 屈进州,陶秀祥,刘金艳,等. 褐煤提质技术研究进展[J]. 煤炭科学技术, 2011, 39(11): 121-125.

[9] 高俊荣,陶秀祥,侯彤,等. 褐煤干燥脱水技术的研究进展[J]. 洁净煤技术, 2008, 14(6): 73-76.

[10] 李政,梁心玉,薛亚丽. 基于烟煤、褐煤的 IGCC 系统技术经济性对比[J]. 中国电机工程学报, 2012, 23(5): 39-47.

[11] Wang Haihui. Kinetic analysis of dehydration of a bituminous coal using the TCA technique[J]. Energy and Fuel, 2007, 21(6): 3070-3075.

[12] 闫全英,刘英云. 热质交换原理与设备[M]. 北京: 机械工业出版社, 2006: 222-230.

[13] 郁履方. 关于喷水室中热湿交换效率的研究[J]. 中国纺织大学学报, 1987, 13(1): 26-33.

[14] 潘永康,王喜忠,刘相东. 现代干燥技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2006: 38-87.