

杨嘉伟, 唐春梅, 陈晨, 等. 提升凝结水精处理氢型混床周期制水能力试验[J]. 净水技术, 2026, 45(4): 131-140.

Yang J W, Tang C M, Chen C, et al. Experiment of upgrading the periodic water production capacity of condensate polishing hydrogen mixed bed[J]. Water Purification Technology, 2026, 45(4): 131-140.

提升凝结水精处理氢型混床周期制水能力试验

杨嘉伟*, 唐春梅, 陈晨, 王开

(浙江浙能兰溪发电有限责任公司, 浙江金华 321100)

摘要 【目的】 文章旨在通过提高某燃煤火力发电厂凝结水精处理氢型混床周期制水量, 解决因混床运行方式由铵型转变为氢型造成混床周期制水量下降的问题, 从而降低失效树脂再生频次。【方法】 通过单因素试验考察凝结水 pH, 失效树脂再生时进酸碱浓度、时间、流速和置换时间对凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响。利用正交试验, 确定失效树脂再生最佳运行参数。【结果】 NH_4^+ 作为主要交换阳离子, 当凝结水 pH 值由 9.30 ± 0.02 降至 9.00 ± 0.02 时, NH_4^+ 浓度降低使阳树脂交换负荷降低, 延长凝结水精处理氢型混床运行周期。失效树脂再生的酸碱用量优化是通过 H^+ 、 OH^- 置换高效清除树脂截留 Na^+ 、 Cl^- 等杂质离子, 恢复其有效工作交换容量。失效树脂再生参数: 进酸碱质量分数为 4%, 进酸、碱时间分别为 60、50 min, 相应进酸、碱流速为 14、10 t/h, 置换时间为 60 min。此失效树脂再生参数条件下, 阳树脂再生洗脱液中 Na^+ 、 NH_4^+ 等杂质离子含量降至最高值的 1% 以下, 阴树脂再生洗脱液中活性硅、 Cl^- 等杂质离子含量降至最高值的 5% 以下。【结论】 凝结水 pH 和失效树脂再生参数调整后, 某燃煤火力发电厂的凝结水精处理氢型混床平均周期制水量由原先的 $1.812 \times 10^5 \text{ m}^3$ 提高至 $2.327 \times 10^5 \text{ m}^3$, 在保证凝结水精处理氢型混床出水水质 (Na^+ 质量浓度 $< 1 \mu\text{g/L}$ 、 Cl^- 质量浓度 $< 1 \mu\text{g/L}$) 的同时节约了生产运行成本。

关键词 凝结水精处理 氢型混床 周期制水量 树脂再生 节能降耗

中图分类号: X703 文献标志码: A 文章编号: 1009-0177(2026)04-0131-10

DOI: 10.15890/j.cnki.jsjs.2026.04.015

Experiment of Upgrading the Periodic Water Production Capacity of Condensate Polishing Hydrogen Mixed Bed

Yang Jiawei*, Tang Cunmei, Chen Chen, Wang Kai

(Zhejiang Zheneng Lanxi Power Generation Co., Ltd., Jinhua 321100, China)

Abstract [Objective] The aim of this paper is to improve the periodic water production of condensate polishing hydrogen mixed bed of a coal-fired power plant, so as to solve the problem of the reduction of the periodic water production due to the transition from an ammonium mixed bed to a hydrogen mixed bed, thereby reducing the frequency of spent resin regeneration. [Methods] The effects of condensate pH, acid and alkali concentration, regeneration time, flow rate, and displacement time during spent resin regeneration on the periodic water production of hydrogen mixed bed in condensate polishing were investigated through single-factor experiments. Optimal regeneration parameters were determined via orthogonal testing. [Results] NH_4^+ as the main exchange cation, NH_4^+ reduction in concentration reduced the positive resin exchange load when the condensate pH value decreased from 9.30 ± 0.02 to 9.00 ± 0.02 , prolonging the periodic water production of condensate polishing hydrogen mixed bed. The optimization of acid and alkali dosages for spent resin regeneration efficiently removes trapped impurity ions (e.g., Na^+ , Cl^-) via H^+ and OH^- ion exchange, thereby restoring the resin's effective working exchange capacity. Spent resin regeneration parameters: the acid and alkali mass fraction was 4%, with feeding times of 60 min (acid) and 50 min (alkali), corresponding flow rates of 14 t/h (acid) and 10 t/h (alkali), and displacement time of 60 min. Under these regeneration parameters, impurity ions (Na^+ , NH_4^+) in the cation resin eluate were reduced to $< 1\%$ of their peak levels, while contaminants (active silica, Cl^-) in the anion resin eluate decreased to $< 5\%$ of the highest value.

[收稿日期] 2025-01-11

[通信作者] 杨嘉伟(1998—), 男, 主要从事电厂水处理和污泥处理处置等工作, E-mail: 2020103068@stu.njau.edu.cn.

[**Conclusion**] After adjusting condensate pH and spent resin regeneration parameters, the average periodic water production of hydrogen mixed bed in condensate polishing at a coal-fired power plant increased from $1.812 \times 10^5 \text{ m}^3$ to $2.327 \times 10^5 \text{ m}^3$, while maintaining effluent quality (Na^+ mass concentration $< 1 \text{ }\mu\text{g/L}$, Cl^- mass concentration $< 1 \text{ }\mu\text{g/L}$) and reducing operational costs.

Keywords condensate polishing hydrogen mixed bed periodic water production capacity resin regeneration energy-saving and cost-reducing

随着燃煤火力发电技术的快速发展,热力系统对水汽品质的要求也日趋严格,高质量的水汽品质是保证热力设备安全稳定运行的重要条件之一。相较于普通锅炉(如亚临界或高压汽包炉),超临界高参数锅炉对给水水质要求更为严格,需控制 Na^+ 、 Cl^- 等杂质离子质量浓度低于 $1 \text{ }\mu\text{g/L}$ 级别。超临界高参数锅炉因无汽包缓冲,不能采取炉内加药和排污处理来去除给水中杂质和腐蚀产物^[1]。给水携带的杂质和腐蚀产物若进入锅炉水冷壁高热负荷区,会发生沉积物下腐蚀,加剧管道腐蚀风险的同时降低导热系数,导致金属管壁超温;若进入汽轮机,易沉积在汽轮机叶片表面,少部分返回凝结水中^[1-3]。而凝结水精处理是保障超临界高参数锅炉给水品质的重要措施,它可以连续去除凝结水中的溶解盐类、悬浮物质和腐蚀产物(如铁、铜氧化物),并减轻汽轮机和锅炉内部构件腐蚀、积盐和积垢现象^[4]。对比铵型混床,凝结水精处理系统采用氢型混床:一方面对凝结水中盐类有着更好的去除效果;另一方面在凝汽器发生微量泄漏时,对热力系统设备的正常运行具有保护作用^[5]。

某燃煤火力发电厂锅炉类型为超临界参数变压直流炉(最大连续蒸发量为 $1\ 903 \text{ t/h}$,额定蒸发量为 $1\ 813 \text{ t/h}$,主蒸汽温度为 $571 \text{ }^\circ\text{C}$,主蒸汽压力为 25.4 MPa ,过热蒸汽减温方式为三级喷水减温,给水温度为 $285 \text{ }^\circ\text{C}$),为保障机组高质量水汽品质,凝结水精处理混床运行方式由铵型转变为氢型。但从近期凝结水精处理氢型混床失效时周期制水量发现,相较于铵型混床,虽氢型混床出水水质更好,但氢型混床失效时周期制水量远低于铵型混床,这将导致失效树脂再生频繁,不仅增加了凝结水精处理系统再生酸耗、碱耗和除盐水用量,而且树脂再生双向输送频繁会加速树脂磨损,影响树脂使用寿命,增加凝结水精处理设备运行维护费用^[6-7]。为解决该问题,对凝结水精处理氢型混床运行及失效树脂再生参数进行调整,提高凝结水精处理氢型混床周期制水量。

1 机组概况

1.1 凝结水精处理系统

某燃煤火力发电厂4台机组凝结水净化工艺采用中压凝结水精处理系统,凝结水依次通过前置过滤器和高速混床进行过滤除盐处理。每台机组设 $2 \times 50\%$ 管式前置过滤器并联运行,不设备用; $3 \times 50\%$ 球形高速混床并联运行,1台备用,满足每台机组 100% 凝结水处理量(额定为 $1\ 400 \text{ m}^3/\text{t}$,最大为 $1\ 600 \text{ m}^3/\text{t}$)。高速混床采用氢型方式运行,高速混床床体内阴阳树脂体积比为 $1:1$,进出水水质控制标准如表1和表2所示。

表1 凝结水精处理氢型混床进水水质控制标准
Tab. 1 Inflow Water Quality Standard for Condensate Polishing of Hydrogen Mixed Bed

水质指标	标准值	期望值
pH 值	9.0~9.3	—
温度/ $^\circ\text{C}$	≤ 52	—
氢电导率/ $(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	≤ 0.20	≤ 0.15
硬度/ $(\mu\text{mol}\cdot\text{L}^{-1})$	0	—
溶解氧/ $(\mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1})$	≤ 20	—
Na^+ / $(\mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1})$	≤ 5	—
Fe / $(\mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1})$	≤ 500	—

表2 凝结水精处理氢型混床出水水质控制标准
Tab. 2 Outflow Water Quality Standard for Condensate Polishing of Hydrogen Mixed Bed

水质指标	标准值	期望值
氢电导率/ $(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	≤ 0.10	≤ 0.08
电导率/ $(\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1})$	≤ 0.30	—
Fe / $(\mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1})$	≤ 5	≤ 3
二氧化硅(SiO_2)/ $(\mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1})$	≤ 10	≤ 5
Na^+ / $(\mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1})$	≤ 2	≤ 1
Cl^- / $(\mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1})$	≤ 1	—

1.2 失效树脂再生系统

#01 凝结水精处理系统(#1 机组和#2 机组)和#02 凝结水精处理系统(#3 机组和#4 机组)各拥有一套失效树脂再生系统。该失效树脂再生系统为

常压三塔体外再生系统,采用 U. S. FILTER 高塔法分离技术。整个系统由树脂分离塔(SPT)、阴树脂再生塔(ART)、阳树脂再生及混合塔(CRT)以及配套的酸碱系统、废水排放系统等组成。失效树脂首先通过水、气方式从失效混床输送到 SPT。在 SPT 内失效树脂经压缩空气擦洗和水力反洗分层后,实现阴、阳树脂的有效分离。大部分阴树脂会通过 SPT 中部的树脂出口管输送至 ART,而剩余的阴、阳树脂则经进一步的水力反洗后,由 SPT 底部的树脂出口管将大部分阳树脂送往 CRT,同时保留阴、阳树脂分界面处的混合树脂。这种在 SPT 内阴、阳树脂 2 次水力反洗分层的方式,有助于提高再生前 ART 和 CRT 内阴、阳树脂的纯度,从而提高阴、阳树脂再生效果。阴、阳树脂分别在 ART、CRT 内再生完毕后,将 ART 内阴树脂输送至 CRT 内进行空气混合、漂洗,最终完成失效树脂的再生^[8-9]。

1.3 凝结水精处理氢型混床周期制水量及影响因素

凝结水精处理氢型混床的运行周期受机组负荷影响较大,所以可根据凝结水精处理氢型混床周期制水量来评价凝结水精处理氢型混床运行状况。经统计,2021 年度某燃煤火力发电厂 4 台机组 12 台凝结水精处理氢型混床平均周期制水量为 $1.812 \times 10^5 \text{ m}^3$ 。

影响凝结水精处理氢型混床周期制水量的因素有很多,如离子交换树脂的种类和性能、树脂污染及老化程度、失效树脂再生度、凝结水 pH、氢型混床进水质及失效终点的控制等^[10-11]。根据该电厂凝结水精处理氢型混床及失效树脂再生系统实际运行情况,影响凝结水精处理氢型混床周期制水量的主要因素是凝结水 pH 和失效树脂再生度。

2 材料与方法

2.1 供试材料

凝结水源自某燃煤火力发电厂(SiO_2 质量浓度 $\leq 10 \mu\text{g/L}$ 、电导率 $\leq 0.40 \mu\text{S/cm}$)。氨水质量分数为 9%~10%,盐酸质量分数为 31%,氢氧化钠质量分数为 32%。

2.2 单因素试验

2.2.1 凝结水 pH 对凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响

以#1 机组 3 台凝结水精处理氢型混床作为试

验对象,通过调整#1 机组凝结水加氨启停泵设定值、超驰时间和频率设定值(凝结水加氨点位于各台机组配备的凝结水泵出口母管),控制#1 机组凝结水 pH 值分别在 9.00 ± 0.02 、 9.10 ± 0.02 、 9.20 ± 0.02 、 9.30 ± 0.02 下各维持 30 d,期间控制#1 机组负荷及水质条件趋于稳定,控制失效树脂再生参数一致,统计树脂失效时,#1 机组凝结水精处理氢型混床周期制水量。

2.2.2 失效树脂再生参数对凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响

控制#1 机组、#2 机组、#3 机组和#4 机组凝结水 pH 值为 9.00 ± 0.02 ,以#01 凝结水精处理系统(#1 机组和#2 机组)和#02 凝结水精处理系统(#3 机组和#4 机组)各 1 号树脂作为试验对象,选取失效树脂再生时进酸碱浓度、时间、流速和置换时间的水平值如表 3 所示。

表 3 试验安排
Tab. 3 Test Schedule

编号	因素	因素水平
A	进酸碱质量分数	3.0%、3.5%、4.0%、4.5%、5.0%
B	进酸、碱时间/min	40、30、50、40、60、50、70、60、80、70
C	进酸、碱流速/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	10、6、12、8、14、10、16、12、18、14
D	置换时间/min	40、50、60、70、80

以失效树脂再生时进酸碱质量分数为 3.5%,进酸、碱时间分别为 50、40 min,相应进酸、碱流速为 12、8 t/h,置换时间为 60 min 作为基准条件,在保持其他因素恒定的前提下,逐一调整单个因素的数值,每次调整因素试验次数为 2 次,以考察该因素对凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响。具体试验安排如表 3 所示。统计#01 凝结水精处理系统和#02 凝结水精处理系统的 1 号树脂失效时,其所在的凝结水精处理氢型混床周期制水量。

2.3 正交试验

控制#1 机组、#2 机组、#3 机组和#4 机组凝结水 pH 值为 9.00 ± 0.02 ,以#01 凝结水精处理系统和#02 凝结水精处理系统 2 号树脂作为试验对象,选取失效树脂再生时进酸碱浓度、时间、流速和置换时间作为影响因素进行考察。根据单因素试验结果,并综合考虑试验成本,在各影响因素下设置 3 水平,具体水平值如表 4 所示。设置 $L_9(3^4)$ 正交试验表,具体试验安排如表 5 所示。统计#01 凝结水精处理系统

和#02 凝结水精处理系统的 2 号树脂失效时,其所在的凝结水精处理氢型混床周期制水量。

表 4 正交试验的因素和水平
Tab. 4 Factors and Levels of Orthogonal Test

因素	水平 I	水平 II	水平 III
进酸碱质量分数	3.5%	4.0%	4.5%
进酸、碱时间/min	50、40	60、50	70、60
进酸、碱流速/(t·h ⁻¹)	12、8	14、10	16、12
置换时间/min	50	60	70

表 5 正交试验方案
Tab. 5 Schemes of Orthogonal Test

试验号	因素水平			
	进酸碱质量分数	进酸、碱时间/min	进酸、碱流速/(t·h ⁻¹)	置换时间/min
1	3.5%	50、40	12、8	50
2	3.5%	60、50	14、10	60
3	3.5%	70、60	16、12	70
4	4.0%	50、40	14、10	70
5	4.0%	60、50	16、12	50
6	4.0%	70、60	12、8	60
7	4.5%	50、40	16、12	60
8	4.5%	60、50	12、8	70
9	4.5%	70、60	14、10	50

2.4 失效树脂再生时洗脱液中各物质浓度变化

控制#1 机组、#2 机组、#3 机组和#4 机组凝结水 pH 值为 9.00±0.02,失效树脂再生进酸碱质量分数为 4.0%,进酸、碱时间分别为 60、50 min,相应进酸、碱流速为 14、10 t/h,置换时间为 60 min。选取#01 凝结水精处理系统和#02 凝结水精处理系统 3 号树脂作为试验对象,在失效树脂再生进酸碱及置换阶段时,每隔 5 min 取样测定阳树脂洗脱液中 Na⁺、NH₄⁺、酸度和电导率,阴树脂洗脱液中 Cl⁻、活性硅、碱度和电导率,试验重复 2 次。

2.5 凝结水 pH 及失效树脂再生工况参数优化后验证试验

控制#1 机组、#2 机组、#3 机组和#4 机组凝结水 pH 值为 9.00±0.02,失效树脂再生进酸碱质量分数为 4.0%,进酸、碱时间分别为 60、50 min,相应进酸、碱流速为 14、10 t/h,置换时间为 60 min,运行 30 d 内统计树脂失效时凝结水精处理氢型混床周期制水量。

2.6 测试方法

阳树脂洗脱液中 Na⁺、NH₄⁺、酸度和电导率,阴树脂洗脱液中 Cl⁻、活性硅、碱度和电导率按实验室常规方法测定^[12]。

3 结果与讨论

3.1 单因素试验

3.1.1 凝结水 pH 对凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响

离子交换机理是在阴、阳树脂均匀混合及介质为中性条件下进行,且阴、阳树脂离子交换反应同步进行。若强酸性阳离子交换树脂(RH)和强碱性阴离子交换树脂(ROH)不能同时存在,就会产生反向离子,导致介质偏离中性状态,从而影响离子交换反应的进行。最终当水中的离子与该离子形态的树脂达到平衡时,离子交换反应将停止^[13]。而为防止热力设备及系统受腐蚀,需通过加氨来提高凝结水和给水的 pH,这一方面会导致凝结水精处理氢型混床床体内介质偏离中性,影响离子交换反应的进行;另一方面会使凝结水精处理氢型混床进水中 NH₄⁺ 的浓度高于杂质阴离子(排除 OH⁻)的浓度,造成凝结水精处理氢型混床床体内阳树脂先于阴树脂失效。而当凝结水精处理氢型混床床体内阳树脂由氢型完全转化为铵型时,对凝结水中盐类物质的去除效果大大降低^[5]。因此在凝汽器无明显泄漏的情况下,凝结水精处理氢型混床周期制水量与床体内阳树脂对 NH₄⁺ 的交换量有关。由图 1 可知,凝结水精处理氢型混床周期制水量随着凝结水 pH 的升高而降低。

3.1.2 失效树脂再生时进酸碱浓度对凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响

失效树脂再生时进酸碱浓度对树脂再生程度有较大影响。由图 2 可知,当酸碱用量一定时,在一定程度内,失效树脂再生时进酸碱浓度与凝结水精处理氢型混床周期制水量成正相关。但酸碱浓度也不宜过高或过低,当进酸碱时间和流量一定时,酸碱浓度过高意味着酸碱溶液用量多,这会严重压缩树脂双电层结构,导致扩散层中可交换的 H⁺ 或 OH⁻ 等交换基团活性下降,影响树脂工作交换容量和再生程度,且酸碱本身具有腐蚀性,高浓度下易损害树脂表面孔道结构,造成大分子有机物永久截留在树脂孔径中,缩短树脂使用寿命;酸碱浓度低表明酸碱不能

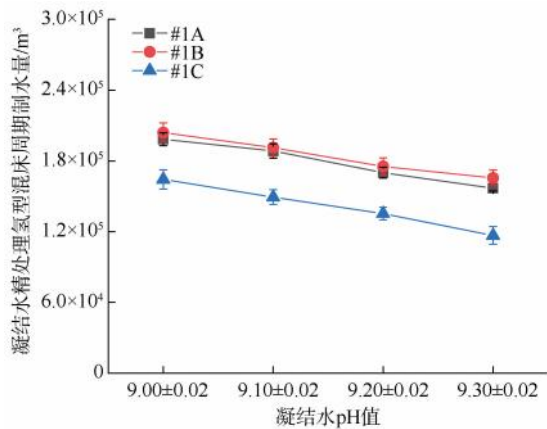


图1 不同凝结水 pH 值下凝结水精处理氢型混床周期制水量

Fig. 1 Periodic Water Production Capacity of Condensate Polishing Hydrogen Mixed Bed under Different pH Values of Condensate

完全交换失效树脂所吸附的阴阳离子,树脂工作交换容量不能完全恢复,树脂再生效果差^[14-15]。

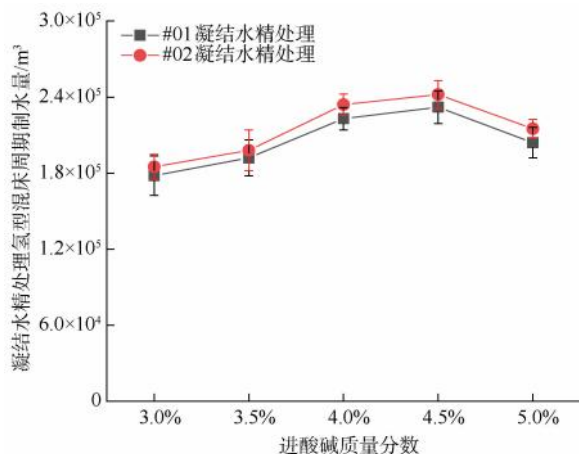


图2 失效树脂再生时不同进酸碱浓度下凝结水精处理氢型混床周期制水量

Fig. 2 Periodic Water Production Capacity of Condensate Polishing Hydrogen Mixed Bed under Different Acid and Alkali Concentration during Regeneration of Exhausted Resin

3.1.3 失效树脂再生时进酸碱时间对凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响

当失效树脂再生时,进酸碱浓度和流速一定时,进酸碱时间不同即代表酸碱用量不同。由图3可知,凝结水精处理氢型混床周期制水量与失效树脂再生时进酸碱时间呈正相关,但凝结水精处理氢型混床周期制水量上升曲线斜率越来越小。这是因为

失效树脂再生时发生的离子交换反应属于动态排代过程。再生过程中,酸、碱溶液中的 H^+ 、 OH^- 向失效树脂的交联网孔扩散,而失效树脂上的被交换离子(如 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 Cl^-) 则向再生液中扩散。当这2种扩散达到一定程度后,树脂相与溶液相之间将建立动态平衡,从而使离子交换反应停止。然而,随着进酸碱时间的延长,这一动态平衡会被打破,导致离子交换反应继续进行,从而提高失效树脂的再生度。因此,通过增加进酸碱时间,可以提高离子交换容量,进而提高凝结水精处理氢型混床的周期制水量^[14,16]。另外因为树脂交换容量存在最大值,所以当进酸和进碱时间分别由60 min和50 min提高至80 min和70 min后,凝结水精处理氢型混床周期制水量并没有显著提高。

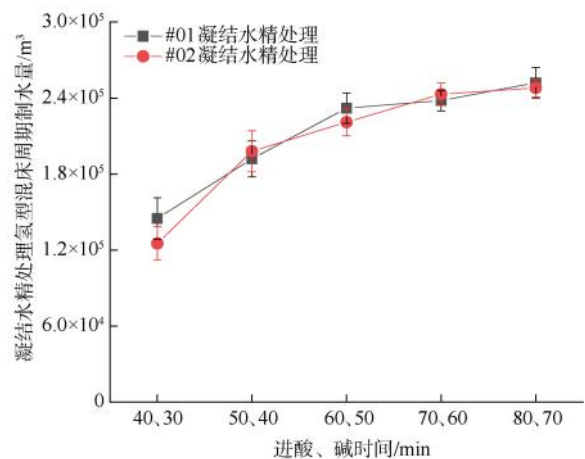


图3 失效树脂再生时不同进酸碱时间下氢型混床周期制水量

Fig. 3 Periodic Water Production Capacity of Condensate Polishing Hydrogen Mixed Bed under Different Acid and Alkali Feeding Times during Regeneration of Exhausted Resin

3.1.4 失效树脂再生时进酸碱流速对凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响

由图4可知,当失效树脂再生过程中进酸流速在10~14 t/h,进碱流速在6~10 t/h时,凝结水精处理氢型混床周期制水量随进酸碱流速的增加而增加。但当进酸和进碱流速进一步分别提高至18 t/h和14 t/h时,凝结水精处理氢型混床周期制水量不增反降,这是因为控制失效树脂再生时恰当的进酸碱流速,实质是保障失效树脂再生时酸碱与树脂之间有充分的接触反应时间,失效树脂的最大工作交换容量从而得以恢复。然而进酸碱流速不宜过快和

过慢,进酸碱流速过快,一方面酸碱与失效树脂之间未能充分接触反应,导致离子交换反应不彻底,从而影响树脂再生效果;另一方面当酸碱浓度和进酸碱时间一定时,进酸碱流速越快,代表进酸碱量越多,酸碱用量过多不利于树脂再生效果。进酸碱流速过慢,一方面酸碱用量不足,另一方面易发生偏流现象^[17]。研究^[18]表明,利用高浓度硫酸再生钙型阳树脂时,进酸流速过慢,会导致硫酸钙(CaSO_4)析出沉积在树脂孔道和树脂床层,严重影响树脂再生效果和使用寿命。相较于提高阴树脂再生时进碱流速,同等程度下提高阳树脂再生时进酸流速,阳树脂再生效果更好,且较快的进酸碱速度可有效缩短失效树脂再生时间,并对树脂再生度影响较小^[19-20]。

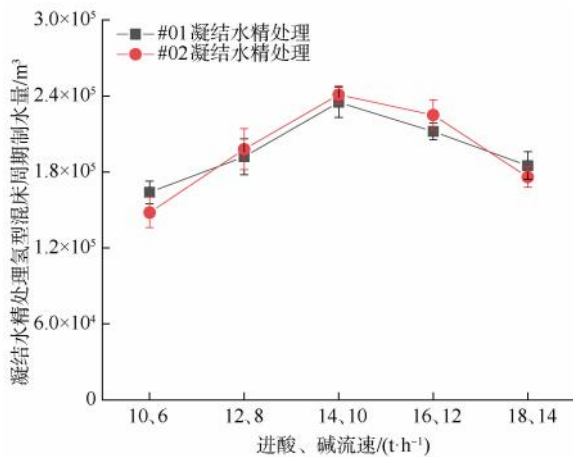


图4 失效树脂再生时不同进酸碱流速下凝结水精处理氢型混床周期制水量

Fig. 4 Periodic Water Production Capacity of Condensate Polishing Hydrogen Mixed Bed under Different Acid and Alkali Feeding Flow Rates during Regeneration of Exhausted Resin

3.1.5 失效树脂再生时置换时间对凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响

失效树脂再生置换阶段是通过除盐水淋洗去除失效树脂中被酸碱交换出的杂质离子,并排出残余的酸碱,以确保失效树脂得到充分再生,同时避免残留的酸碱对后续处理过程造成影响。由图5可知,凝结水精处理氢型混床周期制水量与失效树脂再生时置换时间呈正相关,但凝结水精处理氢型混床周期制水量上升曲线逐渐平缓。这一现象归因于失效树脂在酸碱置换过程中所释放出的杂质离子含量与树脂的工作交换容量及酸碱用量密切相关^[16]。对于同种树脂,在其失效再生过程中若保持相同的酸

碱用量,则被酸碱置换出的杂质离子含量也将保持一致。因此,当这些被置换出的杂质离子被完全去除后,进一步增加置换时间将无法有效提高凝结水精处理氢型混床周期制水量。

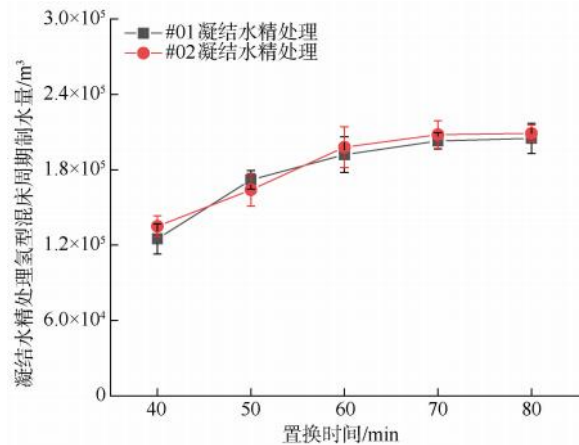


图5 失效树脂再生时不同置换时间下凝结水精处理氢型混床周期制水量

Fig. 5 Periodic Water Production Capacity of Condensate Polishing Hydrogen Mixed Bed under Different Displacement Time during Regeneration of Exhausted Resin

3.2 正交试验

正交试验结果如表6和表7所示,正交试验结果极差分析如表8和表9所示。其中: K_1 、 K_2 、 K_3 表示各因素在其水平下3次试验中所得凝结水精处理氢型混床周期制水量的总和; k_1 、 k_2 、 k_3 则是3次试验的平均值, R 为3次试验的极差。由表8和表9可知,各因素对凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响顺序是 $R_{\text{进酸、碱时间}} > R_{\text{进酸碱质量分数}} > R_{\text{进酸、碱流速}} > R_{\text{置换时间}}$;失效树脂最佳再生参数组合是进酸碱质量分数为4.0%,进酸、碱时间分别为60、50 min,相应进酸、碱流速为14、10 t/h,置换时间为60 min。

3.3 失效树脂再生时洗脱液中各物质浓度变化

图6反映了失效树脂再生时洗脱液中各物质浓度的变化。由图6(a)和图6(c)可知,在#01凝结水精处理和#02凝结水精处理的阳树脂再生过程中,洗脱液中各物质浓度变化趋势相似。当进酸时间达到20~25 min时,洗脱液中 Na^+ 和 NH_4^+ 的含量达到峰值,此后迅速下降至峰值的0.6%和0.5%;而洗脱液中的电导率和酸度则在进酸时间延续至60 min时达到最高点,随后也快速降低。这表明在该再生参数下,阳树脂中的各杂质离子已被 H^+ 交换完全。由图6(b)和图6(d)可见,在#01凝结水精处理

表 6 #01 凝结水精处理系统正交试验结果
Tab. 6 Orthogonal Test Results of #01 Condensate Polishing System

试验号	因素水平				凝结水精处理氢型 混床周期制水量/m ³
	进酸碱质量分数	进酸、碱时间/min	进酸、碱流速/(t·h ⁻¹)	置换时间/min	
1	3.5%	50,40	12,8	50	1.842×10 ⁵
2	3.5%	60,50	14,10	60	2.285×10 ⁵
3	3.5%	70,60	16,12	70	2.215×10 ⁵
4	4.0%	50,40	14,10	70	2.163×10 ⁵
5	4.0%	60,50	16,12	50	2.461×10 ⁵
6	4.0%	70,60	12,8	60	2.332×10 ⁵
7	4.5%	50,40	16,12	60	2.113×10 ⁵
8	4.5%	60,50	12,8	70	2.349×10 ⁵
9	4.5%	70,60	14,10	50	2.412×10 ⁵

表 7 #02 凝结水精处理系统正交试验结果
Tab. 7 Orthogonal Test Results of #02 Condensate Polishing System

试验号	因素水平				凝结水精处理氢型 混床周期制水量/m ³
	进酸碱质量分数	进酸、碱时间/min	进酸、碱流速/(t·h ⁻¹)	置换时间/min	
1	3.5%	50,40	12,8	50	1.952×10 ⁵
2	3.5%	60,50	14,10	60	2.345×10 ⁵
3	3.5%	70,60	16,12	70	2.165×10 ⁵
4	4.0%	50,40	14,10	70	2.189×10 ⁵
5	4.0%	60,50	16,12	50	2.388×10 ⁵
6	4.0%	70,60	12,8	60	2.465×10 ⁵
7	4.5%	50,40	16,12	60	2.136×10 ⁵
8	4.5%	60,50	12,8	70	2.416×10 ⁵
9	4.5%	70,60	14,10	50	2.474×10 ⁵

表 8 #01 凝结水精处理系统正交试验结果极差分析
Tab. 8 Range Analysis of Orthogonal Test Results of #01 Condensate Polishing System

因素	K ₁ /m ³	K ₂ /m ³	K ₃ /m ³	k ₁ /m ³	k ₂ /m ³	k ₃ /m ³	R	因素重要性
进酸碱质量分数	6.342×10 ⁵	6.956×10 ⁵	6.874×10 ⁵	2.114×10 ⁵	2.319×10 ⁵	2.291×10 ⁵	2.05×10 ⁴	2
进酸、碱时间	6.118×10 ⁵	7.095×10 ⁵	6.959×10 ⁵	2.039×10 ⁵	2.365×10 ⁵	2.320×10 ⁵	3.26×10 ⁴	1
进酸、碱流速	6.523×10 ⁵	6.860×10 ⁵	6.789×10 ⁵	2.174×10 ⁵	2.287×10 ⁵	2.263×10 ⁵	1.13×10 ⁴	3
置换时间	6.715×10 ⁵	6.730×10 ⁵	6.491×10 ⁵	2.238×10 ⁵	2.243×10 ⁵	2.164×10 ⁵	7.90×10 ³	4

表 9 #02 凝结水精处理系统正交试验结果极差分析
Tab. 9 Range Analysis of Orthogonal Test Results of #02 Condensate Polishing System

因素	K ₁ /m ³	K ₂ /m ³	K ₃ /m ³	k ₁ /m ³	k ₂ /m ³	k ₃ /m ³	R	因素重要性
进酸碱质量分数	6.462×10 ⁵	7.042×10 ⁵	7.026×10 ⁵	2.154×10 ⁵	2.347×10 ⁵	2.342×10 ⁵	1.93×10 ⁴	2
进酸、碱时间	6.277×10 ⁵	7.149×10 ⁵	7.104×10 ⁵	2.092×10 ⁵	2.383×10 ⁵	2.368×10 ⁵	2.91×10 ⁴	1
进酸、碱流速	6.833×10 ⁵	7.008×10 ⁵	6.689×10 ⁵	2.278×10 ⁵	2.336×10 ⁵	2.230×10 ⁵	1.06×10 ⁴	3
置换时间	6.814×10 ⁵	6.946×10 ⁵	6.770×10 ⁵	2.271×10 ⁵	2.315×10 ⁵	2.257×10 ⁵	5.80×10 ³	4

及#02 凝结水精处理的阴树脂再生过程中,洗脱液中各物质浓度变化趋势同样一致。当进碱时间达到 25 min 时,阴树脂洗脱液中的活性硅含量达到峰值,而后迅速下降至其峰值的 2.6%;同时,洗脱液中的 Cl^- 、电导率及碱度则在进碱时间延续至 40 min 时达到最高点,随后快速下降,其中 Cl^- 降至其峰值的 3.2%。这说明在此再生参数下,阴树脂中的各类杂质离子亦已被 OH^- 交换完全。研究^[21]表明,当

阳树脂再生洗脱液中 Na^+ 、 NH_4^+ 等杂质离子含量降至最高值的 1% 以下,阳树脂再生度能满足凝结水精处理氢型混床出水 Na^+ 质量浓度 $<1 \mu\text{g/L}$ 要求;当阴树脂再生洗脱液中活性硅、 Cl^- 等杂质离子含量降至最高值的 5% 以下,阴树脂再生度能满足凝结水精处理氢型混床出水 Cl^- 质量浓度 $<1 \mu\text{g/L}$ 要求。因此,该再生参数下阴阳树脂的再生度能够有效保证凝结水精处理氢型混床出水水质。

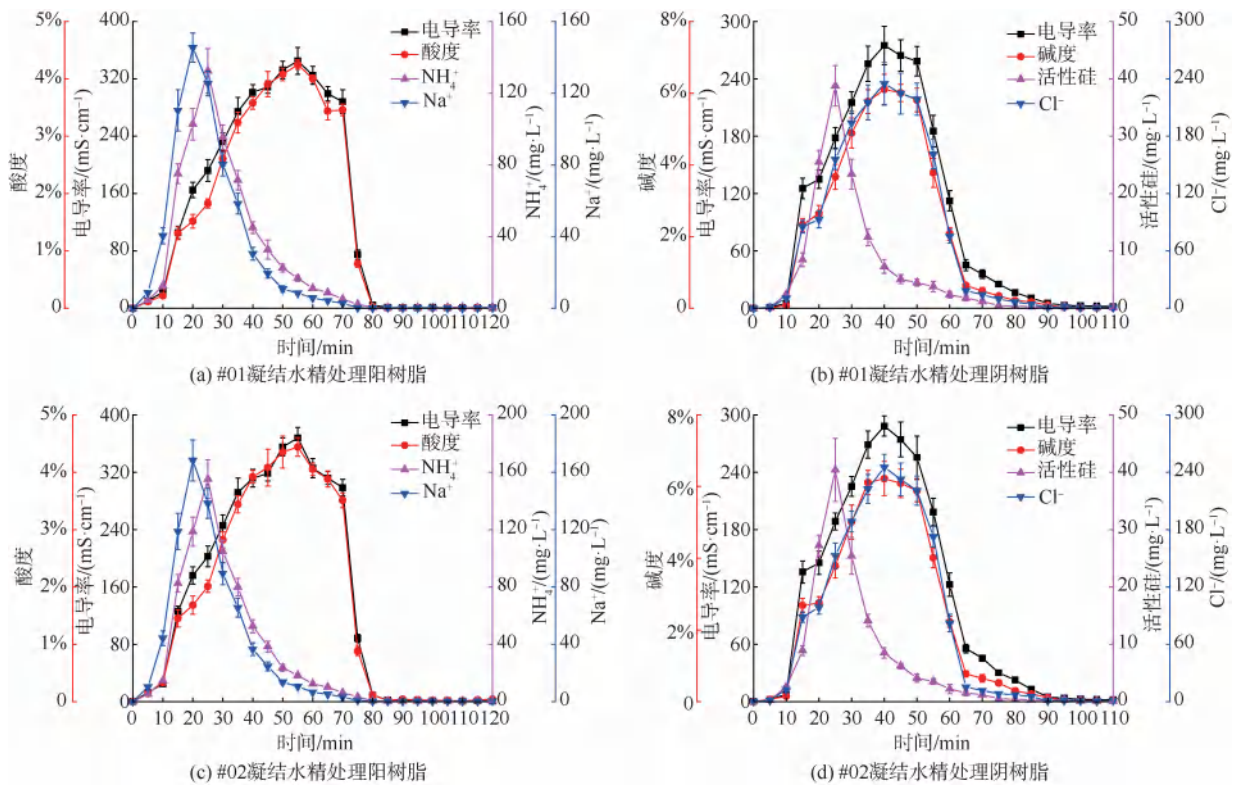


图 6 失效树脂再生时洗脱液中各离子含量

Fig. 6 Composition of Ions in Eluent during Regeneration of Exhausted Resin

3.4 凝结水 pH 及失效树脂再生工况参数优化后验证试验

表 10 反映了凝结水 pH 及失效树脂再生工况参数优化后,凝结水精处理氢型混床在连续运行 30 d 期间树脂失效时凝结水精处理氢型混床平均周期制水量。由表 10 可知,凝结水 pH 及失效树脂再生工况参数调整后,凝结水精处理氢型混床平均周期制水量从调整前的 $1.812 \times 10^5 \text{ m}^3$ 提高至 $2.327 \times 10^5 \text{ m}^3$ 。

4 效益分析

经统计,失效树脂再生工况参数调整后平均每套失效树脂再生用碱量由之前 1.48 t 降至 1.30 t (32% 质量分数氢氧化钠价格为 1 200 元/t),用酸

量由之前 1.25 t 增至 1.52 t (31% 质量分数盐酸价格为 300 元/t),每套失效树脂再生酸碱费用降低 135 元。每套失效树脂再生一次需耗除盐水约 450 t,除盐水生产成本(包括能源成本、制水设备成本和人工管理成本)按 40 元/t 计算,每套失效树脂再生一次除盐水费用为 1.8 万元。假设每台凝结水精处理氢型混床平均处理水量为 $600 \text{ m}^3/\text{h}$,当周期制水量为 $1.812 \times 10^5 \text{ m}^3$ 时,一台凝结水精处理氢型混床运行 12.57 d 需再生一次,每年需再生约 29 次;当周期制水量为 $2.327 \times 10^5 \text{ m}^3$ 时,一台凝结水精处理氢型混床运行 16.18 d 需再生一次,每年需再生约 23 次。在上述预设条件下,从直接经济效益

表 10 优化工况后凝结水精处理氢型混床周期制水量
Tab. 10 Periodic Water Production Capacity of Condensate Polishing Hydrogen Mixed Bed after Optimization of Working Conditions

凝结水精处理 氢型混床编号	月平均周期 制水量/m ³	总月平均周期 制水量/m ³
#1A	2.017×10 ⁵	2.327×10 ⁵
#1B	2.295×10 ⁵	
#1C	1.920×10 ⁵	
#2A	2.513×10 ⁵	
#2B	2.252×10 ⁵	
#2C	2.353×10 ⁵	
#3A	2.513×10 ⁵	
#3B	2.455×10 ⁵	
#3C	2.542×10 ⁵	
#4A	2.313×10 ⁵	
#4B	2.213×10 ⁵	
#4C	2.542×10 ⁵	

分析,每台凝结水精处理氢型混床每年可节约 10.88 万元。

另外,凝结水精处理氢型混床周期制水量的提高意味着失效树脂再生次数的减少。一方面有利于减缓树脂磨损速度,延长树脂使用寿命;另一方面减少了失效树脂再生过程中产生的酸性废水和碱性废水量,一定程度上减轻了环保压力。

5 结论

(1)凝结水 pH,失效树脂再生时进酸碱浓度、时间和流速及置换时间是影响凝结水精处理氢型混床周期制水量的影响因素。当控制凝结水 pH 值为 9.00±0.02,失效树脂再生进酸碱质量分数为 4.0%,进酸、碱时间分别为 60、50 min,相应进酸、碱流速为 14、10 t/h,置换时间为 60 min 时,在保证凝结水精处理氢型混床出水水质的同时,将凝结水精处理氢型混床平均周期制水量由原先 1.812×10⁵ m³ 提高至 2.327×10⁵ m³。

(2)本文对利用凝结水精处理技术保障超临界高参数锅炉水汽品质的燃煤火力发电厂具备借鉴意义。在本文基础上综合考虑各燃煤火力发电厂生产实际,调整凝结水精处理氢型混床运行及失效树脂再生工况参数,提高凝结水精处理氢型混床周期制水量。

参考文献

- [1] 李君君,许密生,刘秀红. 凝结水精处理高速混床周期制水量下降原因分析及处理[J]. 华电技术, 2016, 38(7): 40-42, 46, 77.
Li J J, Xu M S, Liu X H. Condensation water precision processing high speed mixed bed periodical water production reducing cause analysis and treatment[J]. Huadian Technology, 2016, 38(7): 40-42, 46, 77.
- [2] 陈建伟,郑志强,叶明君,等. 某发电厂凝结水精处理再生系统问题分析与解决[J]. 工业水处理, 2022, 42(9): 207-210.
Chen J W, Zheng Z Q, Ye M J, et al. Problem analysis and solution of condensate polishing regeneration system in a power plant[J]. Industrial Water Treatment, 2022, 42(9): 207-210.
- [3] 慕晓炜,郑敏聪,李建华. 凝结水精处理混床运行控制指标分析与确定[J]. 热力发电, 2013, 42(10): 134-136, 140.
Mu X W, Zheng M C, Li J H. Operation and control of the condensate polishing mixed beds [J]. Thermal Power Generation, 2013, 42(10): 134-136, 140.
- [4] 刘炎伟,柯于进,宋飞. 凝结水精处理混床投运初期水汽品质异常原因分析及处理[J]. 热力发电, 2019, 48(8): 126-130.
Liu Y W, Ke Y J, Song F. Reason analysis and treatment of abnormal water and steam quality in early stage of condensate polishing operation[J]. Thermal Power Generation, 2019, 48(8): 126-130.
- [5] 韩隶传,李志刚. 凝结水精处理混床机理和应用研究[J]. 中国电力, 2007, 40(12): 90-93.
Han L C, Li Z G. Mechanism and application of condensate polishing mixed bed[J]. Electric Power, 2007, 40(12): 90-93.
- [6] 张建鹏,姜波,张建斌. 滦河电厂凝结水精处理系统树脂分离塔阳树脂传脂问题探讨[J]. 热力发电, 2011, 40(2): 79-83.
Zhang J P, Jiang B, Zhang J B. An approach to the problem of cation resin transfer in resin separation column of condensate polishing system in Luanhe power plant [J]. Thermal Power Generation, 2011, 40(2): 79-83.
- [7] 田文华,雷俊茹,祝晓亮,等. 高速混床树脂分离与输送过程的智能监控[J]. 中国电力, 2015, 48(11): 22-25, 159.
Tian W H, Lei J R, Zhu X L, et al. Intelligent monitoring of resins separation and transportation for mixed bed polisher [J]. Electric Power, 2015, 48(11): 22-25, 159.
- [8] 叶宁,李亚都,田爽. 基于精处理系统混床周期制水量的应用分析[J]. 给水排水, 2021, 57(S1): 9-12.
Ye N, Li Y D, Tian S. Based on the analysis of the application of periodic water production in mixed bed of condensate polishing system [J]. Water & Wastewater Engineering, 2021, 57(S1):

- 9-12.
- [9] 何流. 某核电站凝结水精处理系统高塔分离技术探讨[J]. 山东化工, 2012, 41(3): 108-110, 113.
He L. Discussion of high tower separation technique for condensate treatment system in a nuclear power station [J]. Shandong Chemical Industry, 2012, 41(3): 108-110, 113.
- [10] 周仲康, 郑敏聪, 杨浩, 等. 凝结水精处理混床周期制水量偏低原因分析及处理[J]. 热力发电, 2013, 42(11): 169-171.
Zhou Z K, Zheng M C, Yang H, et al. Low periodic water production of condensate polishing mixed beds in a power plant: Reason analysis and treatment [J]. Thermal Power Generation, 2013, 42(11): 169-171.
- [11] 张宝军, 王永. 某锅炉补给水处理系统周期制水量下降的原因分析及解决措施[J]. 给水排水, 2021, 57(S2): 281-283.
Zhang B J, Wang Y. Analysis on the reason of the decrease of periodic water production in a boiler replenishment water treatment system and the countermeasures [J]. Water & Wastewater Engineering, 2021, 57(S2): 281-283.
- [12] 金绪良, 李永立, 王应高, 等. 高速混床树脂再生动态监测方法在 600 MW 机组中的应用[J]. 水处理技术, 2014, 40(2): 110-113, 122.
Jin X L, Li Y L, Wang Y G, et al. Application of the resins regeneration dynamic monitoring method in 600 MW unit's condensate polishing mixed bed [J]. Technology of Water Treatment, 2014, 40(2): 110-113, 122.
- [13] 孟洪, 彭昌盛, 卢寿慈. 离子交换膜的选择透过性机理[J]. 北京科技大学学报, 2002, 24(6): 656-660.
Meng H, Peng C S, Lu S C. Permselectivity mechanism of ion exchange membranes [J]. Journal of University of Science and Technology Beijing, 2002, 24(6): 656-660.
- [14] 薛明强, 吴康, 张振江. 离子交换树脂最适再生条件探索[J]. 苏州大学学报: 自然科学版, 1999, 14(2): 77-80.
Xue M Q, Wu K, Zhang Z J. The most suitable regeneration conditions of ion exchange resin [J]. Journal of Soochow University: Natural Science Edition, 1999, 14(2): 77-80.
- [15] 于淑娟, 张新林, 龙为, 等. 醇溶色素对制糖脱钙树脂的再生促进机制研究[J]. 现代食品科技, 2016, 32(4): 59-65.
Yu S J, Zhang X L, Long W, et al. Regeneration-promoting mechanism of decalcification resins in sugar industry using alcohol-soluble pigments [J]. Modern Food Science and Technology, 2016, 32(4): 59-65.
- [16] 郎晨. 基于树脂吸附的煤化工废水中酚类有机物高效分离方法研究[D]. 西安: 西安建筑科技大学, 2022.
Lang C. Separation and regeneration of phenolic organic compounds from coal chemical wastewater based on resin adsorption method [D]. Xi'an: Xi'an University of Architecture and Technology, 2022.
- [17] 詹约章, 余建飞. 离子交换树脂再生时酸碱耗高的原因分析及解决对策[J]. 工业水处理, 2010, 30(5): 81-83.
Zhan Y Z, Yu J F. Cause analysis and solving countermeasure of the acid and alkali consumption in the regeneration of ion exchange resin in the primary desalting system [J]. Industrial Water Treatment, 2010, 30(5): 81-83.
- [18] 张弦, 叶春松, 黄建伟, 等. 高盐废水残余 Ca(II) 的离子交换软化实验[J]. 热力发电, 2018, 47(8): 66-72.
Zhang X, Ye C S, Huang J W, et al. Softening experiment on ion exchange of residual Ca(II) from high salinity wastewater [J]. Thermal Power Generation, 2018, 47(8): 66-72.
- [19] 胡瑞云, 沈石妍, 李艳芳, 等. 离子交换树脂再生方法的优化[J]. 中国糖料, 2017, 39(5): 20-22, 29.
Hu R Y, Shen S Y, Li Y F, et al. Optimization of regeneration method of ion exchange resin [J]. Sugar Crops of China, 2017, 39(5): 20-22, 29.
- [20] 周驰东. 影响 MFEDI 电再生效果的关键因素研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2019.
Zhou C D. Key factors affecting electrical regeneration efficacy of membrane-free electrodeionization [D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2019.
- [21] 翟雅. 高参数机组凝结水精处理系统运行工况优化试验研究[D]. 北京: 华北电力大学, 2013.
Zhai Y. Optimization experimental study on operating condition of high parameter units condensate polishing system [D]. Beijing: North China Electric Power University, 2013.