

锅炉除盐补给水处理装置再生优化

周 汉, 杨倩, 李杰, 杨瑞年

华能重庆珞璜发电有限责任公司, 重庆市江津区珞璜镇 邮编: 402269

Optimization of regeneration of desalted water

Zhou Han, Yang Qian, Li Jie, Yang Ruinian

Huaneng Chongqing Luohuang Power Generation Co.Ltd, Chongqing .

摘要: 由法国 Degvemont 公司设计并提供成套设备 $2 \times 360\text{MW}$ 机组锅炉除盐补给水处理装置长期存在运行周期较短、树脂来不及再生的问题。为了机组安全、经济、环保运行, 在保证除盐补给水处理装置出水水质的前提下, 该厂对除盐补给水处理装置进行改造并对除盐系列再生方式进行了优化。优化后显著提高锅炉除盐补给水处理装置周期制水量, 保障了机组用水安全并降低了酸碱耗量从源头上减少高盐再生废水的排放量。

关键词: 锅炉除盐补给水; 运行周期; 酸碱耗量

ABSTRACT: Design and supply of complete equipment by France Degvemont $2 \times 360\text{MW}$ unit boiler demineralized water treatment unit has the problems of short operation cycle and regeneration. In order to guarantee the water quality of desalting and supplying water treatment equipment. Optimization of regeneration of desalted water. Significantly increase the amount of demineralized make up water. Ensure the water safety of the unit and reduce the acid and alkali consumption and reduce the discharge of high-salt reclaimed wastewater

KEY WORD: demineralized water; operation cycle; acid and alkali consumption

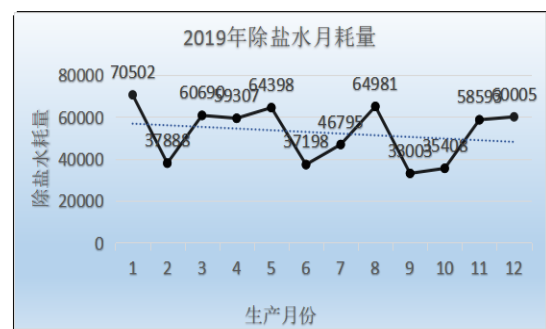
1 前言

锅炉除盐补给水处理装置运行周期较短、树脂来不及再生的问题, 主要原因是初级系列周期制水量较少 (仅为 900m^3), 阴阳树脂再生度不能满足行业标准要求 ($70 \sim 80\%$), 该厂近年新增工业园区供热项目每小时消耗除盐水高达 $75\text{m}^3/\text{h}$, 造成除盐水供水短缺, 影响机组运行和园区供热安全。该厂通过广泛的调研, 查明造成上述问题的主要原因有: 设备老化备件短缺导致系列停摆时间较长制水效率降低; 阳、阴树脂再生度不够, 树脂交换容量下降缩短制水周期两方面原因。优化锅炉除盐补给水处理装置成为近年来电厂技术改造的重点方向, 本文将主要介绍某厂对锅炉除盐补给水处理装置的再生方式优化项目。

2 锅炉除盐补给水处理装置优化必要性分析

2.1 该厂除盐系列制水量和用水量分析

图 1 该厂 2019 年除盐水月耗量 (上) 和各系列制水量 (下)

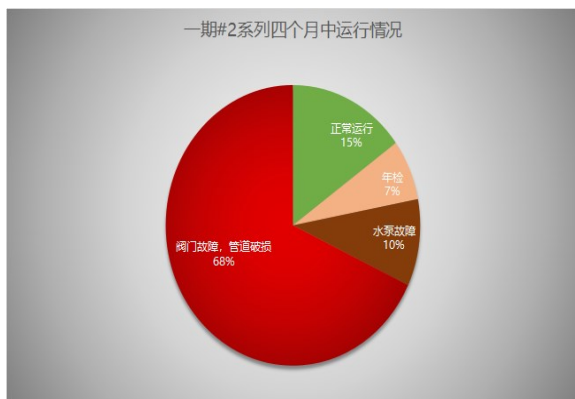


从图 1 可以看到每年冬季和夏季除盐用水量

达到峰值。年用水峰值出现在该年一月 70502 吨/月。若除盐水处理能保证每年用水最高峰加上供热峰值则可以满足该厂除盐水处理。一月除盐水处理折算成每小时为 97.91T/h，供热设计为 75T/h，则该厂除盐水处理峰值至少 172.92T/h。该厂一二三期锅炉除盐补给水处理装置最大出力为 235.5T/h。因单周期制水量约 900T 以及锅炉除盐补给水处理设备故障率高导致除盐系列制水效率降低，很难满足该厂正常的除盐水处理量，威胁机组运行和园区供热安全。

2.2 该厂锅炉除盐补给水处理装置效率低原因分析

图 2 该厂一期#2 系列缺陷情况（上）和该制水系列缺陷统计（下）



序号	故障类别	故障次数	两年故障次数	占比 (%)
1	各类阀门	24	39	65
2	除水泵	3	5	8
3	管道	6	11	16
4	中间水箱	3	3	8
5	其他（杂项）	1	2	3
	合计	37		

原因一：一期#2 系列因各种设备检修导致制水量远低于一期#1 系列，系列运用率只有 4.5 天/月，主要设备问题分为阀门故障、管道破损、年检以及各类水泵转机维修。该系列缺陷多见设备老化缺乏备用件导致检修时间较长，系列停摆较多，是导致系列制水效率低的原因之一。

原因二：该厂多年前对除盐系列再生进行重新调整，以前主要响应节能减排以降低酸碱耗量为

主要考虑目标，但是这些年设备情况和来水含盐量已经发生变化，特别是该厂供热项目实施后除盐水处理已经出现过问题，所以再生设计不合理是导致除盐系列制水效率低的主要因素。

设备消缺是保障系列平稳运行的基础，优化除盐系列再生方式是调节设备运行工况以适应该厂未来生产条件变化的重要举措。

3 实验材料与方法

3.1 根据 DL/T5068—2006 火力发电厂化学设计技术规程^[2]制定试验方案

图 3 DL/T5068—2006 火力发电厂化学设计技术规程

D.2 对流再生离子交换器（固定床）

设备名称	强酸阳离子交换器		强碱阴离子交换器		钠离子交换器
运行流速 (m/h)	20~30		20~30		20~30
小反洗	流速 (m/h)	5~10	5~10		5~10
	时间(mm)	15	15		3~5
放水	至树脂层之上		至树脂层之上		至树脂层之上
再生	无顶压	—	—		0.03~0.05
	气压顶[MPa]	0.03-0.05	0.03-0.05		0.03~0.05
	水压顶[MPa]	0.05流量为再生流量的0.4~1		0.05流量为再生流量的0.4~1	
再生	药剂	H2SO4	HCl	NaOH	NaCl
	耗量 (g/mol)	≤70	50~55	60~65	80~100
	浓度 (%)	注4	1.5~3	1~3	5~8
	流速 (m/h)	注4	≤4	≤4	≤5
	流量 (m³/h)	8~10	≤5	≤5	≤5
置换 (逆流)	时间(mm)	30	30		—
	流速 (m/h)	10~15	7~10		10~15
小正洗	时间 (min)	5~10	5~10		5~10
	流速 (m/h)	10~15	10~15		15~20
正洗	水耗[m³/m³]	1~3	1~3		3~6
	工作交换容量[mol/m³[R]]	500~650	800~900	250~300	800~900
出水质量	Na+≤50μg/L		SiO2≤100μg/L		—

注1：大反洗的间隔时间与进水浊度、周期制水量等因素有关，一般约10d~20d进行一次。大反洗后可视具体情况增加再生剂量30%~100%。注2：顶压空气量以上部空间体积计算，一般约0.2m³/(m³.mn)~0.3m³/(m³.mn)；顶压空气应有稳压装置。注3：为防止再生乱层，应避免再生液将空气带入离子交换器。注4：硫酸分步再生时的浓度、剂量分配和再生流速，可视原水中钙离子含量占总阳离子的比例不同，经计算或试确定。分步再生数据可参考表D11选择。注5：再生、置换（逆流）应用水质较好的水，如阳离子交换器用硬水、氢型水或软化水，阴离子交换器用除盐水。注6：进再生液时间不宜过长，宜达到90min，如时间不够，可降低再生液流速或适当增加再生剂量。

注 1：大反洗的间隔时间与进水速度、周期制水量等因素有关，一般约 10d~20d 进行一次。大反洗后可视具体情况增加再生剂 30%~100%。注 2：顶压空气量以上部空间体积和计算，一般约为 0.2 m³/(m³·min)~0.3 m³/(m³·min)；压缩空气应有稳压装置。注 3：为防止再生乱层，应避免再生液将空气带入离子交换器。注 4：硫酸分步再生时的浓度、酸量分配和再生流速，可视原水中钙离子含量占总阳离子的比例不同，经计算或试验确定。分步再生数据可参考表 D1 选择。注 5：再生、置换（逆流）应用水质较好的水，如阳离子交换器用除盐水、氨水或软化水，阴离子交换器用除盐水。注 6：进再生液时间不宜过短，宜达到 30min，如时间过短，可降低再生液流速或适当增加再生量。

提升除盐水处理效率再生是关键。系列再生好坏不仅影响周期制水量还影响酸碱耗量，可以说再生方式决定化学除盐水处理的主要因素。而再生液流速、再生液浓度、再生时长三个因素共同决定再生效果。根据标准和该厂运行方式的结合考虑酸碱浓度设定为 3% 和再生液流速为 4m/h，换算成酸稀释水流量 10m³/h，碱稀释水流量 15m³/h。根据 DL/T5068—2006 火力发电厂化学设计技术规程中规定树脂再生度介于 70%~80%，中排出水酸碱度 2.1~2.4%。通过对初级系列进再生液的一步监控，将中排出水的酸碱浓度作为进酸碱量结束的依据，结合最终制水量来判断最适合的再生液的计量。

3.2 试验试剂与仪器

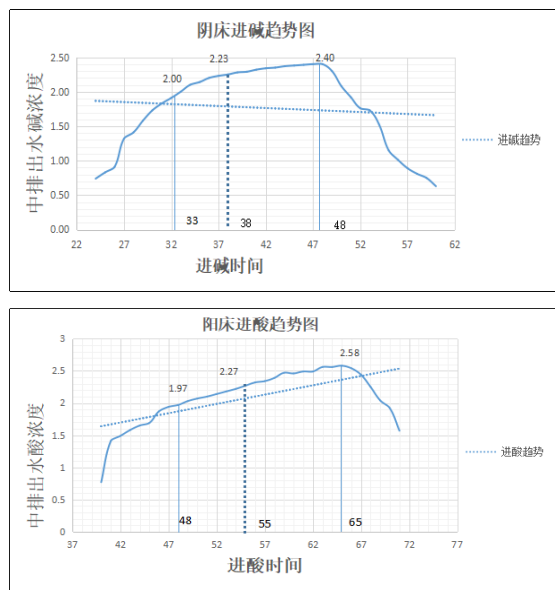
试验来水：长江来水电导率 300~400us/cm

试验仪器：北京科华 HK-268 音频电磁式碱浓度仪、北京科华 HK-268 音频电磁式碱浓度仪、

梅特勒-托利多 SevenMulti pH 导电度复合测量仪、Degvemont 逆流再生固定床、争光 001×7 强酸性阳离子交换树脂、争光 201×7 强碱性阳离子交换树脂、量筒、烧杯等。

4 结果与讨论

图 4 第一次试验阳床进酸趋势图（上）；阴床进碱趋势图（下）



第一次试验酸稀释水流量 $10\text{m}^3/\text{h}$ ，碱稀释水流量 $15\text{m}^3/\text{h}$ ，酸度 3.1%，碱度 2.9%，进酸时间 55min，进碱时间 38min，单周期制水量 1220m^3 ，绘制散点图做线性回归得图 4，由上图他们可以看到中排酸碱峰值已经达到 2.58% 和 2.40% 均已过量，此时再加入再生液提高树脂的再生度已经不再经济环保。

第二次试验酸稀释水流量 $10\text{m}^3/\text{h}$ 碱稀释水流量 $15\text{m}^3/\text{h}$ ，酸度 2.9%，碱度 2.9%，进酸时间 47min，进碱时间 30min，单周期制水量 1150m^3 ，绘制散点图做线性回归得图 5，由上图可知减少进酸碱量后中排出水酸碱浓度峰值再降低，制水量也相应减少。

图 5 第二次试验阳床进酸趋势图（上）；阴床进碱趋势图（下）

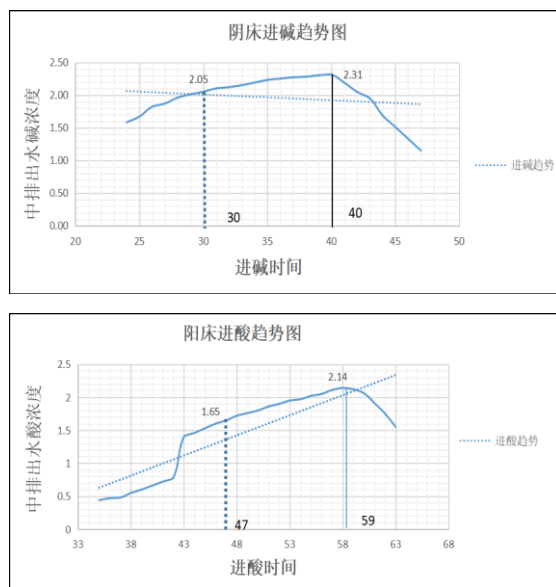
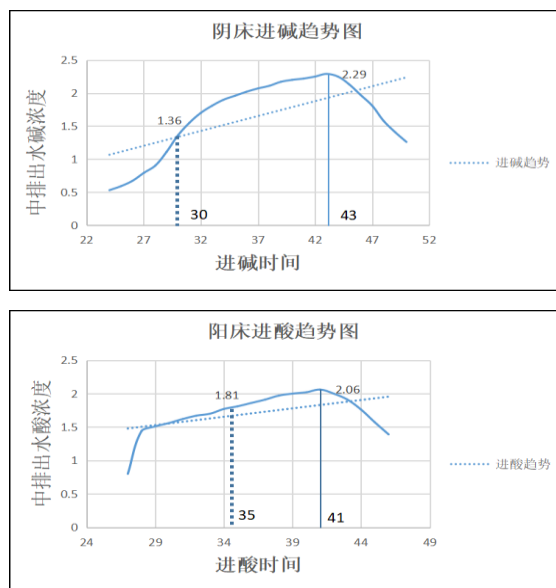


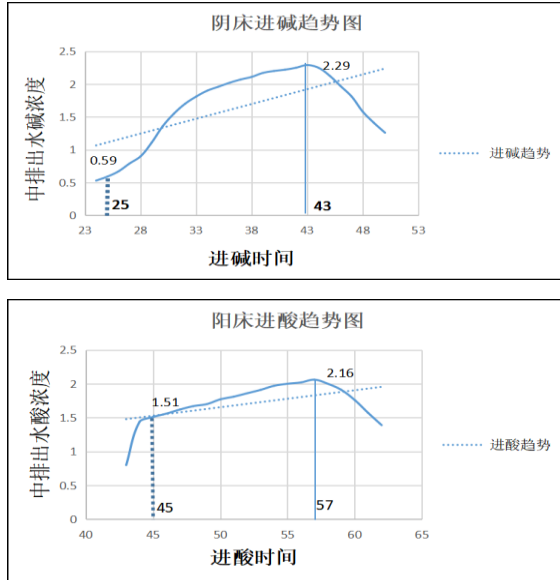
图 6 第三次试验阳床进酸趋势图（上）；阴床进碱趋势图（下）



第三次试验酸稀释水流量 $10\text{m}^3/\text{h}$ 碱稀释水流量 $15\text{m}^3/\text{h}$ ，酸度 3.0%，碱度 2.8%，进酸时间 35min，进碱时间 30min，单周期制水量 815m^3 ，绘制散点图做线性回归得图 6，继续减少进酸量后系列制水量也大幅减少。除盐系列设计之初阴床的体积和树脂装载量均大于阳床，目的是阳床先于阴床失效，所以运行过程中阴床树脂的失效度较低，他们可以降低阴床进碱时间，同时市场上离子膜碱价格远高于盐酸，出于经济环保的考虑，他们进行第四次试验，较第三次试验增加进酸时

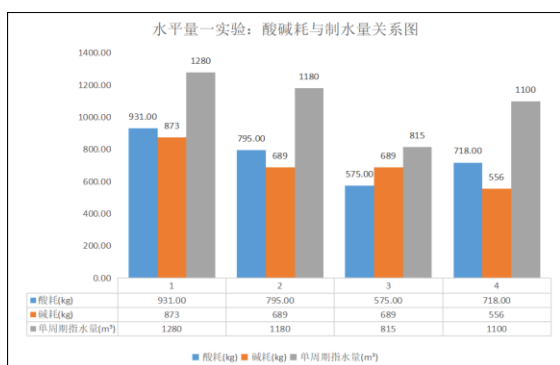
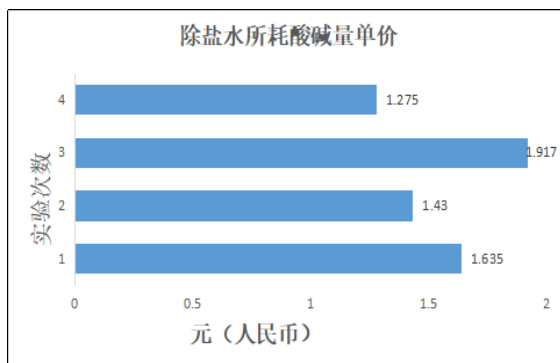
间，减少进碱时间。

图7 第四次试验阳床进酸趋势图（上）；阴床进碱趋势图（下）



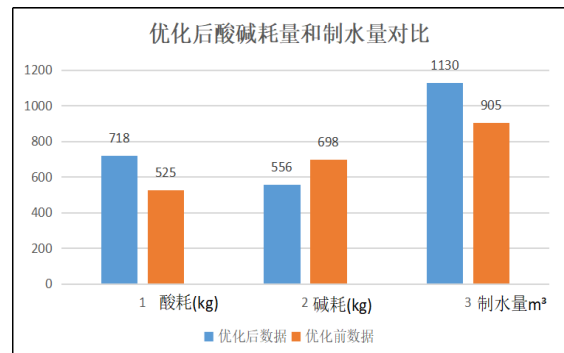
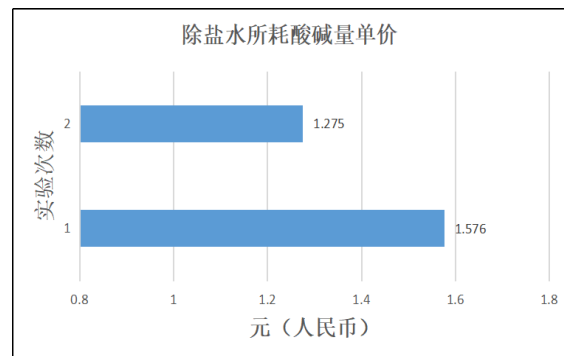
第四次试验酸稀释水流量 $10\text{m}^3/\text{h}$ 碱稀释水流量 $15\text{m}^3/\text{h}$ ，酸度 2.97% ，碱度 2.76% ，进酸时间 45min ，进碱时间 25min ，单周期制水量 1130m^3 ，绘制散点图，做线性回归得图7。

图8 酸碱耗量与制水量（上）；除盐水所耗酸碱量单价（下）



从图8得知树脂超过一定再生度再加大再生液剂量不会大幅提高除盐系列的制水量，反而会降低除盐水的酸碱耗量和再生效率；第四次根据酸碱市场价格调整阴阳床的再生度后，制水量并没有大幅降低但是制水经济性大幅提升。所以第四次试验进酸碱量是满足该厂除盐水消耗以及节能减排要求的。

图9 优化前后酸碱耗量与制水量对比（上）；优化前后除盐水所耗酸碱量单价对比（下）



将优化前后除盐系列制备除盐水量，酸碱耗量和除盐水单价对比后发现经过优化的再生方式提升了阳床的再生度，降低了阴床的再生度，周期制水量得到提升 24.5% 达到 1130m^3 。

表 1 统计再造前后数据对比

序号	类别	优化前	优化后
1	周期制水量 V	905m ³	1130m ³
2	单次用酸量 V ₁	525kg	718kg
3	单次用碱量 V ₂	698kg	556kg
4	离子膜碱单价 (含税) E1	1800 元/吨	1800 元/吨
5	盐酸单价 (含 税) E2	360 元/吨	360 元/吨
6	除盐水再生成本 单价 E3	1.576 元/ 吨	1.275 元/ 吨

6 结论

该厂除盐系列除盐水产能 643000 吨/年, 每吨除盐水处理后可降低 0.3 元的成本, 全年可以降低 19.29 万元, 同时单周期除盐制水量提升 24.5% 可以减少五分之一的再生次数, 可为电厂带来数十万元的直接和间接经济效益。

除盐再生系统是火电厂再生用酸、碱耗量大户, 再生过程中产生的酸碱废水含盐量很高, 是电厂末端高含盐量废水的主要来源之一。除盐再生方式优化项目, 可实现降低高盐再生废水排放量的成效, 具有显著的提质增效、节水减排、以及环保效益。该除盐再生优化项目也为火电厂阴阳床再生优化积累了宝贵的经验, 也为其他电厂提供了可借鉴案例。

参 考 文 献

- [1] GB/T 12145 火力发电机组及蒸汽动力设备水汽质量
- [2] DL/T5068—2006 火力发电厂化学设计技术规程
- [3] 佟海林, 马永红. 锅炉补给水一级除盐系统的性能优化试验[J]. 电力科学与技术学报, 2010(03):103-106.

作者简介:

周汉 (1989-), 男, 湖北, 硕士研究生, 工程师, 电化学