

某热电厂脱硫废水旁路烟道蒸发系统工程设计开发

袁国全¹, 陈渝楠¹, 胡特立¹, 周家材²

(1. 西安热工研究院有限公司, 陕西西安 710054; 2. 华能铜川照金煤电有限公司, 陕西铜川 727100)

[摘要] 介绍了某热电厂脱硫废水旁路烟道蒸发系统工程设计开发及其应用情况。通过热力模拟计算分析发现, 利用烟气蒸发不能消耗现有全部脱硫废水, 需要对脱硫废水进行减量处理。本工程设计采用软化浓缩工艺对脱硫废水进行减量处理, 所得淡水回用, 而浓盐水去旁路烟道蒸发系统。运行结果表明: 反渗透浓水中钙离子浓度控制在 4 mmol/L 以内, 能满足反渗透装置长时间运行; 蒸发塔抽取的最大热烟气量可以达到 5%~6.5%, 蒸发塔运行压差均小于空预器压差; 喷枪的耐磨性要好于雾化盘。

[关键词] 脱硫废水; 旁路烟道蒸发; 系统设计; 运行分析; 经济分析

[中图分类号] X773 **[文献标识码]** B **[文章编号]** 1005-829X(2021)10-0145-06

Design of the bypass flue evaporation system for desulfurization wastewater in a thermal power plant

YUAN Guoquan¹, CHEN Yunan¹, HU Teli¹, ZHOU Jiakai²

(1. Xi'an Thermal Power Research Institute Co., Ltd., Xi'an 710054, China;

2. Huaneng Tongchuan Zhaojin Coal & Electricity Co., Ltd., Tongchuan 727100, China)

Abstract: An engineering design and application of desulfurization wastewater bypass flue evaporation system in a thermal power plant was introduced. By thermal simulation calculation and analysis, the desulfurization wastewater couldn't be totally consumed by bypass flue evaporation and need to be reduced. The design adopted softening and concentration process to reduce the amount of desulfurization wastewater. The fresh water obtained was reused, and the concentrated brine was went to the bypass flue evaporation system. The operating results showed it could meet the long-term operation of the reverse osmosis device when the concentration of calcium ions in the reverse osmosis concentrated water was controlled within 4 mmol/L. The amount of hot flue gas extracted by the evaporation tower could reach 5%~6.5%, and the operating pressure difference of the evaporation tower was less than that of the air preheater. The abrasion resistance of the spray gun was better than that of the atomizing disk.

Key words: desulfurization wastewater; bypass flue evaporation; system design; operational analysis; economic analysis

截至 2020 年 6 月底, 全国全口径发电装机容量为 20.5 亿 kW, 其中火电装机容量为 12.1 亿 kW, 占比 58.5%。尽管火电装机容量呈现逐年降低的趋势, 但由于我国的能源结构所限, 火力发电依然会长期占据主导地位。粗放型燃烧煤等化石燃料会对环境造成严重的破坏, 其中二氧化硫的排放尤其引人关注。排放的二氧化硫不仅会直接影响生态环境, 而且是雾霾、酸雨等污染物的重要前驱体^[1]。

为了遏制硫对生态环境的破坏, 我国相继出台

了许多政策, 特别规定了燃煤电厂烟气中各种指标的排放限额。2012 年国家颁布了《火电厂大气污染物排放标准》(GB 13223—2011), 规定了各种锅炉的污染物排放限值; 2015 年先后颁布了《水污染防治行动计划》、《火电厂污染防治可行技术指南》和《火电厂污染防治技术政策》, 对燃煤电厂污染物的排放实施进一步的严格管控; 2017 年颁布了《火电厂污染防治最佳可行性技术指南》, 以期实现电厂中脱硫废水的近零排放^[2]。随着国家相关法律法规的陆续

出台,实现燃煤电厂脱硫废水零排放成为目前亟需解决的行业难题。截至目前,已有许多学者对脱硫废水零排放技术进行了探讨和研究^[3-5],包括工程论证和数值模拟^[2]等手段。

脱硫废水零排放目前有 2 种技术路线,一是传统的蒸发结晶处理技术,二是烟气蒸发技术。国内实施的蒸发结晶处理技术,多采用高品位能源进行废水的蒸发干燥,以实现脱硫废水零排放。但该技术能耗、投资、运行成本高,运行控制难度较大^[6]。相比蒸发结晶处理技术,利用热烟气对脱硫废水进行蒸发处理,可大大降低工程造价、能耗和运行费用,且技术简单^[7]。烟气蒸发又分为直接烟道蒸发和旁路烟道蒸发^[8]。直接烟道蒸发技术存在烟道腐蚀、结垢等缺陷,会影响机组的安全运行。而旁路烟道蒸发技术能够灵活地进行运行调节,有较强的负荷适应性,对机组要求较低^[5],且旁路设计的安排能够提高系统的灵活性和安全性。但该技术的稳定性易受到水量、水质、蒸发塔抽取烟气量、蒸发结晶物等多个因素的影响,系统设计的合理性会直接影响系统运行的稳定性和效果。

笔者以某热电厂供热机组脱硫废水旁路烟道蒸发系统为例,对其技术路线的选择、蒸发水量平衡设计、脱硫废水软化运行、渗透装置运行、蒸发塔运行、蒸发结晶物对粉煤灰的影响和经济性等进行了全面分析和探讨,以期今后脱硫废水旁路烟道蒸发系统的设计开发及应用提供一定参考。

1 机组运行情况

某热电厂现有 4 台 350 MW 供热机组,锅炉补给水采用地表水,循环水补水和工业用水采用中水,脱硫系统的工艺水采用锅炉补给水系统反渗透的浓水及中水。根据全厂水量平衡测试结果,4 台机组满负荷时的脱硫废水量为 36~40 m³/h。该厂设置有 1 座脱硫废水处理车间,采用常规三联箱工艺对全厂脱硫废水进行处理,投加石灰、聚铁、PAM、有机硫等药剂,处理后的清水排放至灰场。

由于城市的发展及当地环保要求,该厂的灰场近期将拆除,不再设置灰场,脱硫废水无处可排。而经三联箱工艺处理后的脱硫废水由于存在含盐量高、氯根高等特性,无法直接回用,需要对其进行零排放处理。

2 工艺设计及蒸发水量平衡设计

蒸发废水最大水量所需要的热烟气量受制于机组容量、空预器压差等热力条件,本工程的设计开发是根据机组的热力特性来确定最大烟气蒸发水量,然后通过最大蒸发水量来设计脱硫废水旁路烟道蒸发系统。依据锅炉及空预器热力特性进行模拟计算,结果见表 1。表中分析了在不同负荷(THA)下,所能达到的最大蒸发水量及所对应的最大烟气抽取量。

表 1 不同负荷下烟气蒸发水量热力计算分析

Table 1 Thermal calculation and analysis of flue gas evaporating water volume under different loads

项目名称	100%THA		75%THA		50%THA	
	A	B	A	B	A	B
烟气蒸发水量/(m ³ ·h ⁻¹)	6		4		2.1	
空预器出口烟气温度/℃	129	120	116	107	112	106
空预器出口混合烟气温度/℃	129	122	116	109	112	108
一次风出口温度/℃	330	330	319	319	326	326
二次风出口温度/℃	342	338	326	322	331	328
抽取烟气量占总烟气量体积分数/%	4.5		4.9		3.3	

注:A—基于 aspen plus 软件模拟电厂系统烟气温度结果;B—基于 aspen plus 软件模拟抽取部分烟气蒸发脱硫废水后的烟气温度结果。

由表 1 可知,在 75%负荷下,烟气蒸发水量最大为 4 m³/h;100%负荷下,烟气蒸发水量最大为 6 m³/h。因此,按 100%负荷条件进行工艺设计及计算。由于单台机组的脱硫废水量在 8~10 m³/h,烟气蒸发不能消耗掉全部的脱硫废水,因此需要对脱硫废水进行减量处理。据此,工艺流程设计见图 1。图中数字表示的是每个流程中设计的蒸发水量(单位:m³/h)。脱硫废水处理车间来水 11 m³/h,经过氢氧化钠及碳酸钠软化后进入砂滤、超滤、反渗透装置,超滤的回收率设计为 90%,反渗透装置的回收率设计为 40%~60%。根据后续烟气蒸发水量的大小调节反渗透装置的回收率。烟气蒸发正常设计出力为 4 m³/h,最大出力为 6 m³/h,根据机组负荷变化进行调整。旋转雾化蒸发塔和双相流蒸发塔设计水量均为 3 m³/h。

从图 1 可以看出,针对该电厂的实际情况,将脱硫废水旁路烟道蒸发系统分为 2 个子系统,一是脱硫废水软化浓缩系统,二是旁路烟道蒸发系统。经脱硫废水常规处理系统处理后的清水排至脱硫废水清水池,再由清水输送泵输送至脱硫废水软化浓缩系统的高效澄清器内进行软化反应,脱除废水中的钙镁离子;软化水经盐酸调整 pH 至 7.0~8.0 后,再进行细砂过滤及超滤过滤,进一步去除颗粒物;超滤装

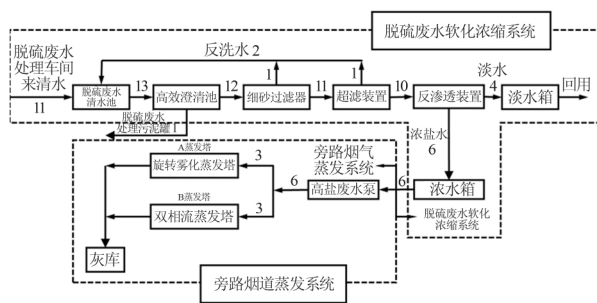


图1 脱硫废水旁路烟道蒸发工艺流程

Fig. 1 Process flow of the bypass flue evaporation process for desulfurization wastewater

置产水进入反渗透装置,所得浓盐水去浓水箱,然后由高盐废水泵输送至蒸发塔内进行喷雾蒸发处理,蒸发形成的结晶输送至灰库,进行综合利用;所得淡水回用去脱硫,作为工业水使用。考虑到工程的示范性,本工程烟气蒸发器设计成旋转雾化和双相流雾化2种形式,以便进行比较。

3 运行情况及分析

3.1 脱硫废水软化运行分析

在软化工艺设计中,首先需测定脱硫废水中的 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 Cl^- 、 SO_4^{2-} ,结果见图2。图中给出了脱硫废水中4种离子在不同取样时间内的浓度变化情况。

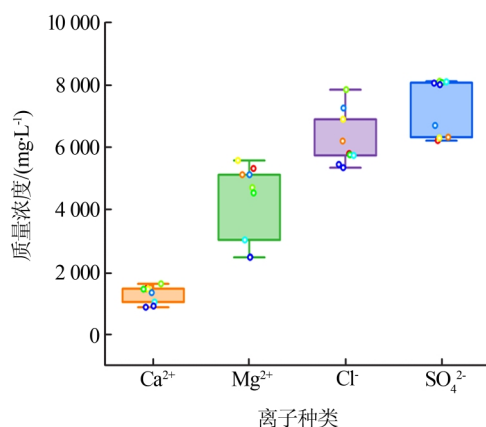


图2 脱硫废水水质分析数据概况

Fig. 2 Survey of water quality analysis data of desulfurization wastewater

从图2可以看出,经常规处理后的脱硫废水水质波动较大,钙离子在880~1632 mg/L间波动,镁离子在2480~5578 mg/L间波动。造成脱硫废水水质

波动的主要原因是机组脱硫系统的废水排放具有间断、无规律特点。

软化工艺设计通过控制pH来调整氢氧化钠的投加量,将pH设定在11~11.5之间,镁离子浓度的波动对软化的影响较小。由于无在线监测钙离子浓度的可用仪表,碳酸钠的投加有滞后性。又由于来水钙离子浓度波动大,会影响软化效果。针对这一特点,软化工艺设计一方面加大缓冲水池的容积,另一方面增加钙离子浓度的人工化验频次。根据实测的钙离子浓度,修正碳酸钠投加量。在控制面板中可以直接输入钙离子浓度,DCS系统根据钙离子的浓度,自动调节碳酸钠的加药量,减小软化后水质波动。脱硫废水软化后的水质见图3。

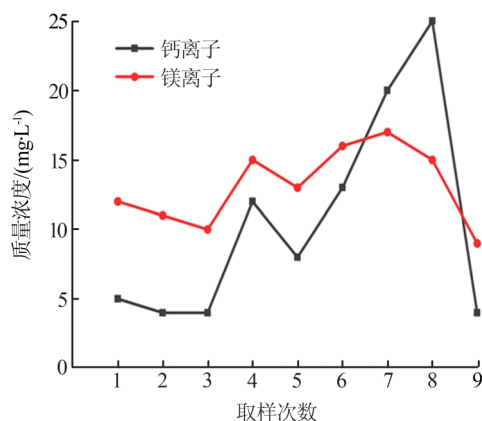


图3 软化后脱硫废水水质分析

Fig. 3 Analysis of water quality after desulfurization wastewater is softened

从图3可以看出,软化后废水中的钙离子质量浓度最低为4 mg/L,最高为25 mg/L;镁离子质量浓度最低为9 mg/L,最高为17 mg/L,软化效果较好,钙、镁离子浓度均在1 mmol/L以下。

3.2 反渗透装置运行分析

反渗透装置的设计流量为10 m³/h,单段设计。由于进水流量较小,回收率设计为40%~60%。为了保证膜元件的最小浓水流量,浓水设计成回流方式。反渗透装置浓盐水水质分析结果见图4。

运行结果表明,反渗透浓盐水中钙离子质量浓度在160 mg/L以内,镁离子质量浓度在70 mg/L以内,均在阻垢剂可控范围之内。经过近3个月的运行,反渗透的压差在0.04 MPa左右,且无明显上升趋势,反渗透的进水压力在2.2~2.6 MPa之间波动。

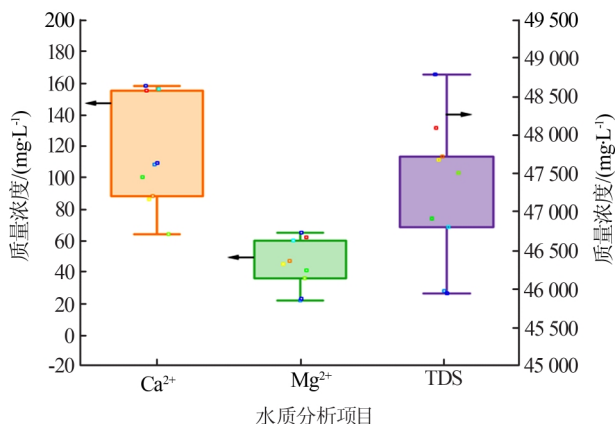


图4 反渗透装置浓盐水水质分析数据
Fig. 4 Analysis data of concentrated brine water quality of reverse osmosis device

3.3 蒸发塔运行分析

在烟气蒸发工艺设计中旁路烟道蒸发从机组锅炉A、B两侧母烟道引热烟气,分别进入A、B蒸发塔,A蒸发塔采用旋转雾化形式,B蒸发塔采用双相流雾化形式。由于场地受限,A、B蒸发塔均布置在锅炉B侧母烟道的西侧,A蒸发塔距离A侧母烟道较远。蒸发后的热烟气分别回流至低低温省煤器的前母烟道。根据电厂低低温省煤器的运行要求,烟气温度的控制在160~170℃之内,因此蒸发塔出口温度设计为165℃。为了使蒸发塔对后续系统的影响降低到最低,设计时按低低温省煤器的进口温度进行设计。系统根据需要蒸发的水量及蒸发塔进出口温差,自动调节烟气挡板门,以满足蒸发后温度的要求。蒸发塔运行数据见表2。

表2 蒸发塔运行数据

Table 2 Evaporation tower operating data

蒸发水量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	A侧蒸发水量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	B侧蒸发水量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	A侧抽取的烟气 量/($\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	A侧抽取的烟气 量比例/%	B侧抽取的烟气 量/($\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	B侧抽取的烟气 量比例/%	锅炉负荷比值/%
4.47	2.27	2.20	26 047	5.94	26 599	6.07	80
5.89	2.95	2.94	26 889	5.61	27 246	5.69	87
5.95	2.94	3.01	26 898	5.64	27 016	5.66	87
5.88	2.90	2.98	26 870	5.65	26 895	5.65	87
5.74	2.81	2.93	26 850	5.64	26 877	5.65	87
5.83	2.87	2.96	26 878	5.65	26 987	5.67	86
5.89	2.88	3.01	26 890	5.65	27 010	5.68	86
5.74	2.78	2.96	26 785	5.63	26 980	5.67	86
5.75	2.75	3.00	26 760	5.82	26 988	5.87	84
4.00	1.81	2.20	19 025	6.02	18 780	5.94	58

从表2可以看出,A、B蒸发塔抽取的烟气量约占热烟气总量的5%~6.5%,达到设计要求。A、B蒸发塔满负荷运行时,A蒸发塔及其烟道压差约为800 Pa,B蒸发塔及其烟道压差约为950 Pa,均小于空预器运行压差1 200 Pa,保证了热烟气自流进入到蒸发塔内。蒸发后的湿烟气自流到母烟道内,并与原烟气混合。在低低温省煤器进口前进行烟气温度检测,混合后的烟气与蒸发前的烟气相比,烟温下降3℃,但在低低温省煤器允许烟温范围之内。由于雾化颗粒现场无法检测,旋转雾化器实际运行时不调速运行,按最高转速运行。

运行3个月后检查发现,蒸发塔内无贴壁现象,蒸发塔灰斗无粉煤灰板结。从运行效果上看,2种雾化方式无论是蒸发脱硫废水原水还是浓缩后的浓盐水,无明显区别。对雾化盘及喷枪的磨损程度进行现场检查发现,雾化盘的喷嘴处有局部磨损,磨损深度

在0.2 mm以内,喷枪几乎看不出来磨损(见图5)。因此,雾化盘的后期设备维护费用较喷枪要高。另外,旋转雾化器放置在V型锥斗中,重量较重,吊装检修较喷枪困难。旋转雾化器结构复杂,检修难度大。



图5 雾化盘和喷枪运行3个月打开检查后照片

Fig. 5 The atomization disc and spray gun are opened and inspected after three months of operation

3.4 蒸发塔运行对锅炉效率的影响

由于蒸发塔运行对锅炉效率的影响无法直接测

量,根据理论计算及现场实际数据分析不同的蒸发水量对锅炉效率的影响,结果见表3。

表3 不同蒸发水量对锅炉效率影响计算

Table 3 Calculation for the influence of different evaporating water volume on boiler efficiency

蒸发水量/ (m ³ ·h ⁻¹)	锅炉效率/%								
	100%THA			75%THA			50%THA		
	原值	计算值	增减值	原值	计算值	增减值	原值	计算值	增减值
6	92.76	92.62	-0.14	92.89	92.76	-0.13	91.8	91.67	-0.13
4	92.76	92.65	-0.11	92.89	92.79	-0.10	91.8	91.70	-0.10

从表3可以看出,锅炉效率下降了0.1%~0.14%,影响较小。

3.5 蒸发结晶物对粉煤灰的影响

该机组2017年利用小时为5 000 h,产生的总灰量为16.5万t。该机组产生的脱硫废水总量为50 000 m³,脱硫废水中的氯根平均为5 000 mg/L,按脱硫废水中的氯根全部进入粉煤灰,产生的总氯根为250 t,则粉煤灰中的氯根为0.15%。目前,该厂粉煤灰主要作为水泥厂的辅助物料,控制粉煤灰的参混量不超过40%,可以保证水泥中的氯离子小于0.06%,达到《通用硅酸盐水泥标准》(GB 175—2007)中水泥产品对氯离子的要求。水泥厂使用电厂粉煤灰作为制造水泥的辅料,一般不会超过10%。

旁路烟气蒸发设置有独立的输灰系统,与电厂现有的输灰系统进行交叉输灰。机组除尘器输灰一次后,旁路烟气蒸发接着输灰,接下来除尘器再输灰,如此循环,可以使旁路烟气蒸发的灰与电厂除尘器的灰充分混合。以30万kW机组为例说明,灰库的直径为12 m,旁路烟气蒸发产生的灰量为机组除尘器灰量的3%,比例较小。按照粉煤灰的堆积密度950 kg/m³计算,每小时蒸发器产生的灰堆积高度仅为4.6 mm,不会形成明显的堆积层,混合充分。此外,下料时为锥斗状卸灰,再进行二次混合。因此,可以保证喷雾后的灰与机组产生的灰能够充分的混合。另外,在粉煤灰的检测中也没有发现Hg、Cr等重金属超标现象,分析原因是由于脱硫废水常规处理中投加石灰、重金属螯合剂等药剂,使Hg、Cr等重金属沉积下来,随着污泥排出系统,与电厂其他固体废弃物一块填埋或者综合利用;处理后的清水中重金属离子含量符合《火电厂石灰石-石膏湿法脱硫废水水质控制指标》(DL/T 97—2006)的标准,蒸发后不会产生重金属富集现象。

3.6 经济分析

脱硫废水旁路烟道蒸发工程投资见表4。

表4 脱硫废水旁路烟道蒸发工程投资费用

Table 4 Investment cost of desulfurization wastewater bypass flue evaporation project

项目名称	建筑工程费/万元	设备购置费/万元	安装工程费/万元	合计/万元
软化浓缩系统	210	617	136	963
旁路烟道蒸发系统	14	489	244	747
主辅生产工程(合计)	224	1 106	380	1 710

软化浓缩系统的工程投资为963万元,旁路烟气蒸发系统的工程投资为747万元,分别占总投资的56%和46%,软化浓缩系统工程投资略高。

脱硫废水旁路烟道蒸发工程直接运行费用见表5。

表5 直接运行费用

Table 5 Direct operating expense

项目名称	软化浓缩系统药剂费/万元	电费/万元	维护费/万元	旁路烟道蒸发系统煤耗/万元	运行成本/万元
脱硫废水旁路烟道蒸发工程	87.27	24	19	55	185.27

脱硫废水旁路烟道蒸发工程直接运行费用为185.27万元,按照机组全年利用小时5 000 h计算,可以处理脱硫废水水量为55 000 m³,则直接运行成本为33.7元/m³,其中旁路烟气蒸发系统直接运行成本为10元/m³,相对于传统的蒸发结晶工艺,运行成本较低。

4 结论

(1)本工程软化浓缩工艺运行效果好,可以控制反渗透浓水中钙离子浓度在4 mmol/L以内,保证了反渗透装置的安全稳定运行。

(2)脱硫废水旁路烟道蒸发塔的运行压差小于空预器压差,热烟气可以依靠静压流入蒸发塔内。

(3)喷枪的耐磨性要优于雾化盘。

(4)旁路烟道蒸发系统对锅炉效率的影响较小。

(5)旁路烟道蒸发系统直接运行成本为10元/m³,相对于传统的蒸发结晶工艺,运行成本较低。

330 MW 燃煤机组脱硫废水旁路蒸发技术的应用评价

张山山, 吴巧玲, 姬海宏, 王仁雷

(华电电力科学研究院有限公司, 浙江杭州 310030)

[摘要] 某电厂 330 MW 机组从 SCR 与空预器之间引出一定量的热烟气进入干燥塔, 利用旁路蒸发技术实现了脱硫废水的零排放处理。对脱硫废水旁路蒸发技术的应用进行了评价, 结果表明, 满负荷工况下, 蒸发 5.1 m³/h 的脱硫废水需引出热烟气量约 64 896 m³/h, 干燥塔烟温由 335 ℃降至 205 ℃, 干燥产物含水率为 0.15%, 脱硫废水氯去除和氯挥发的质量分数分别为 87.7% 和 12.3%, 粉煤灰中氯的平均质量分数约为 0.28%, 锅炉效率下降约 0.55%。

[关键词] 脱硫废水; 干燥塔; 旁路蒸发; 零排放; 氯平衡; 氯挥发

[中图分类号] X773 **[文献标识码]** B **[文章编号]** 1005-829X(2021)10-0150-04

Application evaluation of bypass evaporation technology for desulfurization wastewater in 330 MW coal-fired unit

ZHANG Shanshan, WU Qiaoling, JI Haihong, WANG Renlei

(Huadian Electric Power Research Institute Co., Ltd., Hangzhou 310030, China)

Abstract: A certain amount of hot flue gas was drawn from the SCR and the air preheater into the drying tower of 330 MW unit in a power plant, and the zero-discharge treatment of desulfurization wastewater was realized by the bypass evaporation technology. The application of bypass evaporation technology for desulfurization wastewater was evaluated, and the results showed that under full load conditions, the amount of hot gas required to evaporate 5.1 m³/h of desulfurization wastewater was about 64 896 m³/h, the temperature of the drying tower was reduced from 335 ℃ to 205 ℃, the moisture content of the dried products was 0.15%. The mass fractions of chlorine removal and chlorine volatilization in desulfurization wastewater were 87.7% and 12.3%, respectively. The average mass fraction of chlorine in fly ash was about 0.28%, and the boiler efficiency decreased about 0.55%.

Key words: desulfurization wastewater; drying tower; bypass evaporation; zero emissions; chlorine balance; chlorine volatilization

[基金项目] 中国华电集团有限公司科技项目(CHDKJ20-02-84)

参考文献

- [1] 马双忱, 于伟静, 贾绍广, 等. 燃煤电厂脱硫废水处理技术研究与应用进展[J]. 化工进展, 2016, 35(1): 255-262.
- [2] 张富峰, 刘道宽, 曲保忠, 等. 脱硫废水烟气蒸发技术中的数值模拟研究现状与发展[J]. 华电技术, 2020, 42(3): 8-18.
- [3] 杨跃伞, 苑志华, 张净瑞, 等. 燃煤电厂脱硫废水零排放技术研究进展[J]. 水处理技术, 2017, 43(6): 29-33.
- [4] 杨文则, 李有为. 某电厂脱硫废水处理工艺的论证[J]. 建材与装饰, 2020(5): 212-213.
- [5] 张忠梅. 燃煤电厂脱硫废水零排放技术探讨[J]. 节能与环保, 2019(10): 47-48.
- [6] 刘海洋, 江澄宇, 谷小兵, 等. 燃煤电厂湿法脱硫废水零排放处理技术进展[J]. 环境工程, 2016, 34(4): 33-36.
- [7] 连鹏, 王凯亮. 脱硫废水烟气蒸发处理技术的分析及应用[J]. 华电技术, 2018, 40(10): 59-62.
- [8] 张建华, 池毓菲, 邹宜金, 等. 燃煤电厂脱硫废水处理技术工程应用现状与展望[J]. 工业水处理, 2020, 40(10): 14-20.

[作者简介] 袁国全(1977—), 高级工程师。电话: 029-82002161, E-mail: 13122541@qq.com。

[收稿日期] 2021-06-24(修改稿)