

脱硫废水零排放处理系统 专题报告

中国电力工程顾问集团西北电力设计院有限公司

Northwest Electric Power Design Institute Co., Ltd. of China Power Engineering Consulting Group

2024年 11 月 西 安

批 准 人：刘 学 军

审 核 人：花 立 存 袁 瑞 山

校 核 人：谢 立 红

设 计 人：杨 峰

目 录

1 工程概况	1
1.1 项目概述	1
1.2 建厂条件	1
2 脱硫废水的特点及常规预处理现状	5
2.1 脱硫废水的来源	5
2.2 湿法脱硫废水水质特点	7
2.3 脱硫废水常规处理工艺及出水水质	8
2.4 脱硫废水常规处理后的回用现状及存在问题	10
3 脱硫废水深度处理的主要工艺介绍	11
3.1 预处理工艺	13
3.2 浓缩工艺	14
3.3 结晶工艺	25
3.4 烟道喷雾蒸发工艺	27
3.5 高温烟气旁路蒸发工艺	34
3.6 低温烟气余热蒸发浓缩塔工艺	35
4 国内各工艺在电厂应用情况	36
4.1 预处理+机械蒸发+结晶	37
4.2 预处理+膜浓缩+蒸发结晶	37
4.3 低温主烟道喷雾蒸发	40
4.4 预处理+膜浓缩+烟道蒸发	40
4.5 低温烟气余热蒸发浓缩+高温烟气喷雾塔蒸干工艺	42
4.6 低温多效闪蒸浓缩减量工艺+高温烟气喷雾塔蒸干工艺	43
4.7 预处理+晶种法 MVR 蒸发浓缩+高温烟气喷雾塔蒸干工艺	49

4.8 高温烟气干燥	50
5 本工程脱硫废水零排放处理工艺的选择	51
5.1 工程基本参数	51
5.2 工艺路线选择	51
5.3 技术经济比较	68
6 结论与建议	70

1 工程概况

1.1 项目概述

甘肃能化庆阳2×660MW煤电项目工程为新建工程为甘肃能化九龙川煤矿配套建设煤电一体化项目，本期拟建设2×660MW超超临界间接空冷燃煤机组，厂址位于甘肃省宁县境内。

甘肃省陇东地区是国家规划的14个大型煤炭基地之一，境内煤炭资源丰富，探明资源量359.8亿吨（其中庆阳271.8亿吨），保有资源量184亿吨。九龙川矿井地处西北地区甘肃省宁县，资源储量丰富，煤质好，开采条件较好，适宜建设现代化大型矿井。本工程所在宁县具备建设大规模煤电基地的有利条件，电源建设成本及发电成本相对较低。

宁县地方工业弱小，没有大型工业企业支撑，本项目的建设将有力带动全县财政税收、建筑建材、商贸服务、餐饮、住宿、食品加工、运输、基础建设等众多行业的发展，有效地推动当地经济建设的发展，缓解就业压力，增加居民收入，提高生活水平，对地方经济的发展具有重要意义。

本期工程，供煤煤矿已具备建设条件；供水水源利用城市中水和煤矿疏干水；主机采用高参数大容量空冷机组。高效节能环保型电厂是本工程的建设目标。

本工程计划在2024年12月开工，第一台机组计划于2027年5月建成投产，第二台机组计划于2027年6月建成投产。

1.2 建厂条件

1.2.1 厂址

厂址位于宁县东南面约13km，国道G327紧邻厂址，从厂址北侧通过；G211紧邻厂址，从厂址西侧通过；高速G69从厂址南侧3.6km通过。厂址紧

邻早胜镇，周边多个村庄环绕，包括：康村、南街村、南北村等。

厂址可利用场地东西长约1.8km，南北宽约1.0km，可利用场地面积1600hm²。

拟选厂址基本平行城市主导风向，且处于宁县常年主导风向的下风向。

厂址区域场地属已纳入宁县土地利用总体规划的单独选址项目用地。

厂址未见地表文物，根据宁夏文物局反馈，厂址南侧有墓群，后续需避让。

厂址东南距咸阳国际机场131km，西北距庆阳机场49km。厂址不受机场净空影响。

厂址区域无重要军事、通讯设施。

厂址区域场地属已纳入宁县土地利用总体规划的单独选址项目用地。

厂址拆迁工程量：约100户。

厂区属单独选址项目用地。

厂址北侧6.8km处为九龙河，不受九龙河洪水影响。

1.2.2 交通运输

1) 铁路

西（安）平（凉）铁路，路线起自西安铁路枢纽茂陵站，经礼泉→乾县→彬县→长武→甘肃长庆桥到本线终点—平凉南，线路全长约264km。

电厂大件设备通过铁路、公路联合运输进厂。

2) 公路

地区公路：宁县境内有G211国道和S202省道南北向穿过，S303省道东西向穿过，西长凤高速公路和即将建成通车的宁长二级公路穿境而过，黄（陵）宁（县）公路及X999县道等县乡道路四通八达。G211国道为一级道路，S202、S303省道二级道路。

1.2.3 气象条件

1) 气候概况及气象站资料移用分析

宁县深居内陆属温带季风气候区。冬季漫长寒冷，雨雪少；春季转瞬即逝，冷暖变化大；夏季短促，气温高，降水集中；秋季降温快，初霜也来得早。气候干燥，气温日较差大，光照充足，太阳辐射强。降水各季分配不匀，降水较多主要集中在6~9月。

厂址附近有宁县气象站，宁县气象站建站于1957年，是国家基本气象站，位于宁县早胜镇“乡村”，北纬35°25′、东经108°00′，海拔高度为1221.2m。宁县气象站位于电厂东南方向约7.3km处，电厂海拔约1199m。宁县气象站与电厂海拔、自然地理环境接近且两者间无较大阻挡物，故确定本工程常规气象条件采用宁县气象站观测资料统计。

2) 常规气象要素

根据宁县气象站多年资料，统计气象站基本要素年值和月值见表1.2-1和表1.2-2。

表1.2-1 宁县气象站基本气象要素年值统计表

项目	单位	数值	发生日期
平均气压	hPa	879.7	
平均气温	℃	8.9	
最热月平均气温	℃	21.9	
最冷月平均气温	℃	-5.5	
极端最高气温	℃	37.3	1997.7.21
极端最低气温	℃	-27.1	1991.12.28
平均水汽压	hPa	9.2	
平均相对湿度	%	68	
年平均降水量	mm	565.4	
一日最大降水量	mm	100.7	1992.8.12
年平均蒸发量	mm	1379.9	

项目	单位	数值	发生日期
平均风速	m/s	1.9	
最大风速	m/s	21	1973.12.30
最大积雪深度	cm	24	1993.3.17
平均雷暴日数	d	24.1	
平均沙暴日数	d	0.4	
平均大风日数	d	4.0	
平均雾日数	d	26.8	

表 1.2-8 宁县气象站累年逐月气象要素统计表

月份	平均气压 (hPa)	平均温度 (°C)	平均风速 (m/s)	平均相对 湿度 (%)	平均 降水量 (mm)	平均蒸发量 (mm)
1	884.0	-5.5	1.6	60	4.9	37.4
2	882.1	-2.2	2.0	60	7.6	50.6
3	880.1	3.6	2.2	63	21.8	93.3
4	877.9	10.6	2.4	60	36.7	154.6
5	876.5	15.4	2.2	63	51.9	189.4
6	873.5	19.6	2.1	66	66.6	207.6
7	872.3	21.9	2.1	73	115.7	201.7
8	875.1	20.7	1.9	77	108.9	172.0
9	880.2	15.3	1.6	79	78.3	108.8
10	884.0	9.2	1.7	76	49.3	79.7
11	885.5	2.1	1.7	71	19.0	47.9
12	885.5	-3.7	1.7	63	4.7	36.8
平均 或合计	879.7	8.9	1.9	68	565.4	1379.9

1.2.4 电厂水源

本项目生产用水拟采用九龙川煤矿矿井水，但九龙川煤矿矿井建设周期与本项目建设周期相比较迟，因此需要考虑过渡期水源。本项目过渡期水源采用宁县县城、早胜镇和和盛镇污水处理厂排放的再生水。

1.2.5 脱硫、脱硝系统

本工程考虑同步建设脱硫、脱硝装置，采用石灰石—石膏湿法脱硫以及选择性催化还原法（SCR）全烟气脱硝工艺。

1.2.6 烟气参数

名称	单位	设计煤种	校核煤种
脱硫岛入口烟气流（干）	Nm³/h 台	1895398 (BMCR)	1912752 (BMCR)
脱硫岛入口烟气流（湿）	Nm³/h 台	2039057 (BMCR)	2072455(BMCR)
脱硫岛入口烟气温度	℃	90（除尘器前加低温省煤器）	90（除尘器前加低温省煤器）
脱硫岛入口烟气温度	℃	125（低温省煤器解列）	125（除尘器前加低温省煤器）

2 脱硫废水的特点及常规预处理现状

2.1 脱硫废水的来源

目前，国内外普遍采用的脱硫方法可分为燃烧前脱硫、燃烧中脱硫和烟气脱硫三大类。燃烧前脱硫包括洗煤、煤气化、液化及利用机械、电磁等物理技术对煤进行脱硫。但该方法只能脱除煤中部分硫(主要是无机硫)，不能从根本上解决二氧化硫对大气的污染问题。燃烧中脱硫主要包括炉内喷钙、流化床添加石灰石（即循环流化床锅炉燃烧技术）等。烟气脱硫可分为湿法、半干法及干法三大类，其中石灰石—石膏湿法烟气脱硫工艺具有脱硫效率高、运行可靠性高、适用煤种范围广、吸收剂利用率高、设备运转率高和吸收剂价廉易得等诸多优点，是目前世界上应用最广泛、技术最成熟的SO2脱除技术，约占已安装 FGD 机组容量的90%。

石灰石—石膏湿法脱硫工艺普遍采用石灰石作为脱硫吸收剂，将石灰石破碎后与水混合，磨细成为粉状，制成吸收浆液。吸收浆液被送至脱硫塔作为循环浆液，循环浆液由喷嘴自上而下喷淋，与自下而上流动的烟气

逆流接触，烟气中的二氧化硫被吸收进入浆液池与石灰石、氧化空气发生反应生成石膏，二氧化硫被除去，石膏经脱水运出。

脱硫循环浆液由于不断吸收来自烟气及石灰石中的氯化物，导致氯离子浓度不断增高。氯离子在浆液中主要以氯化钙的形式存在，其浓度的增高会带来诸多不利影响，如抑制石灰石的溶解，使浆液的pH值降低，影响二氧化硫的吸收效果，使 CaSO_4 易于结垢，及加快金属材料的腐蚀等。此外，氯离子浓度过高也会影响脱硫副产物石膏的品质。为保证脱硫系统的正常运行，一般应控制吸收塔中氯离子含量低于20000 mg/L。另外，与氯离子一样，粉尘也会在循环浆液中不断积累，脱硫系统的微细粉尘主要来自烟气中携带的粉尘、石灰石中的惰性物质、停止生长的小石膏晶体及工艺水中的杂质等。为保证商用石膏的纯度和系统浆液正常的物理化学性质，需要对系统内的微细粉尘浓度进行控制。

因此，为了保证脱硫系统的正常运行和脱硫副产物石膏的品质，必须排放一定量的脱硫废水。脱硫系统排放的废水一般来自以下单元：石膏水力旋流器的溢流水、废水旋流器的溢流水、真空皮带过滤机的滤液等。

脱硫废水的杂质来源于烟气和脱硫用的石灰石，由于燃煤中富含多种重金属元素，这些元素在炉内高温下进行了一系列的化学反应，生成了多种不同的化合物，一部分随炉渣排出炉膛，另外一部分随烟气进入风烟系统，后部分化合物中的绝大部分将被除尘器捕捉进入干灰中，极少部分逃逸过除尘器随烟气进入脱硫吸收塔，被石灰石浆液吸收溶于浆液中。

煤中含有的元素包括 Cl、F、Cd、Hg、Pb、Ni、As、Se、Cr 等，这些元素都能够随烟气溶解进入脱硫浆液中，在浆液循环使用中富集，最终形成浓度超过排放标准的废水。脱硫废水中含有的杂质主要是悬浮物、 Cl^-

盐、过饱和的亚硫酸盐、硫酸盐以及各类重金属，其中很多是国家环保标准中要求控制的一类污染物。

由于脱硫废水的水质不同于其它的工业废水，处理难度较大，因此，必须对脱硫废水进行单独处理。

2.2 湿法脱硫废水水质特点

湿法脱硫废水的水量和水质，与脱硫工艺系统、燃料成分及吸收剂等多种因素有关。由于燃煤中含有多种化学元素，这些元素在炉膛内高温条件下发生一系列的化学反应，生成多种不同的化合物，这些化合物一部分随炉渣排出炉膛，另一部分随烟气进入脱硫塔，溶解于脱硫吸收浆液中，并在浆液中富集。

脱硫废水一般呈弱酸性，主要成分为煤燃烧后的烟气粉尘和脱硫吸收剂石灰石中的杂质。一般情况下，脱硫废水的超标项目主要有以下几项：

(1) pH 值：脱硫废水 pH 值，一般在4-6之间，呈弱酸性。

(2) 悬浮物：主要为粉尘和脱硫产物硫酸钙、亚硫酸盐等，大部分可直接通过沉淀的方法处理。

(3) 重金属离子：主要为汞、镉、铬、铅、镍等重金属离子。这些重金属离子属一类污染物，是我国严格限制排放的物质。其主要来源于燃煤和脱硫剂。由于电除尘器对小于 $0.5\mu\text{m}$ 的细颗粒物脱除率很低，而这些细颗粒物富集重金属的能力远高于粗颗粒，因此脱硫系统入口烟气中含有相当多的重金属元素及砷、氟等非金属元素，它们在吸收塔洗涤的过程中进入脱硫浆液内富集。

(4) SO_4^{2-} 、 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 Cl^- 、 F^- 等离子。为提高二氧化硫的去除率，有时会在脱硫剂中加 Mg，因此废水中的 Mg 含量有时也很高。

（5）COD：化学需氧量，主要由未氧化的 SO_3^{2-} 、 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ 和 $\text{S}_2\text{O}_6^{2-}$ 及痕量有机物组成，其含量和脱硫系统的运行状态有关。

燃煤电厂湿法脱硫废水的典型水质见表2.2。

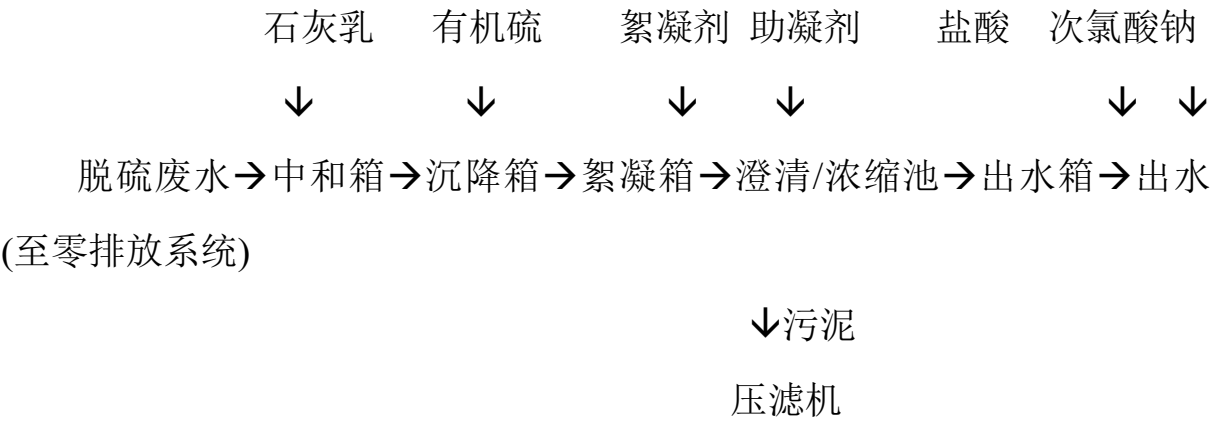
表 2.2 燃煤电厂湿法脱硫废水典型水质

项目	单位	数据	项目	单位	数据
pH		4.0-6.0	Fe	mg /L	≤30
固含量	mg /L	20000-50000	Al	mg /L	≤50
F ⁻	mg /L	20-40	Mn	mg /L	≤30
Cl ⁻	mg /L	1000-20000	Cr	mg /L	≤5
SO ₄ ²⁻	mg /L	2000-10000	Ni	mg /L	≤2
SO ₃ ²⁻	mg /L	0-200	Zn	mg /L	5-25
S ₂ O ₆ ²⁻	mg /L	500-1000	Cd	mg /L	0.5-25
NO ₃ ⁻	mg /L	100-200	Cu	mg /L	5-23
Ca	mg /L	500-10000	Pb	mg /L	3-15
Mg	mg /L	500-10000	Hg	mg /L	0.2-5
COD	mg /L	≤200	V	mg /L	≤2

备注：脱硫废水一般具有水质和水量不稳定等特点，以上仅为典型数据。

2.3 脱硫废水常规处理工艺及出水水质

针对脱硫废水的水质特点，目前脱硫废水常规处理一般采用中和、絮凝、沉淀和过滤等处理工艺，主要流程如下：



脱硫废水常规处理工艺流程简介：

- 烟气脱硫设备产生的弱酸性脱硫废水由脱硫车间的废水输送泵送至中和箱，在中和箱中，废水的 pH 值通过加入石灰乳调升至 9.5 ± 0.3 范围以便沉淀大部分重金属；

- 在沉降箱中，通过加入有机硫进一步沉淀不能以氢氧化物形式沉淀出来的重金属；

- 在絮凝箱中，加入絮凝剂(FeClSO_4)以便使沉淀颗粒长大更易沉降；废水一经流出絮凝箱，即加入助凝剂（PAM），以产生易于沉降的大絮凝颗粒；

- 在澄清/浓缩池中，悬浮物从废水中分离出来后，沉积在澄清池底部，一部分通过污泥输送泵，直接输送到压滤机，制成泥饼外运；一部分污泥作为接触污泥通过污泥循环泵返回到中和箱，以提供沉淀所需的晶核，获得更好地沉降；

- 出水箱安装有 pH 值测量装置，如果所测的 pH 值在范围内，输送至排水口；若 pH 值超过了上限，需另加盐酸调节 pH 值至设定范围；如果相反，pH 值低于下限，需将废水返回中和箱中进行再处理。

在相当长一段时间内，国内火电厂脱硫废水的排放标准是按照《污水综合排放标准》（GB 8978-1996）中的规定进行的，但随着脱硫系统在火电厂的大规模应用，该标准早已不再适用，鉴于脱硫废水水质特点，电力行业制定了目前执行《燃煤电厂石灰石-石膏湿法脱硫废水水质控制指标（DL/T 997-2020）》，该指标规定了脱硫废水处理系统出口的监测项目和污染物最高允许排放浓度，成为指导电厂脱硫废水常规处理的主要准则，具体指标要求详见表 2.3。

表 2.3 脱硫废水处理系统出口的监测项目和污染物最高允许排放浓度

序号	监测项目	单位	控制值或最高允许排放浓度值
1	总汞	mg/L	0.05
2	总镉	mg/L	0.1
3	总铬	mg/L	1.5
4	总砷	mg/L	0.5
5	总铅	mg/L	1.0
6	总镍	mg/L	1.0
7	总锌	mg/L	2.0
8	悬浮物	mg/L	70
9	化学需氧量	mg/L	150
10	氟化物	mg/L	30
11	硫化物	mg/L	1.0
12	pH		6~9

2.4 脱硫废水常规处理后的回用现状及存在问题

目前，国内多数电厂对脱硫废水常规一级处理后出水的处置方式主要考虑厂内回用，一些无回用条件的电厂，甚至直接对外排放。实际上，一级处理后的脱硫废水虽然满足 DL/T 997-2020 的指标要求，但依然为高氯离子、高含盐、且含有微量重金属的废水，如不进行深度处理，其回用范围的局限性很大，若排入外界水体，对环境的危害程度也非常高。

目前，脱硫废水常规处理后出水回用的现状及存在问题见表 2.4。

表 2.4 脱硫废水常规处理后的回用现状及存在问题

回用现状	存在问题
------	------

干灰调湿	<ul style="list-style-type: none">● 脱硫废水用于干灰调湿会影响干灰品质；● 脱硫废水为连续排放，而干灰调湿为间歇操作，无法全部回用，不能真正实现零排放；
煤场喷淋	<ul style="list-style-type: none">● 脱硫废水中的污染物及盐分主要来自煤，回用煤场喷淋，会导致高含盐、高氯根在系统聚集，可能带来其他不确定的不利影响；● 脱硫废水连续排放，而煤场喷淋为间歇操作，无法全部回用，不能真正实现零排放；
灰场喷洒	<ul style="list-style-type: none">● 一般电厂的灰场多不在厂区，甚至相距数十公里，喷洒难以真正实施；● 脱硫废水为连续排放，而灰场喷洒为间歇操作，无法全部回用，不能真正实现零排放；● 部分地区环评批复要求电厂灰渣必须综合利用，导致灰场存灰量少，喷洒无法实现。
冲灰用水	<ul style="list-style-type: none">● 只能用于有水力除灰的电厂，但由于水力除灰的二次污染较大，目前新建电厂已基本不用，实施困难。
直接排放	<ul style="list-style-type: none">● 存在二次污染，潜在环境风险高，对水环境保护要求严格的区域无法实施，如水源区、自然保护区、风景名胜区等；● 政策不允许。

3 脱硫废水深度处理的主要工艺介绍

从表 2.4 可以看出，目前国内电厂脱硫废水采用常规一级处理后进行回用仍存在诸多问题。由于脱硫废水因含盐量高，基本无法利用，成为燃煤电厂实现废水零排放的最大难点。另一方面，随着国家环保政策的修订和公众环保意识的增强，相关环保措施的要求也日趋严格。

目前，实用的脱硫废水零排放处理工艺有多种选择，其基本原理都是通过不同方法将脱硫废水进行浓缩，使水中溶解的盐分达到接近饱和的状态，再送入结晶器进行结晶处理。最常用的浓缩技术主要是热法浓缩和膜法浓缩。热法浓缩主要利用溶剂具有挥发性而溶质不挥发的特点实现两者分离。膜法浓缩作为一种高效纯化浓缩的技术，它利用有效成分与液体的分子量的不同实现定向的分离，达到浓缩的作用，相对于传统的热法浓缩，

具有能耗低，常温下进行，对产品影响小等优点。

烟道喷雾蒸发技术是将脱硫废水雾化后喷入空气预热器和低温省煤器间的烟道，利用热烟气使废水完全蒸发，废水中的污染物转化为结晶物或盐类等固体，随烟气中的飞灰一起被电除尘器收集下来，从而除去污染物，实现废水的零排放。

烟气旁路蒸发工艺与烟道喷雾技术相似，不同的是为防止主烟道内壁积盐结垢，从空预器前端、SCR 出口之间烟道引入少量烟气（烟气温度范围为 350℃~420℃），设置烟气旁路蒸发器，利用烟气的高温使雾化后的脱硫废水迅速在旁路蒸发器中蒸发，废水蒸发产生的水蒸气和结晶盐随烟气一起并入空预器与低低温省煤器之间烟道，结晶盐随粉煤灰一起在除尘器内被捕捉去除，水蒸气则进入脱硫系统冷凝成水，间接补充脱硫系统用水。

烟气余热蒸发方案通过从电除尘与脱硫塔之间的烟道上引出部分旁路烟气对脱硫废水进行余热蒸发处理，因此它不需要考虑对烟温以及对除尘器性能的影响。该方案通过设置废水处理浓缩塔，利用烟气的余热蒸发从脱硫石膏旋流器出来的脱硫废水，已达到以废治废及脱硫废水减量的目的。

自然蒸发工艺一般是以蒸发塘形式，利用自然气候条件（光照、风吹等）将塘内的水以水蒸汽的形式转移到大氣中，具有处置成本低、运营维护简单、使用寿命长、抗冲击负荷好等特点。蒸发塘通常布置在典型大陆性温带干旱季风气候区，气候特征是冬寒冷长，夏热短，春迟秋早。在不影响空冷系统管道及地下设备的前提下，将自然蒸发池合理的布置于间冷塔内，即实现了利用塔内空气流动特性来提高蒸发池内介质的蒸发效率，又充分利用了间冷塔的内部空间以减少塔内回填的土方量。

以下对脱硫废水处理系统主要工艺进行介绍：

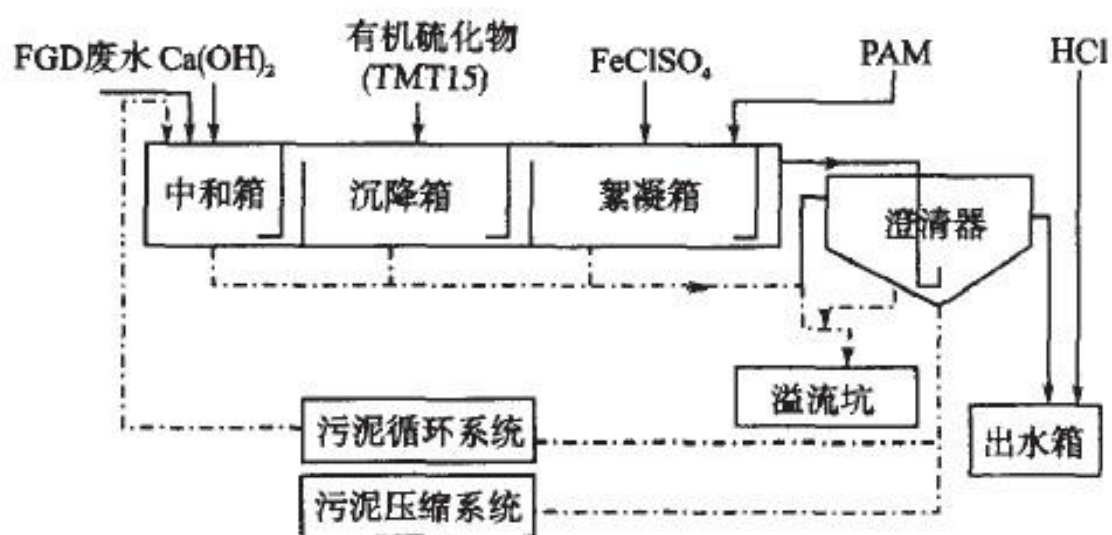
3.1 预处理工艺

3.1.1 三联箱处理

目前国内脱硫废水处理工艺主要采用化学加药法，即采用三联箱处理，通过碱化、絮凝、沉淀的方法对脱硫废水进行处理，污染物形成泥饼外运。

该工艺方法系统复杂，设备数量多，工作环境差，投资和运行费用高，处理后的水质难以控制，且无法去除废水中的 Cl^- ，使得处理后的废水依然不能回用或直接对外排放。

工艺简图如下：



脱硫废水在废水缓冲箱内进行调质调量后进入中和箱，向废水添加石灰乳，调节PH值到9.5左右，同时部分去除废水中的硫酸根离子、镁离子和重金属离子；在沉降箱内向废水中继续添加有机硫化物进一步与 Cr^{3+} 、 Hg^{2+} 等重金属反应生成络合物；絮凝剂复合铁（ FeClSO_4 ）和助凝剂（化学名聚丙烯酰胺，商品名PAM）的配合使用，可使已结晶析出的无机盐、重金属络合物及SS的细小矾花积聚成为较大颗粒，在废水进入澄清器后更快的沉

降，实现固液分离。经处理的废水在出水箱中还需用HCl调整pH值在6~9排放范围内。

3.1.2 电絮凝技术

电絮凝技术是一种替代传统加药絮凝的方式，以电荷为絮凝辅助介质对污水进行絮凝的处理技术。主要包括电子絮凝系统、离心澄清系统以及配套控制辅助系统。与传统的化学药剂方法不同，它具有以下特点：

- ◆ 工艺运行平稳，水质稳定；
- ◆ 设备投资费用同传统化学药剂方法相当，但运行成本比化学药剂法低；
- ◆ 电絮凝产生的污泥量比传统的加药处理产生的污泥量少；
- ◆ 电絮凝工艺无需投加任何氧化剂或还原剂，整个过程属于绿色环保工艺；
- ◆ 电絮凝设备紧凑，自动化程度高，管理简单，对操作人员的要求较低。

目前电絮凝技术在电力行业的应用尚属于推广期，多用在煤水处理系统，对悬浮物和色度的去除效果比较好，系统设备简单稳定，维护费用较低。只有华能洛阳电厂和河南焦作万方自备电厂用于脱硫废水预处理系统，投运效果一般，无法对悬浮物进行有效的去除。

3.2 浓缩工艺

3.2.1 机械蒸发浓缩工艺

机械蒸发浓缩是工业中典型的化工单元操作，在蒸发过程中溶剂汽化需要吸收大量的热，因此蒸发操作是大量消耗热的过程。国内通常采用多效蒸发技术，利用前效蒸发产生的二次蒸汽，作为后效蒸发器的热源。不

管是单效蒸发还是多效蒸发，过程中一直都需要消耗大量的蒸汽。为节约蒸汽耗量，强制循环蒸发技术被研发出来，可将蒸发器产生的原本需要冷却水冷凝的二次蒸汽，经压缩机压缩后，再送入蒸发器加热器作为热源，替代初始蒸汽循环利用，二次蒸汽的潜热又得到充分的利用，从而达到节能目的。

蒸发技术广泛应用于零排放系统，目前机械压缩蒸发技术被越来越多的项目作为废水零排放的首选方案，该方案有易清洗、易维护、运行费用低等特点。目前据了解，国内有进口、引进技术和国产化设备，各家的方案也不尽相同，在此一一列举意义不大，以下主要介绍一下技术较为成熟的机械压缩蒸发器。

含盐废水先进入预处理系统进行处理。在进入蒸发系统之前，预处理系统应将水中的油和脂含量降至 50ppm。油和脂的去除将由其它方案完成。

高含盐废水经预处理后送至蒸发器系统的进料罐，调节至酸性后，再由进料泵从进料罐送至蒸馏水换热器。

换热器为逆流板式换热器，利用蒸发产生的蒸馏水加热进料废水。进料废水经换热后温度升至接近沸点，被送入除氧器。在除氧器内，进料废水经喷嘴喷洒在第一级塔上，并逐级向下流动与逆流而上的蒸汽相接触，脱除不凝气体。脱除的气体与蒸汽一起排至大气。脱气（如氧气，二氧化碳等）的目的在于增加蒸发器的传热效果并防止产生腐蚀及结垢。经脱气后的进料废水以重力流，从除气器底部排出进入到蒸发器底槽与循环的浓盐水混合。

循环泵将浓盐水泵至蒸发器的顶部管箱，浓盐水通过顶部的分布器流入垂直管内，均匀地分布在管子的内壁上，呈薄膜状下降至底槽，一部分

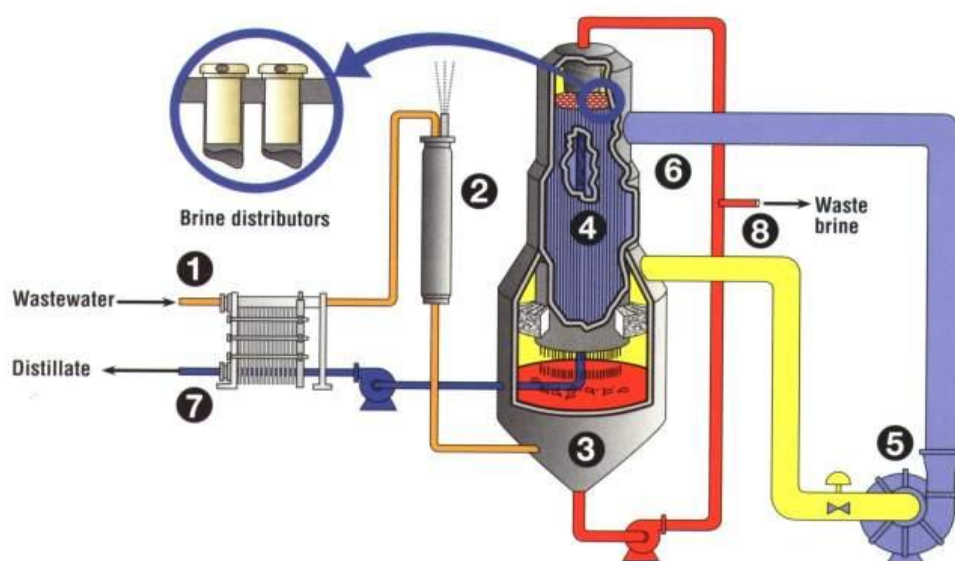
水分沿管壁下降时，吸收管外蒸气释放的热能而蒸发，而蒸发产生的蒸汽与未蒸发的浓盐水一起下降至蒸发器的底槽。

在底槽内，蒸汽经过除雾器进入到蒸汽压缩机，除雾器的作用是除去蒸汽中的液滴与颗粒。

压缩机压缩蒸汽提高蒸汽的饱和温度与压力，送至浓缩器顶部换热器管束外，压缩蒸汽的潜热传到管壁内的浓盐水薄膜。另外将补充一部分新蒸汽用于维持系统能量的平衡。压缩蒸汽释放潜热的同时，在换热管外壁被冷凝成蒸馏水沿管壁下降，在蒸发器冷凝器底部积聚后，流入蒸馏水罐。并由泵经蒸馏水换热器后外排回用。蒸馏水流经换热器时，对新进的高含盐废水加热。

为控制蒸发器内浓盐水的 TDS，浓缩器底槽内的部分浓盐水被排放至结晶系统的结晶罐当中进行结晶处理。

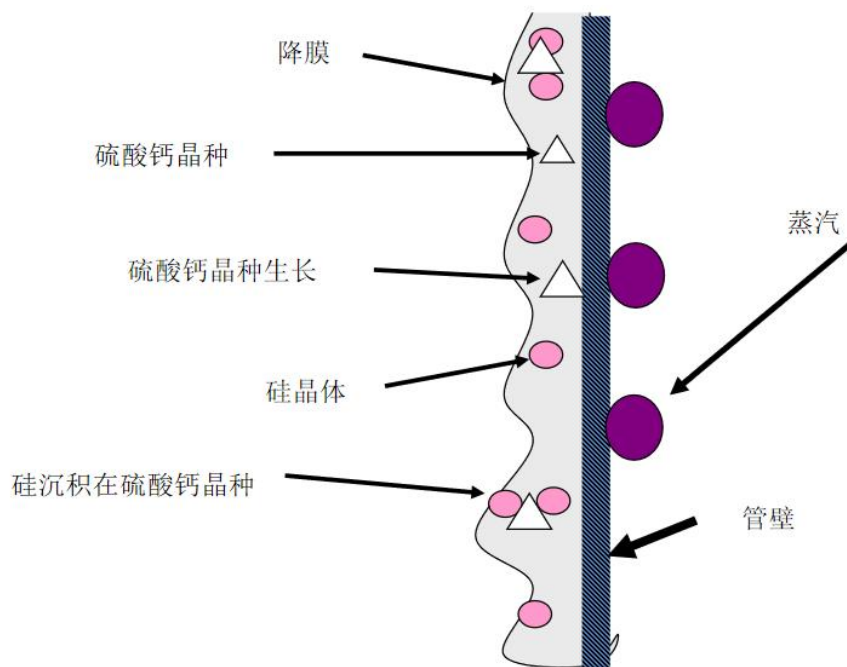
以下简化流程图给出了一套机械再压缩、降膜式盐种盐水蒸发器的简化流程图。



3.2.2 晶种法 MVR 蒸发浓缩减量工艺

脱硫废水中含有大量的钙镁离子，随着蒸发器内的废水的不断浓缩，水中的离子浓度也随着升高，会形成细小晶粒（如 CaSO_4 、 MgSO_4 、 SiO_2 等），这些晶粒会附着在蒸发器换热管表面，形成致密的水垢。随着时间的发展，这些水垢将越积越厚，将大幅度降低换热器的效率，造成蒸汽耗量的提高，影响系统安全稳定运行。

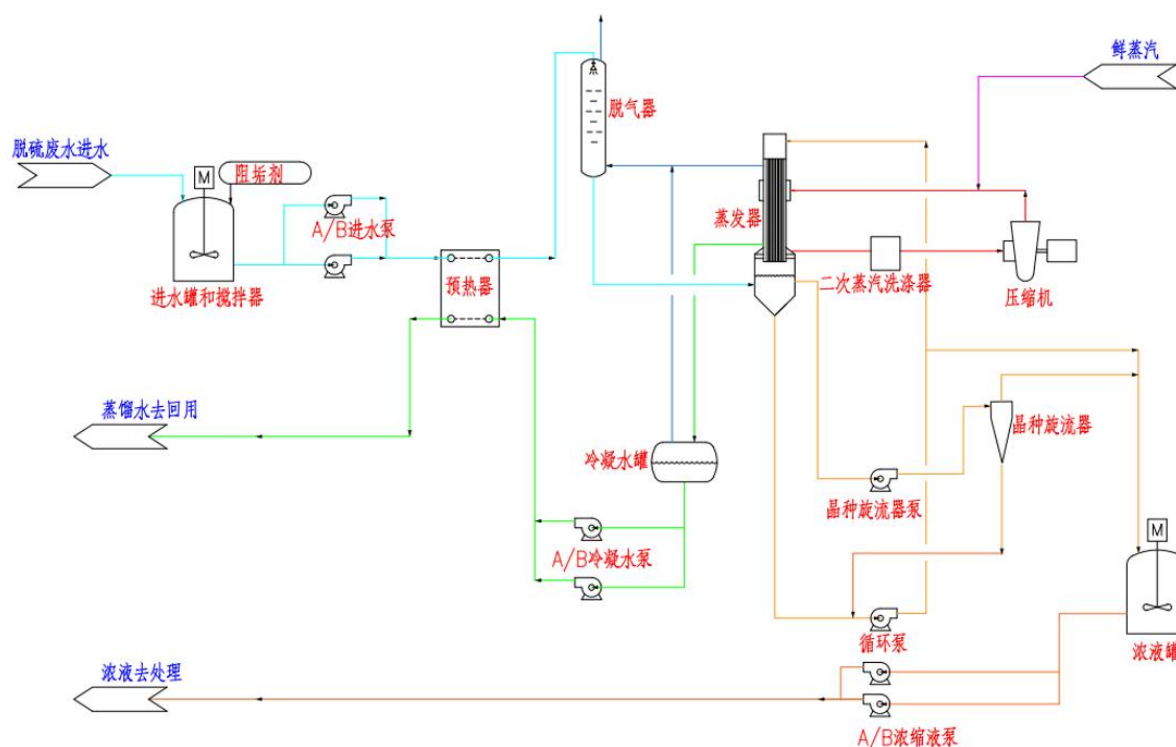
晶种法 MVR 蒸发浓缩工艺则是通过向常规机械压缩式蒸发器内投加适当的晶种（如工业级的二水硫酸钙等），利用同种物质的亲和力大于异种物质亲和力这一原理。通过控制蒸发器内的晶种浓度、循环量和排放量，使得浓缩后形成的细小晶粒（如 CaSO_4 、 MgSO_4 、 SiO_2 等）附着在循环液中的晶种表面，并不断地生长，从根本上防止因循环液中的结垢因子过饱和而造成的换热管表面结垢。基本原理如下图：



晶种法 MVR 蒸发浓缩工艺对脱硫废水来水的要求比较低，仅要求脱硫废水经过简单的沉淀澄清处理，进水悬浮物控制在 100mg/L 以内，对于水

的硬度、 SO_4^{2-} 、 Cl^- 等均不做限制。

该工艺系统主要由预热、脱气、蒸发、防结垢、蒸汽压缩等子系统组成，工艺流程图如下：



a) 预热

脱硫废水经预处理系统除去悬浮物后通过泵送入蒸发器进料罐，再通过进水泵送入预热器。进入预热器前往进水中加入阻垢剂/pH 调节剂，调节进水的 pH 值，防止预热器结垢。阻垢剂加药量根据进水中钙离子的含量调节，阻垢剂的投加量可以优化甚至不加。脱硫废水在预热器中和蒸发器产生的高温冷凝水进行换热，脱硫废水被加热后送至脱气器。预热器为板式热交换器，由钛合金换热板和框架组成，利用蒸发器蒸发产生的二次蒸汽的高温冷凝水作为热源，加热脱硫废水。

b) 脱气

脱硫废水从预热器出来后进入脱气器。由于脱硫废水中含有部分 COD、

O₂、N₂ 等不凝性气体，通过蒸发器加热后会随着蒸汽逸出，这些不凝性气体如果一直保留在蒸汽中，会影响系统压力和换热效果。因此需要进行脱气处理，带有不凝性气体的蒸汽从脱气器底部进入脱气器，脱硫废水从脱气器上端喷淋而下，与蒸汽进行换热后，蒸汽冷凝与脱硫废水混合进入蒸发器底部盐水箱，不凝性气体从脱气器顶部排出。

c) 蒸发

蒸发器底部盐水箱内的废水通过循环泵送入蒸发器的顶部，通过液体分布器，废水进入蒸发器的换热管内并形成一层均匀的薄薄的水膜。水膜在往下流动的过程中，不断被管外的蒸汽加热并蒸发，形成汽液混合物进入蒸发器底部盐水箱并在槽内进行汽液分离。为防止蒸汽夹带的液滴和水中杂质破坏蒸汽压缩机的叶轮，盐水箱的上方设置除雾器，盐水箱内的蒸汽（又称“二次蒸汽”）从盐水箱上部排出去前先经过除雾器除去大部分液滴，进入二次蒸汽洗涤器进一步脱去液滴和杂质，然后进入蒸汽压缩机。汽液分离后的液体继续被循环泵泵入蒸发器顶部进行加热。

d) 防结垢

由于脱硫废水中含有较多的钙镁离子，为防止硫酸钙、硫酸镁的结垢，往蒸发系统中投加含有足够表面积晶种的。往蒸发器的循环液中加入适当的晶种，可以防止脱硫废水溶液的过饱和，并促使结垢形成的细小晶粒倾向于在投入晶种的表面生长，而不会粘附于换热管表面最终形成大量结垢。在蒸发系统启动时，进水罐或浓液处加入工业级的钙作为晶种并形成循环利用。伴随着脱硫废盐水的逐渐浓缩，根据浓度和悬浮物等数据，部分的浓水被送入浓液罐中，钙晶种会因进水中的钙增加使得硫酸钙浓度越来越高，此时采用晶种旋流器来将硫酸钙晶种从浓盐水中分离出来，并循环回

到蒸发器中再次利用。

e) 蒸汽压缩

蒸发器产生的二次蒸汽在经过两级除雾后，被送入蒸汽压缩机，在蒸汽压缩机的作用下，二次蒸汽的温度和压力升高，升温升压后的蒸汽被送回蒸发器换热管壳程一侧，用于加热蒸发器换热管内的脱硫废水。在蒸发器中经过热交换后，蒸汽在换热管外冷凝成高温冷凝水，冷凝水被泵至预热器用于加热脱硫废水进水。预热后的脱硫废水继续进入蒸发器被加热产生蒸汽，蒸汽再循环经过除雾器、蒸汽压缩机、蒸发器壳程、预热器，持续将废水中水分蒸出。该工艺蒸汽耗量低，仅在启动阶段补充新鲜蒸汽，运行阶段无需额外蒸汽提供能量蒸发。

为了维持平衡，蒸发器的浓缩液被连续送入浓液罐中。

蒸发器的设计采用较低的 ΔT （沸点升高）和高的循环倍率。这样设计的优势是可以减少结垢的几率，并降低蒸汽压缩机的电力消耗。同时，利用冷凝水和外排的废弃蒸汽预热进水，可提高系统的能源利用率。

蒸汽压缩是利用输入的机械能实现蒸发和冷凝的高效过程。与常规蒸发技术的根本区别在于蒸汽压缩充分利用了二次蒸汽的蒸发潜热。

蒸汽冷凝后输送到冷凝水罐，由冷凝水泵泵送至进水预热器换热降温后，再进行回用。冷凝水水质条件较好，可用于脱硫系统工艺补水。

晶种法 MVR 处理工艺可将含盐量 3~5% 的脱硫废水浓缩到 15~21%，蒸发浓缩系统产生的浓盐水排出系统后送至旁路烟道喷雾干燥系统进行处理。

3.2.3 低温多效闪蒸浓缩减量工艺

低温多效闪蒸浓缩与机械蒸发浓缩不同，其原理是利用物质的沸点随

压力的降低而降低的特性，当高压高温流体经过减压，使其沸点降低，进入闪蒸罐。这时，流体温度高于该压力下的沸点。流体在闪蒸罐中迅速沸腾汽化，并进行两相分离。

脱硫废水由进料泵送入二级预热器，一级预热器加热采用低温烟气加热除盐水到 100℃ 以上在二级预热器内加热后的除盐水再采用管式加热器加热脱硫废水，废水加热至 80~85℃ 后进入第一效分离器内的汽液二相入口交界面处，（在相应的真空度下闪蒸）原料液在第一效分离器中经第一加热室均匀地在加热管内壁从下向上螺旋流动。在加热器上端设有专门的汽液两相共存的沸腾区，物料在沸腾区内汽液混合物的静压使下层液体的沸点升高，并使溶液在加热管中螺旋流动时只受热而不产生汽化，沸腾物料进入第一效分离室完成汽、液分离，物料在第一效系统内经多次自然式循环后，完成初步浓缩的料液进入第二效分离器；

进入第二效内的物料运用第一效内相同的原理，在第二效系统内循环并完成蒸发浓缩，物料在第二效内达到设计蒸发能力后，第二效分离器分离后再送入第三效，第三效内的浓缩液通过水泵进入废水箱进行后续结晶或其他方式处理。

3.2.4 膜浓缩工艺

3.2.4.1 SWRO 工艺

反渗透系统可以将高含盐量复杂废水再脱盐、浓缩、回用。然而脱硫废水含盐量极高，约为 30000mg/L，与海水含盐量相当，采用海水反渗透技术进行脱盐，SWRO 一般回收率可以做到 40~45%，经过软化处理后的脱硫废水回收率可以适当提高，按照 50% 设计。

为满足进入 RO 系统的水质，经过预处理后的脱硫废水需要进一步除

浊，根据水质特点，可选择 TMF—管式膜过滤系统作为 RO 预处理

管式膜过滤系统(简称 TMF)是一种最有耐强性和耐化学腐蚀性的膜过滤系统。由于其膜丝接近于超滤过滤孔径，使用这种类型的管式膜可以高效的去除废水中的污染物，同时由于其独特的构造，可以使含有污泥颗粒的废水进入膜系统进行直接的固液分离；采用此工艺，可以省去沉淀池、多介质过滤，砂滤、碳滤及超滤等环节；在工业废水处理的领域里，管式膜能承受化工和机械不同的物化压力来证明它的耐受性和实用性，已经有许多这样的 UHR 系统运用在粗劣的环境和条件下的案例。

3.2.4.2 DTRO 技术

DTRO 是一种特殊的反渗透形式，专门用于处理高浓度废水。其核心技术是碟管式膜片膜柱，将反渗透膜片和水力导流盘叠放在一起，用中心拉杆和端板进行固定，然后置入耐压套管中，就形成一个膜柱。

DTRO 主要有以下特点：

- 避免物理堵塞现象

DT 组件采用开放式流道设计，料液有效流道宽，避免了物理堵塞。

- 最低程度的结垢和污染现象

采用带凸点支撑的导流盘，料液在过滤过程中形成湍流状态，最大程度上减少了膜表面结垢、污染及浓差极化现象的产生，允许 SDI 值高达 20 的高污染水源。

- 浓缩倍数高

采用 DTRO 不仅可实现预处理，还可对废水进行减量浓缩，使进入后续蒸发器的水量减少一半以上，相对降低了蒸发器的造价，但由于与传统预处理相比，DTRO 的造价较高，综合比较下来，两种组合方案的总造价

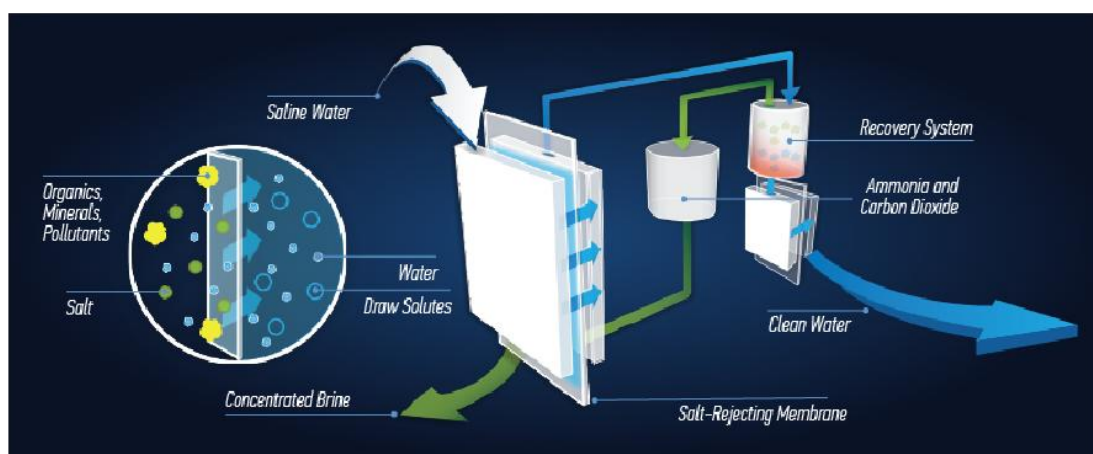
仍然相差不大。

DTRO 技术最开始主要用于垃圾渗滤液处理，国内一些垃圾填埋场和焚烧厂多年前就有应用，如北京阿苏卫填埋场、重庆长生桥填埋场、上海御桥垃圾焚烧厂等。近几年来，DTRO 开始在脱硫废水深度处理中得到应用。

3.2.4.3 正渗透技术（FO）

MBC 系统用于浓盐水的浓缩，是新型的浓盐水处理技术，在美国成功投入商业运行。MBC 使用半透膜（原理等同于反渗透膜），利用自然渗透压差，使水分子从待处理的浓盐水中自然扩散到汲取液中，MBC 优点在于它运作过程不需要高压泵，系统能耗低，可以去除浓盐水的溶解盐成分，专利汲取液的加热回收系统耗能小于蒸发器。由于 MBC 低压工作特性，使得 MBC 膜不可逆转的污染及结垢倾向比高压反渗透系统更低，系统更加安全可靠。

MBC 系统工作原理见下图。



MBC 工艺原理图

上图展示了 MBC 系统的工艺原理图。做为 MBC 系统的核心技术，正渗透是通过半渗透膜在两侧渗透压差的驱动下，水分子将自发并且有选择性的从高盐水侧扩散进入专利提取液侧。专利提取液是由特定摩尔比的氨和二氧化碳气体溶解在水中形成。氨和二氧化碳混合气体在水中具有很高的溶解度，形成的提取液可以产生巨大地渗透压驱动力(相当于 350 bar 的物理压力)使得水分子渗透过膜，即使高含盐量原水的总溶解性固体（TDS）高达 150,000 mg/L。稀释后的提取液可以通过加热蒸发分解其中的溶质而得到循环利用，与克服水的蒸发潜热相比较，提取液中溶质热分解所需的能量更低。分解后氨和二氧化碳气体通过冷凝回收再溶解到提取液中进行重复使用，除去了溶解氨和二氧化碳以后的水即为比较纯净的产水。

MBC 系统技术特点

（1）更低的能耗：

MBC 系统不需要使原水沸腾，或者使用高压泵 RO 系统进行脱盐，因此减少了能量消耗。

使用电力能源，MBC 系统比蒸发器节省约 30%能耗。

使用废热能源，MBC 系统比蒸发器节省约 70%能耗。

（2）更低的投资成本：

MBC 系统主要由塑料材料管接件和设备组成，不需要昂贵的合金材料。

基于试验中实际得到的水通量设计的 MBC 系统比蒸发器节省约 30% 的投资成本。

（3）更低的安装成本：

平均计算，MBC 系统为模块化组装，占地更小，比蒸发技术低约 30% 的安装成本。

3.3 结晶工艺

3.3.1 蒸发器结晶

目前主要采用的是强制循环结晶系统。结晶器的闪蒸罐通过循环管连接两台对称的管壳式换热器。循环泵将浓盐水闪蒸罐送至换热器进行热交换，因此为“强制循环结晶器”。结晶器的换热器为两台相同的立式单管程换热器。结晶器进水与系统内循环的浓盐浆混合，经加热器加热后，有几度温升（显热），再次进入到闪蒸罐，发生闪蒸，析出盐份结晶。从两台换热器出来的浓盐浆分别以相反的方向从闪蒸罐中部切线进入，在罐内产生涡流。涡流的产生有助于形成更大的液体闪蒸表面。

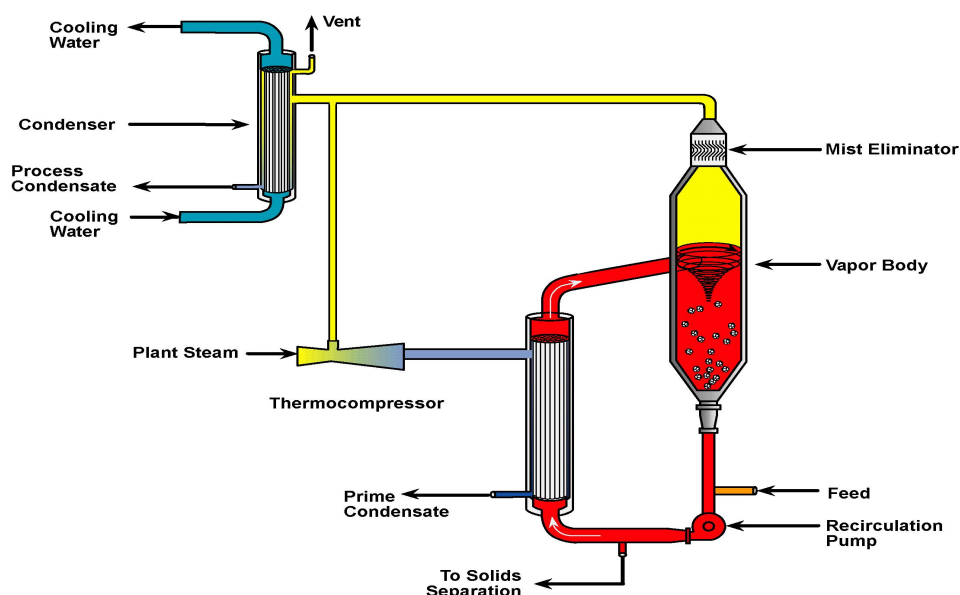
蒸汽在闪蒸罐内积聚，经除雾分离器，进入结晶器蒸汽压缩机。与蒸发器系统的蒸汽压缩热力学循环类似，结晶器产生的蒸汽经蒸汽压缩机后被压缩与升温，然后进入结晶器换热器的壳程，蒸汽在壳程冷凝，为浓盐浆的蒸发提供动力。蒸汽冷凝液在冷凝液罐内收集，后由泵送至结晶器预热器对结晶进水进行预热，回收热能。

氯化钠晶体在浓盐浆进入循环泵之前不断在闪蒸罐内形成。随着后续的加热和闪蒸，水份不断蒸发。当浓盐浆继续浓缩，浓度达到饱和的盐分不断析出。

为保证产品的纯度的要求，需要结晶器需要排放一定的浓盐水。在结晶过程中，溶解度高的盐分会不断在结晶器内累积，并导致TDS升高超过设计值，这样势必会影响到盐的结晶的纯度。排放浓盐水可以部分清除出这些高溶解度的盐分，使结晶器运行在最佳操作点上。从浓盐浆循环管上抽取一股浓盐水，使其进入旋液器。在旋液器中，悬浮固体在离心力的作用下，大部分从旋液器底部流出，并循环回结晶器浓盐浆循环管。旋液器的

上清液从系统中排出，进入后续系统。

以下简化流程图给出了一套蒸汽驱动结晶器的简化流程图。



3.3.2 自然蒸发结晶

自然蒸发结晶就是传统的制盐方法，通过建设蒸发塘，在合适的气候条件下，有效利用充足的太阳能，将高浓盐水逐渐蒸发，结晶后填埋。此方法投资和运行成本低，不过需要建设大晒场，占地很大，水资源和盐分均无法回收利用，同时此方法需要一定的气候环境：常年风速大、日晒时间长、降雨量小、蒸发多。目前，通过风炮雾化加速蒸发，效率可提高10~14倍，不过其占地面积依然较大。

把湿法脱硫废水通过曝晒蒸发或加热蒸发，使废水中的水份挥发进入大气，盐、固体悬浮物及少量氟离子、重金属等有害污染物形成固定物质，处理收集起来。此法投资省，对技术要求不高，但同时也带来了一些问题：

1) 曝晒固化脱硫废水需要较大的场地，并且受气候条件限制；

2) 采用加热器蒸发固化脱硫废水, 存在严重的腐蚀、结垢问题, 需要昂贵的防腐材料;

3) 加热蒸发固化处理需要消耗大量电能或其他热能;

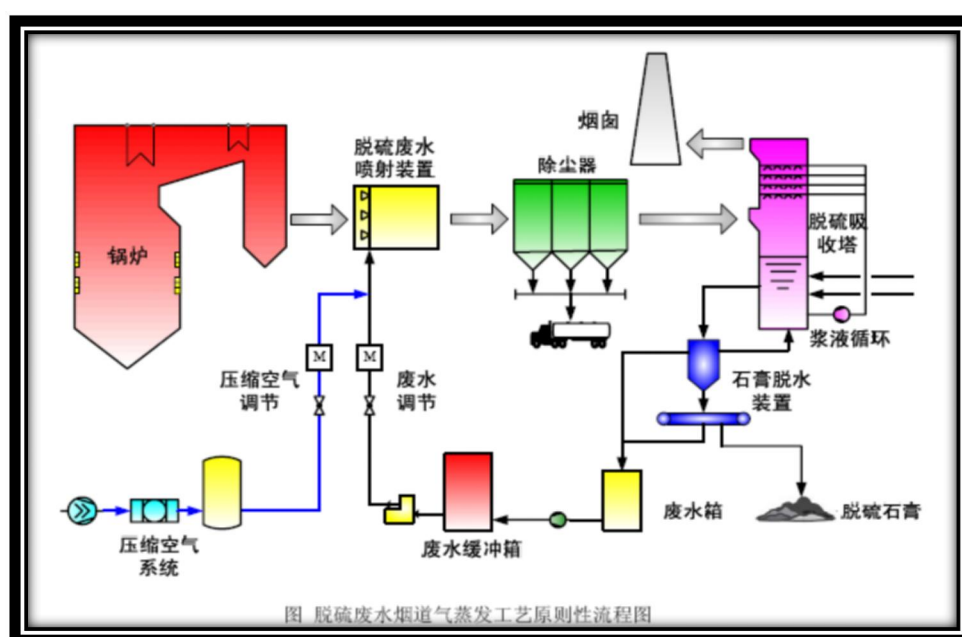
4) 加热蒸发固化需要添加化学试剂, 系统复杂, 运行费用高。

3.4 烟道喷雾蒸发工艺

3.4.1 系统概述

脱硫废水预处理进行初步的固液分离后, 固态物形成泥饼外运, 废水经管道进入废水箱, 在废水箱中通过搅拌器的搅拌作用保持均匀状态, 然后由废水泵以一定的流量和压力泵入气体雾化喷嘴; 将其喷入空预器与低温省煤器间的烟道内, 利用烟道内的高温烟气将雾化后的废水液滴蒸干, 废水中的污染物形成细小固体结晶随烟气中的灰尘进入电除尘器被电极捕捉, 进入除尘器灰斗外排, 从而除去污染物, 部分水份在脱硫塔中重新凝结被回收利用, 最大程度节水节能, 到达脱硫废水的零排放。

工艺流程见下图:



在泵的出口、喷雾装置进口设置流量、压力监控仪表，在压缩气进口、吹灰蒸汽进口设有压力监视仪表，并与控制系统相接，以实现整个系统的自动化控制与监视。废水泵流量采用变频技术进行调节，以满足喷雾系统对流量的要求，同时满足机组负荷变化引起的脱硫废水量的变化，以及烟气参数变化对废水蒸发量的影响。为保证废水喷入烟道不会对后面的低温省煤器、静电除尘器等的影响，在喷雾装置前和低温省煤器前设有测温仪表，监视烟道温度变化情况。根据机组运行参数的变化对烟气热值（流量、温度）的影响，适时调节污水泵的运行参数，控制喷雾量，确保水雾在进入低温省煤器之前完全雾化，以保证低温省煤器和除尘器的正常工作。

3.4.2 工艺特点

烟道喷洒蒸发技术是将脱硫废水雾化后喷入空气预热器和低温省煤器间的烟道，利用热烟气使废水完全蒸发，废水中的污染物转化为结晶物或盐类等固体，随烟气中的飞灰一起被电除尘器收集下来，从而除去污染物，实现废水的零排放。

由于喷雾液滴一旦进入除尘器，就有可能改变除尘器的电场及粉尘的特性从而影响除尘器效率，因此需要保证液滴在进入除尘器之前能够完全蒸发。

为此，我院和某单位多相流国家重点实验室合作，建立1:1的动态可视化数模试验，重点研究系统的影响因素、设计中关键控制环节，在2016年底完成《脱硫废水烟道蒸发处理及烟气旁路浓缩处理研究报告》。该科研项目的完成，使我院在烟道喷雾工艺的设计和选型方面积累了丰富的经验。

根据该研究报告表明，液滴在进入除尘器之前能否完全蒸发主要取决

烟道长度、烟气温度、液滴颗粒粒径、喷嘴喷射方向等因素。

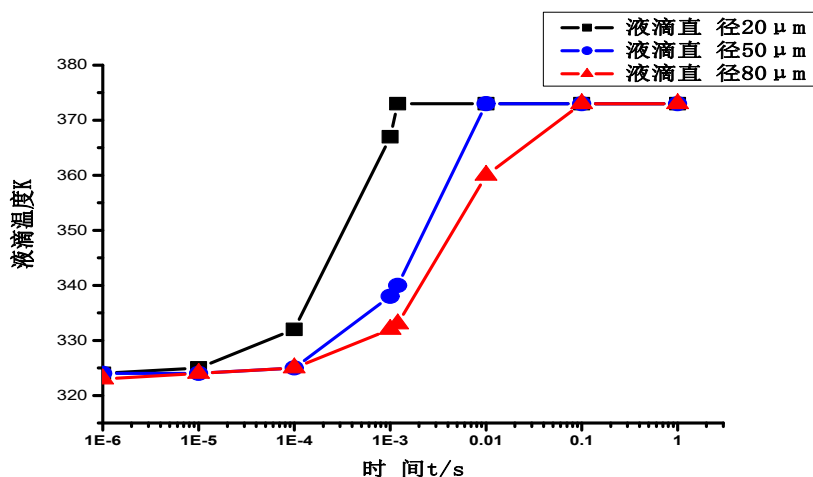
1) 烟道长度的影响

喷入低温省煤器前端烟道内的废水应在碰壁、触底及进入除尘器前完全气化，这就要求烟道有一定的长度，烟道长度需根据工程的具体情况做动态模拟试验确定，且需对喷嘴的安装位置进行精确的控制。

2) 雾化颗粒粒径的影响

雾化颗粒粒径越大，蒸发时间越长，残留未完全蒸发的液滴越多，与烟道壁面碰撞的液滴也越多。这是因为液滴直径越小，液滴的比表面积越大，蒸发所用时间越少，蒸发的速率也就越快，部分液滴在到达烟道壁面前已经蒸发，防止粘壁或粘底现象的发生。

下图为液滴直径随蒸发时间的变化关系图：



液滴直径随蒸发时间的变化关系

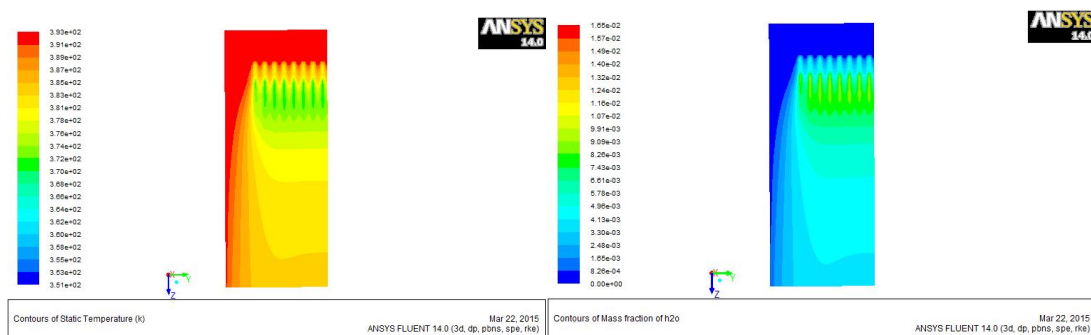
通过研究报告显示雾化粒径(SMD 索太尔平均粒径)小于 50μm，是保证废水完全蒸发的关键。

3) 喷嘴喷射方向的影响

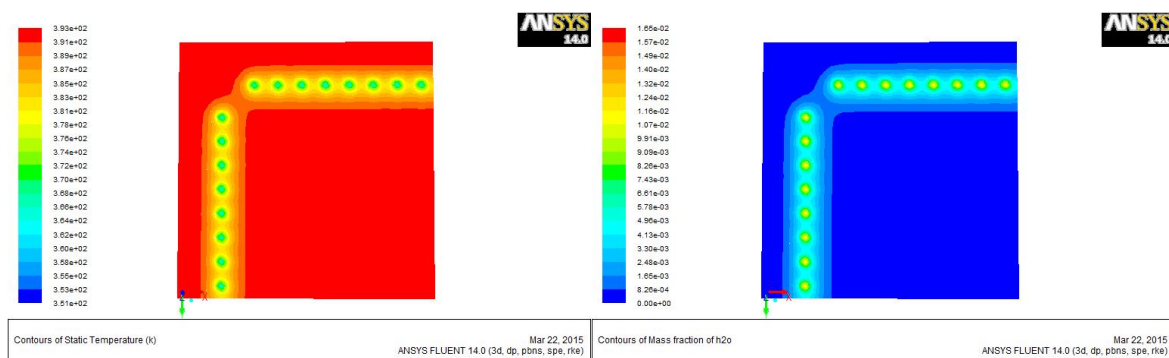
研究报告分别按喷嘴喷射方向与烟气流动方向垂直和与烟气流动方向一致两种情况，对锅炉烟道脱硫废水蒸发处理进行数值模拟计算及建立几何模型。

模型参数为：烟气温度保持不变为 120℃；脱硫废水 3m³/h，其温度为 50℃；颗粒直径取 43μm；喷嘴布置方式分别采用与烟气流动方向垂直和与烟气流动方向一致。

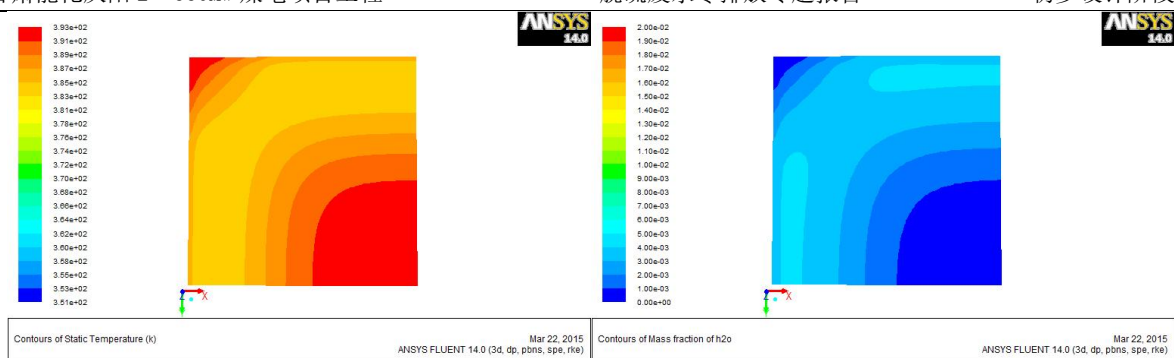
下图为喷嘴喷射方向与烟气流动方向垂直情况时，在烟气流速 8m/s 时，烟道局部剖面的温度云图和未完全蒸发水质量分数云图。



X=475mm 处剖面的温度云图和未完全蒸发水质量分数云图

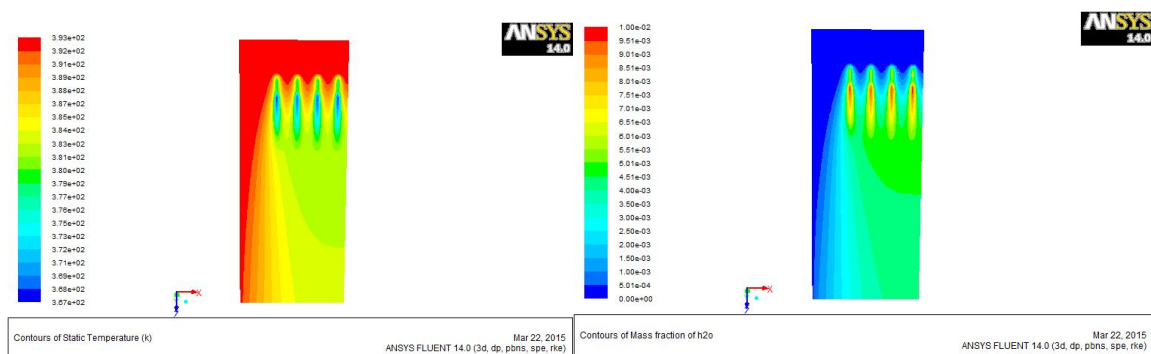


Z=1600mm 处横截面的温度云图和未完全蒸发水质量分数云图

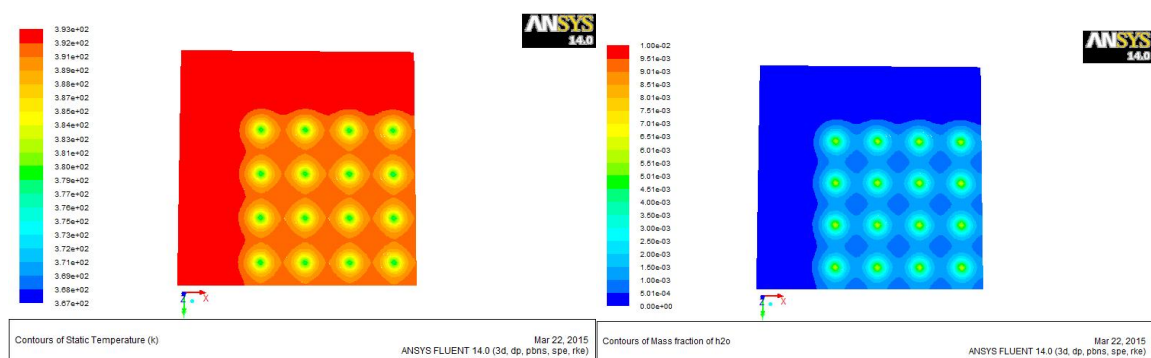


烟道出口面的温度云图和未完全蒸发水质量分数云图

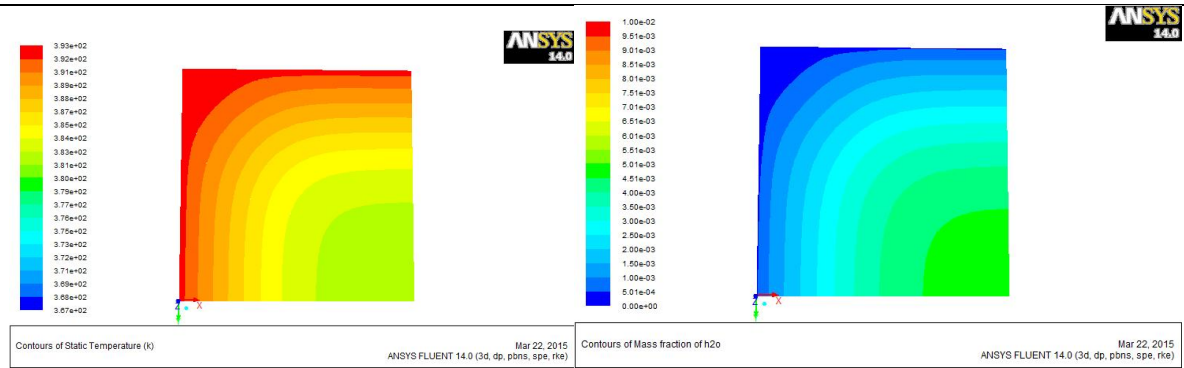
下图为喷嘴喷射方向与烟气流动方向一致情况时,在烟气流速 8m/s 时,烟道局部剖面的温度云图和未完全蒸发水质量分数云图。



Y=1700mm 处横截面的温度云图和未完全蒸发水质量分数云图



Z=1600mm 处横截面的温度云图和未完全蒸发水质量分数云图



烟道出口面的温度云图和未完全蒸发水质量分数云图

通过数模试验，以及对数模试验结果进行汇总，可以得出在不同烟气流速下，其蒸发所需要的时间。

脱硫废水垂直喷射时的结果

烟气 流速 (m/s)	烟气湿度 增加量 (%)	进口烟气 温度 (℃)	出口烟气 温度 (℃)	换热量 (W)	最小蒸发 时间 (s)	最大蒸发 时间 (s)	最小蒸发 距离 (m)	最大蒸发 距离 (m)
6	0.3097	120	112.6	388568	0.0045	0.1747	0.9990	2.0095
8	0.2564	120	113.9	427421	0.0023	0.1534	0.9663	2.3311
10	0.2166	120	114.8	450576	0.0013	0.1447	0.9686	2.6245
12	0.1820	120	115.6	453647	0.0009	0.1257	0.9752	2.9033

脱硫废水沿烟气方向喷射时的结果

烟气 流速 (m/s)	烟气湿度 增加量 (%)	进口烟气 温度 (℃)	出口烟气 温度 (℃)	换热量 (W)	最小蒸发 时间 (s)	最大蒸发 时间 (s)	最小蒸发 距离 (m)	最大蒸发 距离 (m)
6	0.3323	120	112.1	423442	0.0139	0.2207	1.1496	2.9002
8	0.2640	120	113.7	445179	0.0080	0.2197	1.0596	3.2978
10	0.2155	120	114.8	452644	0.0062	0.2160	1.1182	3.6826
12	0.1818	120	115.7	457462	0.0044	0.2148	1.1037	4.0036

通过数模实验结果比较可以得出，对于脱硫废水烟道喷雾蒸发处理技术，最佳的喷射方式是与烟气流动方向垂直的喷射方式。

为了避免烟道壁面的腐蚀，喷嘴距离壁面有一定的要求，平行喷射位置是对壁面影响最小的方式，但是距离壁面的距离不小于 1100mm，采用垂直布置方式，喷嘴距离壁面的距离需要大于 475mm。

4) 烟气入口温度变化的影响

烟气入口温度越高，颗粒蒸发速度越快，研究表明理想的烟气温度为 130℃时，废水在进入除尘器前可完全蒸发；

由于烟道前端喷入废水，低温省煤器入口烟温有所降低，使低温省煤器回收烟气的热量减少，此时应根据在不同烟气负荷条件下的蒸发能力，并综合考虑废水增湿后的烟气温度控制在酸露点(101℃)以上，以减少对后续设备的腐蚀及振打清灰困难等问题。

该工艺方案中的废水雾化粒径、喷嘴后烟道长度、雾化时间等参数仅为数模试验参数，下一步需根据烟道布置，浓缩后的废水特性，针对低负荷烟温开展进一步的试验验证和实践检验。

5) 对烟气脱硫工艺用水量的影响

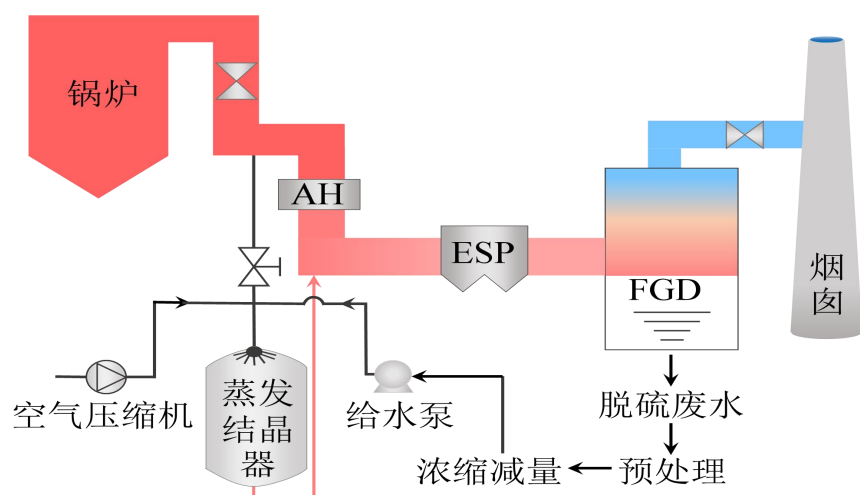
在吸收塔内，烟气中的 SO_2 与 CaCO_3 ，发生反应而被吸收，净烟气中水蒸汽含量达到饱和。由于烟气会带走一部分水分，且脱硫副产品的排出也会携带一定量的水。引起吸收塔内水损耗。通常，这部分水耗可通过工艺水循环水回流得到补偿。采用脱硫废水蒸发处理工艺后，废水在除尘器前烟道蒸发后降低了FGD入口的烟气温度，且吸收塔入口烟气的含湿量增加，使吸收塔内蒸发量减少，从而减少了烟气脱硫工艺过程水的用量。

3.5 高温烟气旁路蒸发工艺

3.5.1 系统概述

高温烟气旁路蒸发工艺与烟道喷雾技术相似，不同的是为防止主烟道内壁积盐结垢，从空预器前端、SCR出口之间烟道引入少量烟气（烟气温度范围为350℃~420℃），设置烟气旁路蒸发器，利用烟气的高温使雾化后的脱硫废水迅速在旁路蒸发器中蒸发，废水蒸发产生的水蒸气和结晶盐随烟气一起并入空预器与低低温省煤器之间烟道，结晶盐随粉煤灰一起在除尘器内被捕捉去除，水蒸气则进入脱硫系统冷凝成水，间接补充脱硫系统用水。

具体工艺流程见下图：



3.5.2 工艺特点

1) 高效节能废水蒸发结晶器，通过从空预器前端引入少量烟气，实现脱硫废水的完全蒸发结晶。即使电厂处在低烟温、低负荷的运行状态下，或是烟道采用低低温省煤器工艺的情况下，整个系统也能够实现经济的、稳定的进行废水零排放。

2) 蒸发结晶器虽然与电厂烟道相连接，但属于一个独立的运行机制，

可单独隔离与拆卸的设计方便了后续的运行维护，也避免了对电厂原有设备的不利影响（包括对低低温省煤器及烟道）。

3) 脱硫废水经过处理后，在高效节能废水蒸发结晶器内进行高效雾化，结晶器从空预器前端引入高温烟气，利用烟气的高温将雾化后的废水进行快速蒸发结晶，出口汇入空预器与低低温省煤器之间的烟道内，蒸发结晶物随着粉煤灰一起在除尘器内被捕捉外排。

4) 水蒸气随着烟气一起进入脱硫系统的脱硫岛中，在喷淋冷却作用下，凝结到脱硫系统的循环浆液中，可返回至脱硫工艺补充水。

5) 易于在现有设备上改造，且改造费用不高；系统占用空间小，投资和运行费用低，系统可靠。

6) 不需要额外的能量输入，该系统所需能量来自空预器前抽取的少量热烟气，对锅炉的热效率影响微小。

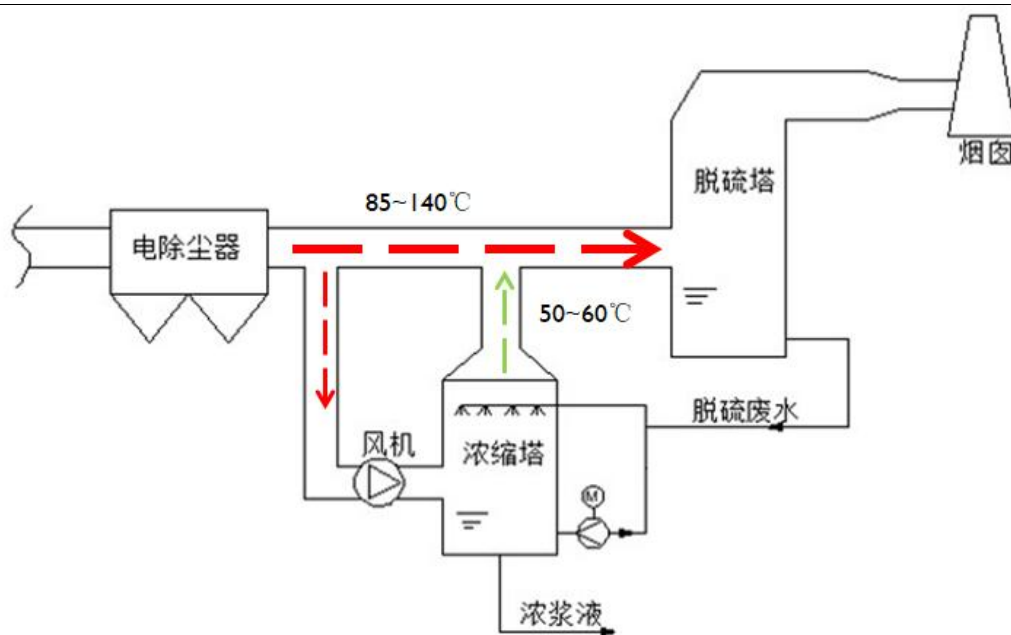
7) 充分考虑可利用烟温的问题，从空气预热器前端引气，且烟气流量流速可控，增大了蒸发能效；有效克服了传统烟道蒸发技术蒸发温度低，烟道有效蒸发长度不足，蒸发不彻底的缺点。

8) 结晶器蒸发管内部结构简单，并可根据蒸发水量的需求进行设计，避免了挂灰、结垢的风险；

9) 不仅是脱硫废水，电厂其他的高浓度含盐水也可用此法一并处理，可作为电厂废水处理的终端，从而真正实现电厂废水的零排放。

3.6 低温烟气余热蒸发浓缩塔工艺

低温烟气余热蒸发浓缩塔工艺主要是利用电除尘与脱硫吸收塔之间的高温烟气热量来蒸发脱硫废水，达到废热利用及脱硫废水低成本减量的目的。典型的低温烟气余热蒸发浓缩工艺流程如图如下所示。



具体工作流程为：脱硫废水不需经过三联箱等预处理工艺，直接进入浓缩塔，在浓缩塔内通过循环泵打入喷淋装置。抽取电除尘与脱硫塔之间的一部分热烟气送进入浓缩塔内，热烟气与由废水喷淋装置喷出的雾状脱硫废水直接接触换热，使脱硫废水蒸发浓缩，热烟气携带水蒸汽由浓缩塔顶部排出，浓缩液储存于浓缩塔下部的浓浆箱内，通过浓浆排出泵输送到蒸发干燥系统进行固化处理。

烟气余热蒸发在整个过程不要求瞬间完全蒸发脱硫废水，只对废水进行不断浓缩，直到盐分过饱和后结晶析出。浓缩过程温和，操作弹性高，需要的烟气量较小，正常情况下不超过烟气全部流量的 10%。利用烟气余热和脱硫废水直接换热，不需要消耗其他热源，耗能少，占地小。整个过程无需添加任何化学药剂，运行成本低。

由于不需要快速蒸发废水，因而对烟气温度要求不高，不低于 80℃就可以使用。最终脱硫塔入口烟温大约会降低 4~5℃，减少了脱硫装置的水耗量。

4 国内各工艺在电厂应用情况

4.1 预处理+机械蒸发+结晶

广东河源电厂脱硫废水处理系统采用“预处理软化+蒸发+结晶”工艺，采用四级多效蒸发技术，将脱硫废水进行处理后，最后蒸发结晶生产氯化钠工业盐。热源采用电厂蒸汽，脱硫废水处理量约20m³/h。该方案投资额度大(约9750万元)，运行成本高(运行成本受水质影响较大，平均运行成本约80元/吨)，占地面积大约3000m²。

河源电厂脱硫废水运行成本

序号	项 目	金额	单位	备注
1	年药品消耗	795	万元	
2	年蒸汽消耗	2592	万元	蒸汽单价按150元/吨计
3	年电力消耗	102	万元	按广东上网电价0.4963元/吨计
4	年备件费	120	万元	
5	设备折旧	975	万元	设备按10年折旧
6	年人力费	368	万元	
7	年总运行费用	4952	万元	
8	折算成本	286.6	元/ m ³	不含折旧为230.2元/m ³

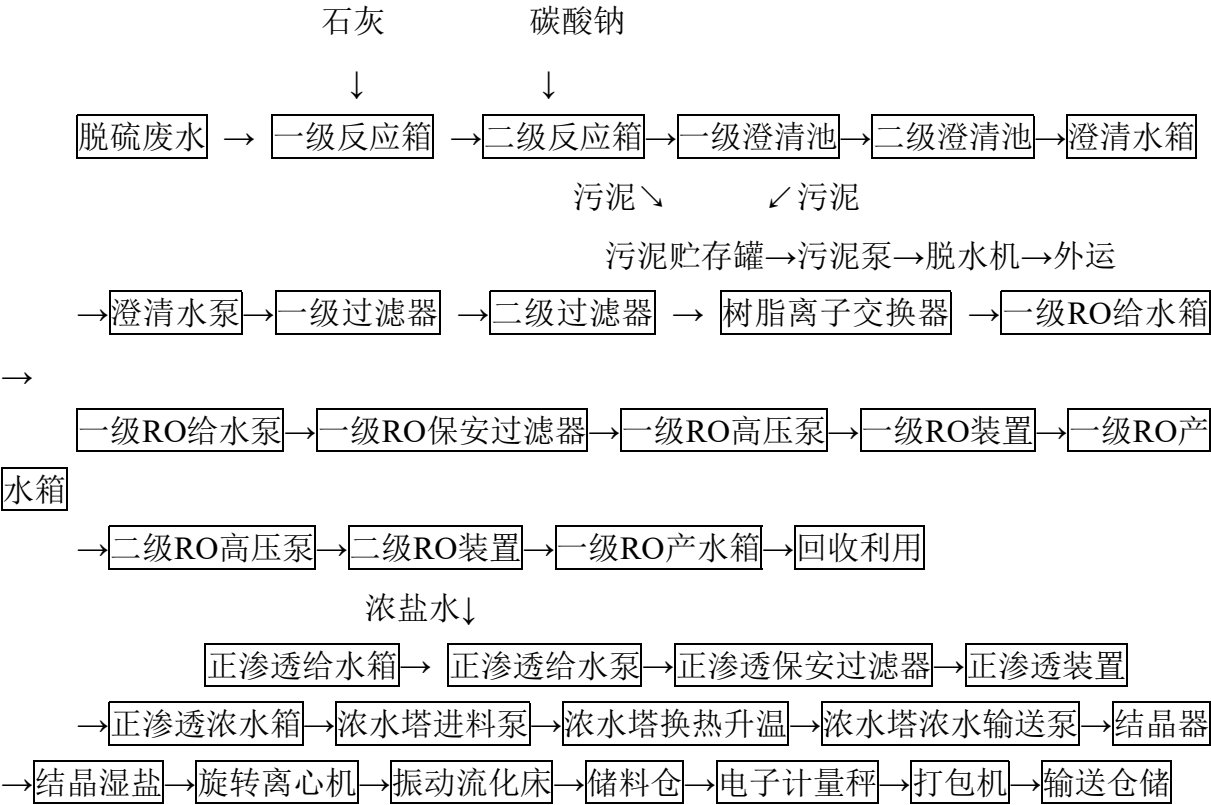
由于该系统设计时没有设计废水浓缩减量系统，蒸发系统设计出力较大相应的投资较大。在当时的实际情况下也没有分盐的要求提出来，所以产生的盐为混盐，无有效的回用途径。

4.2 预处理+膜浓缩+蒸发结晶

该工艺流程的典型应用工程实例为华能长兴电厂和国电汉川电厂，其均采用膜法预浓缩处理工艺。

1) 华能长兴电厂工程案例

华能长兴电厂仅采用反渗透+正渗透预浓缩工艺没有采用纳滤分盐处理工艺，华能长兴电厂的主工艺设计流程图如下：



华能长兴电厂脱硫废水仅采用反渗透+正渗透预浓缩工艺没有采用纳滤分盐处理工艺，其产出的盐仍为杂盐（NaCl+Na₂SO₄）。华能长兴电厂项目投资额达8500万元，占地面积约为1000m²。但是对脱硫废水采用膜浓缩工艺，其运行成本低于热法浓缩工艺，主要成本为化学加药成本，运行成本约为60元/吨水。

长兴电厂脱硫废水运行成本

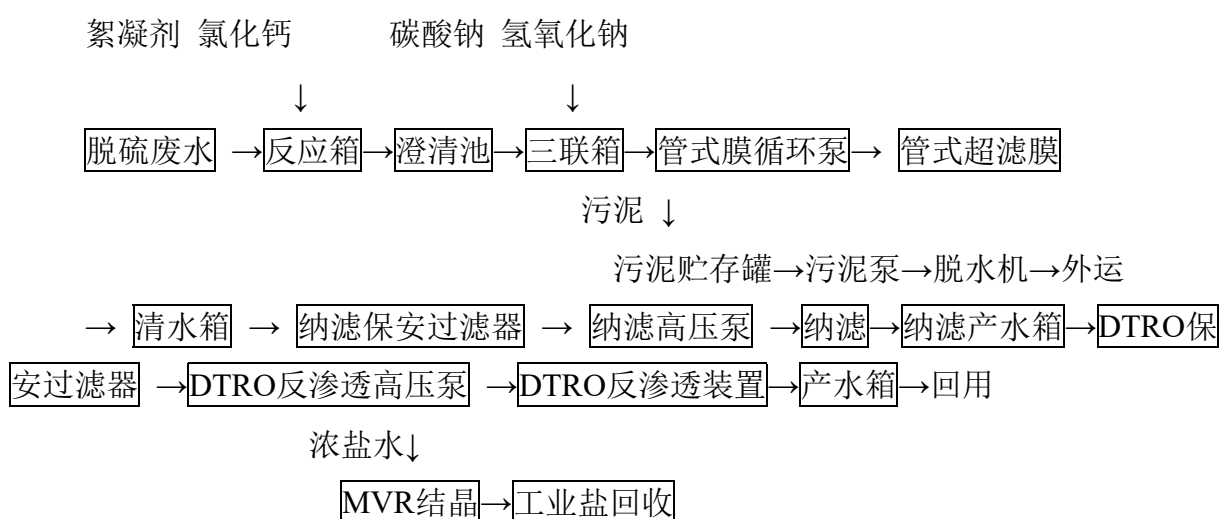
序号	项 目	金额	单位	备注
1	年药品消耗	259.2	万元	
2	年蒸汽消耗	475.4	万元	蒸汽单价按150元/吨计
3	年电力消耗	61.8	万元	按上网电价0.4963元/吨计
4	年备件费	120	万元	
5	设备折旧	850	万元	设备按10年折旧
6	年人力费	368	万元	
7	年总运行费用	2134.4	万元	
8	折算成本	123.5	元/ m ³	不含折旧为73.3元/m ³

目前长兴电厂存在的主要问题是正渗透装置的汲取液的补充量较大，

正渗透的运行操作和汲取液的蒸发和冷凝系统运行操作均复杂，长兴电厂实际是将正渗透在浓缩单元旁路不运行，将二级反渗透的浓盐水直接进入蒸发结晶单元进行制盐，制出为杂盐，无二次利用可能性。

2) 国电汉川电厂工程案例

国电汉川电厂是反渗透预浓缩和纳滤分盐处理工艺同步设计；国电汉川电厂的主工艺设计流程如下：



工艺特点为：废水经过预处理除去重金属、钙镁等结垢离子，出水进入管式膜过滤系统或陶瓷超滤膜去除悬浮物，以满足后续反渗透膜处理的进水要求，采用纳滤（NF）分盐，将纳滤产水采用STRO和DTRO技术进行两次膜浓缩，以减少后续蒸发结晶系统的进水量，同步减少热法MVR结晶系统的出力及设备投资。国电汉川电厂采用DTRO膜浓缩技术。后续结晶器中产出的盐主要为NaCl，其纯度可大于97%，可以作为工业盐回收使用。

从上述两个工程案例中我们可以看出，如果采用反渗透、正渗透及纳滤膜处理浓缩技术，必需对废水中的钙镁等结垢离子去除非常彻底，导致预处理系统复杂、加药量较大、运行费用较高，整体脱硫废水零排放处理系统工艺很长，运行控制复杂。

4.3 低温主烟道喷雾蒸发

该工艺国内首台试验样机于2011年12月在内蒙古上都电厂6x600MW机组的#4机上开始投入试运行，在试运行初期，曾经出现过（1）喷嘴堵塞情况，经过对喷嘴结构和形式的调整，此问题在后期已解决；（2）烟道内结垢情况较为严重，在检修过程中发现，烟道内壁有7~8cm厚的不规则结垢层，针对此问题后期增加吹灰器，在烟道内增加导流板，防止湿烟气出现碰烟道壁的问题出现，根据目前内蒙古上都电厂实际运行情况，运行一直非常稳定无腐蚀和结垢问题出现。

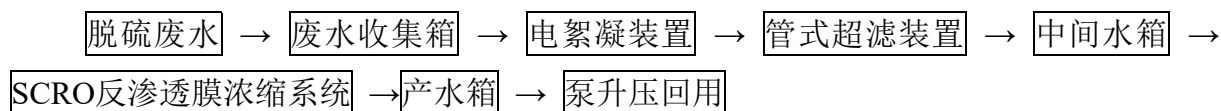
目前，此工艺技术在华电土右电厂2x660MW空冷机组工程、内蒙古华云新材料有限公司自备热电联产机组2x300MW项目、宁夏灵武电厂2x1000MW空冷机组工程以及陕西商洛电厂得以应用，运行效果良好。

但是此项技术的应用与机组的运行负荷变化、低温烟气的设计温度、烟道设计的几何模型有密切的关系，当机组运行负荷减低时其低温烟气量相应减少及烟气温度相应变化，导致脱硫废水的蒸发量也会降低；当机组运行负荷低于30%以下时，不建议在烟道中喷入脱硫废水。当脱硫废水水量较大时，需对脱硫废水进行减量化处理。

此项技术在内蒙古华云新材料有限公司自备热电联产机组2x300MW项目应用非常稳定和良好，因为其年运行小时在8000小时以上，均为满负荷运行。

4.4 预处理+膜浓缩+烟道蒸发

焦作万方热电厂采用“双碱法+双膜法+烟道蒸发”技术工艺，工艺设计流程如下：



↓浓盐水

浓盐水增压泵 → 高温烟气蒸发器 → 电除尘器

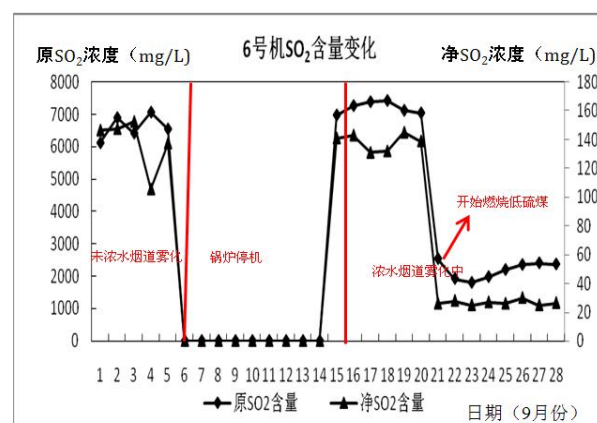
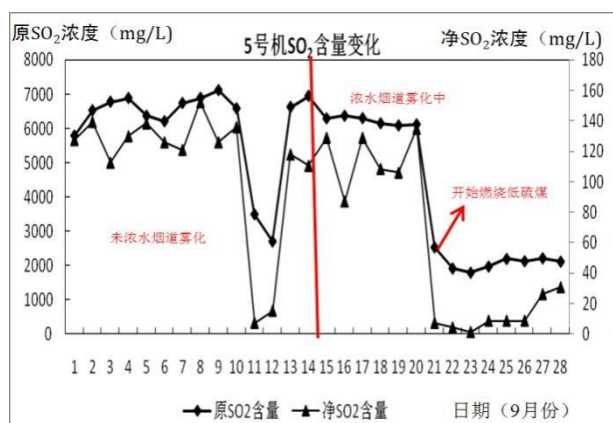
废水经过预处理除去重金属、钙镁等结垢离子，经过膜法浓缩减量后进入烟道喷洒蒸发。利用高温烟气将雾化后的废水液滴蒸干，废水中的污染物形成细小固体结晶随烟气中的灰尘进入电除尘器被电极扑捉，进入除尘器灰斗外排，从而除去污染物，系统无结晶盐的产生，部分水份在脱硫塔中重新凝结被回收利用，最大程度节水节能，到达脱硫废水的零排放。

焦作万方电厂脱硫废水处理系统投资额约为3500万元，占地面积约为318m²。

焦作万方铝脱硫废水零排放系统运行成本

序号	项 目	金额	单位	备注
1	年药品消耗	172.8	万元	
2	年蒸汽消耗	0	万元	蒸汽单价按150元/吨计
3	年电力消耗	100.8	万元	按上网电价0.4963元/吨计
4	年备件费	98.5	万元	
5	设备折旧	350	万元	设备按10年折旧
6	年人力费	132.7	万元	
7	年总运行费用	854.8	万元	
8	折算成本	49.5	元/ m ³	不含折旧为29.2元/m ³

焦作万方电厂采用烟道喷雾系统后，根据电厂脱硫系统提供的每日监测数据表，进行比对分析，下面两张图为#5号机和#6号机的实际运行的脱硫系统、除尘器DCS电厂每日监测数据汇总图。



从电厂每日监测数据表中可以看出脱硫废水经过烟道蒸发结晶后，水蒸气进入脱硫塔得以回用，减少脱硫补水，脱硫效率大约95%，对脱硫岛脱硫效率无影响。

4.5 低温烟气余热蒸发浓缩+高温烟气喷雾塔蒸干工艺

典型的低温烟气余热蒸发浓缩工艺应用包括：国电成都金堂电厂、华能瑞金二期1000MW超临界机组、国能重庆2×660MW超临界机组、淮南潘集2×600MW超临界机组等电厂脱硫废水零排放系统，目前运行状况良好。

在锅炉尾部除尘器与脱硫塔之间设置浓缩塔，浓缩塔塔内设置喷淋层，部分原烟气被抽取进入浓缩塔，同时用泵将脱硫废水送到喷嘴喷淋，调节喷嘴流量将脱硫废水在浓缩塔内雾化，直接利用电厂低温烟气余热对浓缩塔内雾化的脱硫废水逆流接触进行蒸发浓缩处理，水分随烟气排放。

效冷凝罐，再通过加湿水泵送到烟道换热器，蒸发冷凝进入一效冷凝罐，工艺水循环使用，少量水汽通过真空泵排到大气中，一效冷凝罐中减少的水通过工艺水进行补充；

(3) 废水通过废水给料泵送到蒸发系统的一效分离器，在一效真空泵产生作用下，烟道换热器产生的负压蒸汽进入一效加热器的壳程，在一效加热器内利用烟道换热器产生的蒸汽将加热器管程内废水加热，同时，蒸汽冷凝成冷凝水进入一效冷凝罐，再通过加湿水泵送到烟道换热器。

(4) 在尾气真空泵作用下，一效分离器中废水经一效加热器均匀地在加热管内流动，再进入一效分离器完成汽、液分离，并利用一效强制循环泵进行强制循环蒸发浓缩物料，在一效系统内经多次循环后，完成初步浓缩的料液在压差的作用下进入二效分离器。一效分离器出口蒸汽进入二效加热器；

(5) 利用一效分离器产生的二次蒸汽作为二效加热器的热源，并利用二效强制循环泵进行强制循环蒸发浓缩，在二效系统内循环蒸发；

(6) 二效分离器出口蒸汽进入三效加热器作为三效加热器的热源，并利用三效强制循环泵进行强制循环蒸发浓缩，当三效内浆液达到设定的出力，三效分离器出口的蒸汽进入尾气冷凝器；

(7) 在尾气冷凝器内利用循环冷却水将蒸汽冷凝成凝结水进入尾气冷凝罐。尾气冷凝罐凝结水经凝结水泵输送至脱硫工艺水箱作为脱硫工艺水使用；

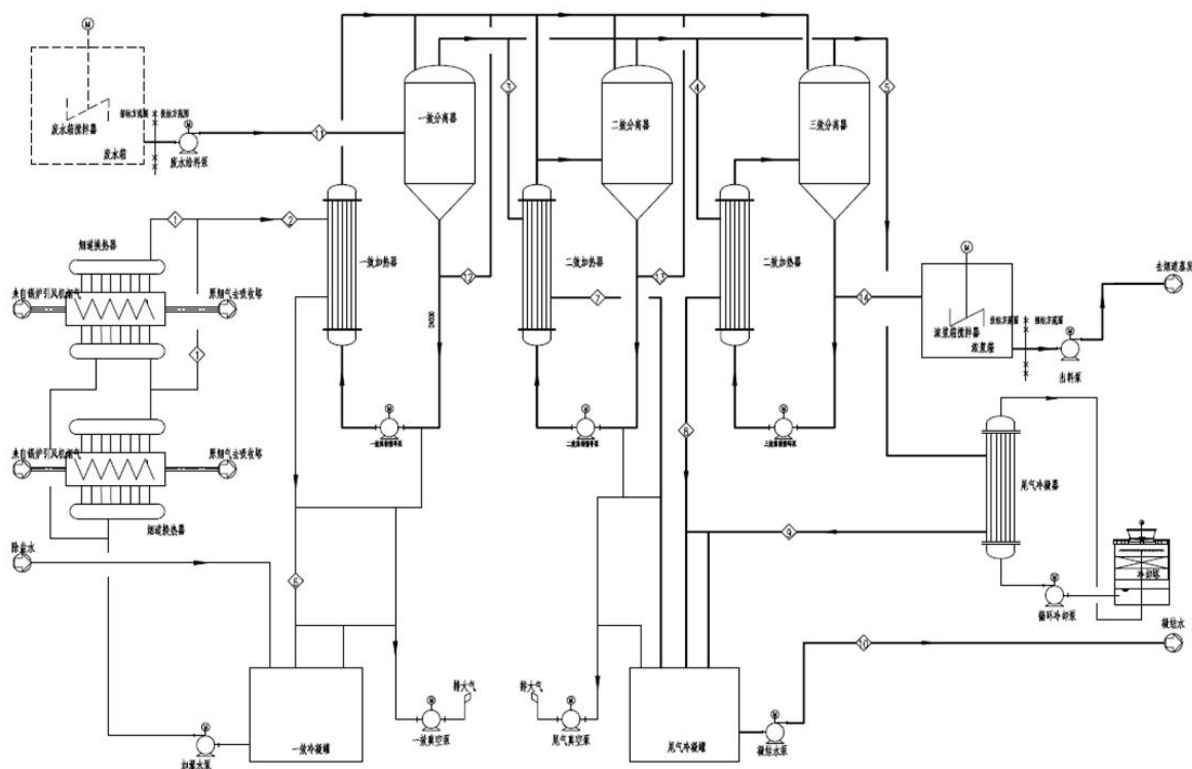
(8) 三效分离器出料管道设密度计连续监测三效分离器内物料的密度，当密度计显示达到设计浓度时，开启出料阀门料液被送至增稠器进行结晶蒸发。各效因出料而产生液位降低，这时物料在进料泵的作用下和相连通的物料管自行补充各效分离器、蒸发器内的物料，各效物料的补充

速度由进料电动阀控制，从而达到自动控制蒸发器各效液位的目的。

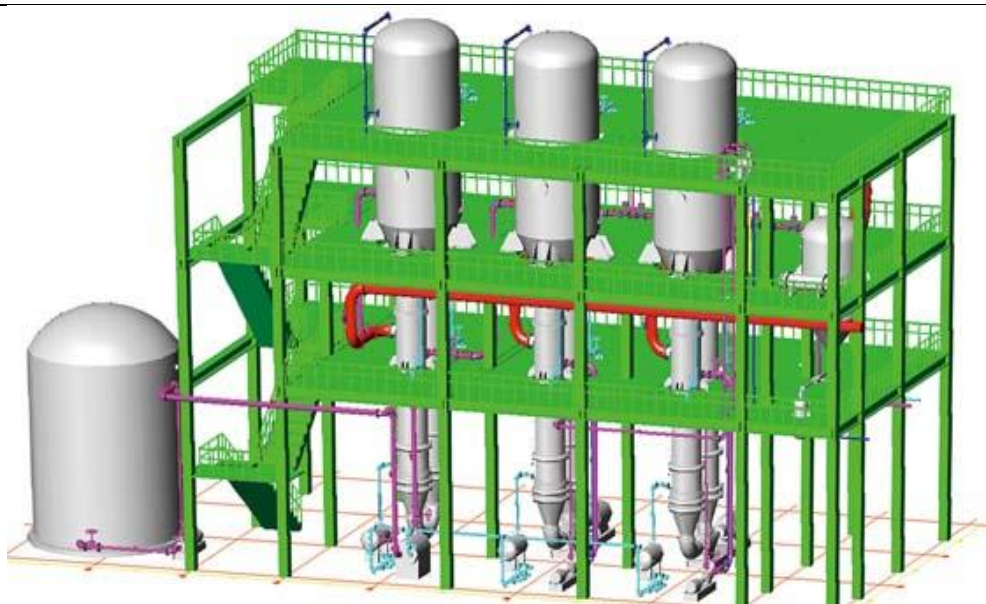
(9) 增稠器的浓缩脱硫废水通过出料泵和压缩空气混合后形成雾化废水颗粒进入到主低温烟道内蒸发，蒸发出的水分进入脱硫岛，盐分与灰分被除尘器捕捉随灰分排出。也可采用抽取电除尘与脱硫塔之间的高温热烟气，引入到流化表面干燥机内进行蒸发干燥，产生的粉尘及水蒸气随烟气引入电除尘前烟道，利用电除尘捕捉氯离子和其他固态颗粒及金属元素，蒸发的水蒸汽进入脱硫塔。

2) 主要工艺流程图

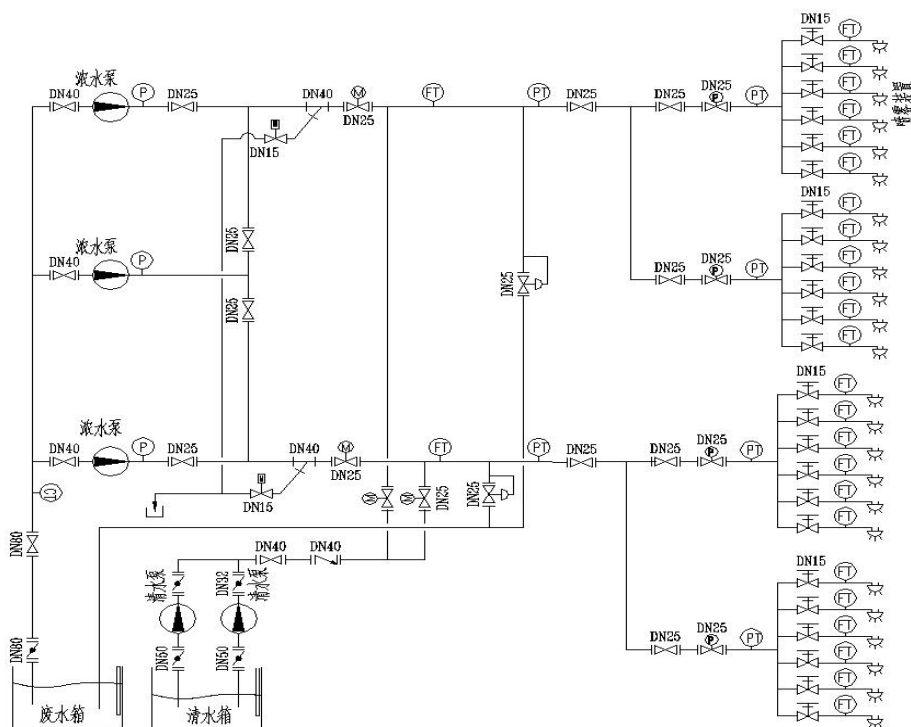
(1) 低温多级闪蒸浓缩主要工艺流程图如下:



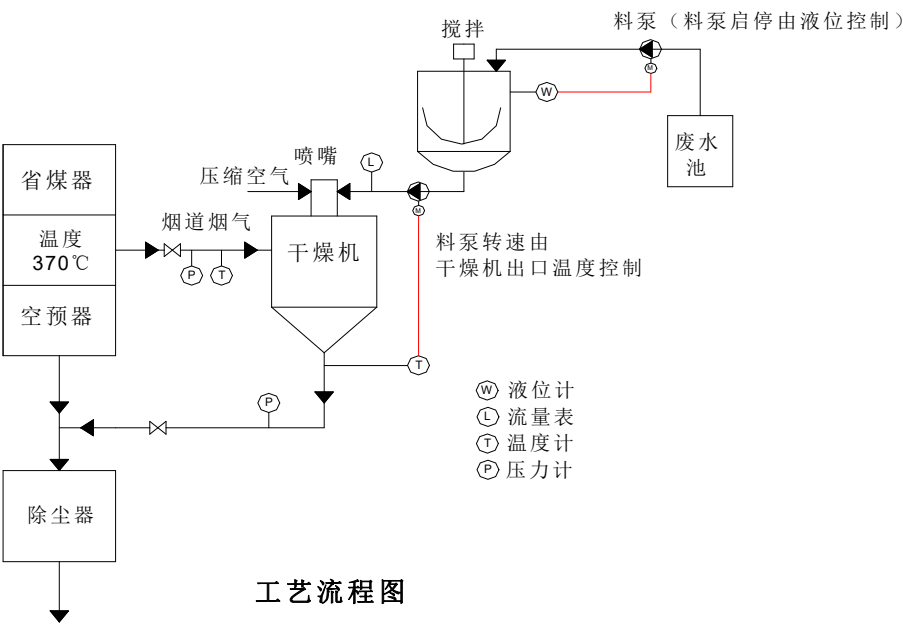
(2) 脱硫废水低温多效浓缩单元三维视图如下:



(3) 脱硫废水浓缩液主烟道喷雾蒸干系统图如下：



(4) 脱硫废水浓缩液流化表面干燥机的工艺流程图如下：



3) 工艺方案的特点

(1) 不需要对脱硫废水进行预处理，以脱硫废水中的石膏固体颗粒物作为结晶晶种，在低温多效蒸发内使脱硫废水中高含盐离子附着在晶种上避免结垢问题出现。对脱硫废水的悬浮物含量及含盐量的水质变化适应范围较泛，但悬浮物和含盐量过高会影响浓缩系统的浓缩倍数。实际运行中对脱硫废水水质分析数据如下表：

项目	单位	范围	项目	单位	范围
悬浮物含量	%	2.813-1.903	pH值		6.68~6.92
总溶解固体物	mg/L	118181-75322	钙离子	mg/L	317-4.73
电导率	μS/cm	69650~67600	镁离子	mg/L	16769-6608
氯化物	mg/L	14307-8854	氨氮	mg/L	841-4955
硫化物	mg/L	0.0365-0.031	BOD	mg/L	16.9-5.6
氟化物	mg/L	70.85-92	COD	mg/L	1095-689

(2) 利用锅炉尾部烟气余热，整个蒸发结晶过程无外部蒸汽输入，实现低能源消耗。

(3) 采用低温多级闪蒸技术，实现能源阶梯利用，提高了能源的利用率。

(4) 低温多级闪蒸装置利用脱硫废水中相关成分的特性，同时控制系统相关指标，使得钙镁离子析出量减少并不粘壁，实现整套系统不结垢。

(5) 脱硫废水零排放工程中，不添加药物，处理后的固体产物为石膏+结晶盐，无二次污染物。

(6) 蒸发出的洁净水回用，实现脱硫废水无废水、无废气、无废弃固体废物产生的零排放。实际运行出水水质分析报告如下表：

项目	单位	范围	项目	单位	范围
悬浮物含量	mg/L	0.5	pH值		9.66
总溶解固体物	mg/L	100.75	钙离子	mg/L	0.96
电导率	μS/cm	324	镁离子	mg/L	8.9
氯化物	mg/L	22.96	氨氮	mg/L	60.38
硫化物	mg/L	0.023	BOD	mg/L	8.4
氟化物	mg/L	2.34	COD	mg/L	24

(7) 脱硫废水浓缩液主烟道喷雾蒸干装置应根据运行负荷、运行烟气温度和闪蒸浓缩系统浓缩比等因素来进行调整喷入的废水蒸发量，以避免雾化喷头在高含量高悬浮物废水工况下的污堵问题的出现。

4) 工艺方案的总结

低温烟气余热利用结合低温多级闪蒸浓缩+低温烟气蒸发或高温烟气旋转喷雾塔蒸干工艺系统相对简单，实现全自动化的运行，整体装置的能耗比较低，运行成本低，可实现90%的脱硫废水回收利用，实现以废治废的目标，从节能减排方面具有一定的先进性。

但是如果无法采用低温烟气的余热作为低温多效闪蒸装置的热源，使用蒸汽作为其热源时，其运行成本将大幅增加，运行成本估计在40元/吨.水。

该工艺技术对废水成分变化具有非常强的适应能力，可在更宽泛的领域实施废水零排放。但是与脱硫废水接触的所有设备、管道以及测量元器件全部需要采用2205双相不锈钢。设备、管道、阀门的材料费用较高。

4.7 预处理+晶种法MVR蒸发浓缩+高温烟气喷雾塔蒸干工艺

广东能源茂名热电厂的厂内末端高含盐废水采用“晶种法MVR蒸发浓缩+高温旁路烟气喷雾塔蒸干”工艺。电厂内末端废水总流量15m³/h，主要为化学再生废水、精处理再生废水和脱硫废水，其中脱硫废水水量约占总水量的80%。废水的主要水质指标如下：

水质指标	单位	混合废水水质
pH	-	6~8
SS	mg/L	≤100
含盐量	mg/L	32000
Na ⁺	mg/L	2200
Ca ²⁺	mg/L	1450
Mg ²⁺	mg/L	4000
Cl ⁻	mg/L	9000
SO ₄ ²⁻	mg/L	11000
COD	mg/L	30

蒸发系统按16m³/h设计，配置2x50%晶种蒸发器，可在60~100%负荷范围正常运行。蒸发系统产生的冷凝水量≥13m³/h，溶解性固体TDS<100mg/L。蒸发系统产生的浓液量≤3m³/h,浓液中总含固量>20%，总悬浮物≤3%。

高温烟气喷雾塔蒸干系统按2x100%配置，单套系统处理量3m³/h。

该工艺利用压缩机将自身系统产生的二次蒸汽进行压缩，提升蒸汽的压力和温度后，再将其送入蒸发器作为废水的加热热源，充分利用废弃蒸

汽的潜热，有效减少了生蒸汽的消耗。

晶种法MVR蒸发浓缩技术具有以下优势：

1) 系统工艺简单，操作方便

该技术前端仅需简单的沉淀澄清，对进水硬度要求低，不需要对高硬度废水进行软化，可以直接浓缩。通过引导CaSO₄和SiO₂等物质在循环液中的晶种表面生长，能有效控制蒸发器管壁表面结垢。

2) 系统蒸汽耗量小、用电负荷低，整体能耗较低

该技术降膜蒸发采用表面蒸发技术，换热温差要求低，蒸汽压缩机温升小，仅需在启动阶段补充生蒸汽，运行阶段无需额外蒸汽。系统用电负荷小，处理一吨水的用电负荷约 30Kw。

3) 产水量高，水质较好

该工艺可将含盐量3~5%的脱硫废水浓缩到15~21%，冷凝水水质条件较好，可用于脱硫系统工艺补水。

4) 系统独立性强、灵活性高、安全可靠。

该工艺主要消耗电能，用电负荷稳定，不受锅炉机组启停及运行负荷变化的影响。且浓缩系统为独立单元，对场地位置无严格要求。设备的安装及系统的运行均不会对锅炉机组产生影响。

该工艺降膜蒸发的蒸发器废水循环流速小，对管壁的冲刷性小，设备使用寿命长。

4.8 高温烟气干燥

浙能长兴电厂330MW机组，采用高温烟气直接干燥工艺，单台机组处理废水量为3.5吨/小时。该项目抽取机组5%高温热烟气作为蒸发介质进入喷雾干燥塔，干燥后的含尘烟气直接进入静电除尘器，杂盐粉尘混合进入粉

煤灰中。

该装置实际运行电耗、物耗较低，但对机组热效率影响较大，经核算，影响机组煤耗约1.2g/kWh。

5 本工程脱硫废水零排放处理工艺的选择

5.1 工程基本参数

5.1.1 废水量

根据资料，本工程两台机脱硫装置的废水排放总量约 10~15t/h，现阶段脱硫废水零排放处理系统处理能力暂按 15t/h 设计。

5.1.2 废水水质

脱硫废水水质特点是悬浮物、COD 含量很高，呈弱酸性，超标项目主要为悬浮物、pH 值、汞、铜、铅、镍、锌、砷、钙、镁、铝、铁等重金属以及氟根、氯根、硫酸根、碳酸根等。水质资料如下：

序号	名称	单位	参数
1	温度	℃	30
2	SO ₄ ²⁻	mg/L	30000
3	Cl ⁻	mg/L	20000
4	pH	无量纲	5.5~6.5
5	SS	mg/L	6000

5.2 工艺路线选择

电厂脱硫废水零排放处理系统为近年电厂的新兴业务领域，目前无固定的处理工艺流程。不同的废水零排放处理工程公司，往往推荐不同的工艺流程。根据目前国内脱硫废水零排放处理系统工程业绩和工艺特点，本工程脱硫废水零排放工艺推荐采用如下方案进行比选：

方案一：“低温多效闪蒸浓缩+高温旁路烟气干燥”工艺

方案二：“低温烟气余热浓缩塔+高温旁路烟气干燥”工艺

方案三：“预处理+晶种法 MVR 浓缩+高温旁路烟气干燥”工艺

5.2.1 方案一：“低温多效闪蒸浓缩+高温旁路烟气干燥”工艺

5.2.1.1 工艺方案

本工艺主要包括以下几个部分：废水贮存及输送系统、低温闪蒸浓缩减量系统、高温旁路烟道干燥系统等。

（1）废水贮存及输送系统

两台机组共设置 1 套废水贮存及输送系统，由废水储存池、罗茨风机及废水提升泵组成。

（2）低温闪蒸浓缩减量系统

由于本工程脱硫入口烟气温度偏低，不建议设置烟道换热器，采用辅助蒸汽作为热源。

本系统采用一列三效低温闪蒸浓缩装置，按进料量 15m³/h 进行设计，选用蒸发量为 15t/h 的蒸发器。来水温度为 40℃~50℃，蒸发系统采用并流进料方式，即原废水先进入一效分离器蒸发浓缩，一效分离器浓缩后的浓缩液转排到二效分离器蒸发，二效分离器浓缩后的浓缩液转排到三效分离器，一效分离器内的料液温度为 75℃，三效分离器循环管道设密度计连续监测物料的密度，当密度计显示达到设计浓度时，自动出料，浓液罐中浓缩液由输送泵送入下一工序。

a. 脱硫废水流程

脱硫废水通过进料泵送入一效分离器，一效分离器的脱硫废水通过循环泵进行自身循环，经过一效加热器上部的液体分配装置保证每根加热管

的流量相同，液体在向下流动过程中加速，由于重力及液体形成的蒸汽作用下流速增加，水蒸汽及部分浓缩的脱硫废水离开管束到加热器的底部，大部分液体集中在下部的缓冲区并由此离开，二次蒸汽及少量液体通过连接通道进入分离器进行汽液分离，从顶部离开的二次蒸汽进入二效换热器。

一效分离器中部分脱硫废水通过旁通送入二效分离器，二效分离器的脱硫废水通过循环泵进行自身循环，经过二效加热器上部的液体分配装置保证每根加热管的流量相同，液体在向下流动过程中加速，由于重力及液体形成的蒸汽作用下流速增加。水蒸汽及部分浓缩的脱硫废水离开管束到加热器的底部，大部分液体集中在下部的缓冲区并由此离开，二次蒸汽及少量液体通过连接通道进入分离器进行汽液分离，从顶部离开的二次蒸汽进入三效加热器作为热源。

二效分离器中部分脱硫废水通过旁通送入三效加热器，三效分离器的脱硫废水通过循环泵进行自身循环，经过三效加热器上部的液体分配装置保证每根加热管的流量相同，液体在向下流动过程中加速，由于重力及液体形成的蒸汽作用下流速增加。水蒸汽及部分浓缩的脱硫废水离开管束到加热器的底部，大部分液体集中在下部的缓冲区并由此离开，二次蒸汽及少量液体通过连接通道进入分离器进行汽液分离，从顶部离开的二次蒸汽进入冷凝器凝结成冷凝水。

三效分离器的脱硫废水经密度计测量达到出料浓度时，浓缩液送入浓液罐进入下一工序。

废水流程如下：

脱硫废水→一效→二效→三效→→浓液罐→下一工序。

b. 热源系统

热水经烟道换热器升温后经过热水循环泵（如需）进入一效加热器；一效分离器分离出的二次蒸汽作为二效分离器的热源；二效分离器分离出来的二次蒸汽作为三效分离器的热源；三效分离出来的二次蒸汽进入列管冷凝器进行冷凝。

热源流程：烟道换热器产生蒸汽→一效加热器→一效冷凝后冷凝水箱→烟道换热器

c. 冷凝水系统

蒸汽换热后被冷凝下来，一效加热器的冷凝水进入首端冷凝水箱，并补充到烟道换热器；二效加热器的冷凝水进入三效加热器进行闪蒸；三效加热器与列管冷凝器里的冷凝水进入冷凝水罐，一同由冷凝水泵排出。

冷凝水流程：一效二次蒸汽→二效→三效→列管冷凝器→冷凝水缓冲罐→车间回用

d. 真空系统

一效、二效和三效设备的真空由循环冷却水及真空泵来保证，各效产生的不凝性气体引入列管冷凝器由真空泵排出。

（4）高温旁路烟道蒸发系统

高温旁路烟道蒸发系统由烟气系统、喷雾水泵系统和干燥塔及旋转雾化器系统等组成。

a. 烟气系统

烟气从脱硝出口空气预热器前引出一部分，使用烟气分布器将热烟气均匀地流入喷雾干燥塔，与经过旋转雾化器雾化的细小废水液滴充分接触，使液滴中的水分迅速挥发，废水中的盐类被干燥析出，混入原烟气的粉尘中。废水蒸发后的水蒸气与烟气混合从干燥塔下部引出，进入除尘器前烟

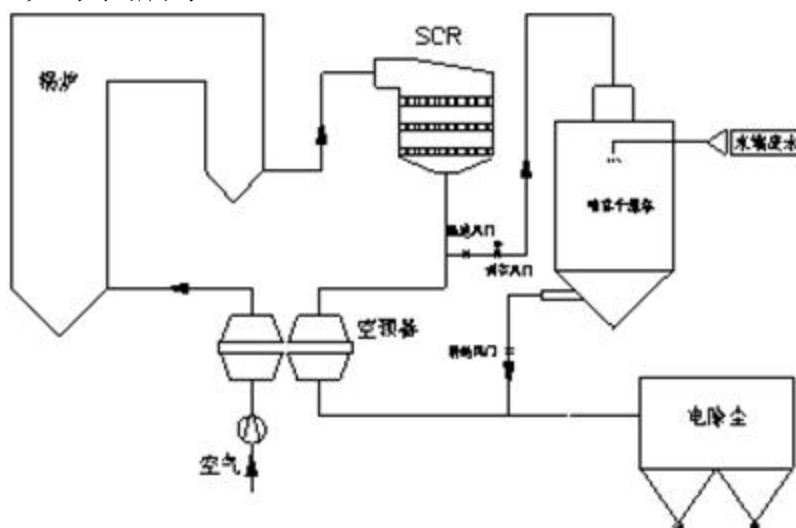
道中。

b.干燥塔系统

本工程每台机组设 1 套干燥塔及旋转雾化器系统，每套蒸发塔的处理水量按 $3\text{m}^3/\text{h}$ 设计。

脱硫废水经低温闪蒸浓缩系统浓缩减量后，通过喷雾水泵输送至干燥塔内，通过旋转雾化器将废水雾化，雾化液滴与抽取的高温烟气在蒸发结晶器内充分混合，经不断传质、传热实现液滴的高效蒸发结晶。旁路烟道蒸发系统入口位于 SCR 后、空预器前烟道，出口位于空预器后、除尘器前烟道，热源抽取空预器前的高温烟气，废水蒸发产生的水蒸气和结晶盐随烟气一起汇入除尘器前的主烟道烟气，结晶盐随粉煤灰在除尘器内被捕捉综合利用，水蒸气则进入脱硫系统冷凝成水，间接补充脱硫系统用水。

工艺流程如下图所示：



c.喷雾水泵系统

两台机组共用 1 台浓液罐，用于转存脱硫废水，设浓液输送泵 2 台（1 备 1 用），输送废水至旋转雾化器内。

5.2.1.2 主要设备初步清单

序号	设备名称	规格型号	单位	数量	备注
一	废水贮存及输送系统				
1	废水贮存池	V=1000m ³ , 混凝土防腐	座	1	分两格
2	曝气风机	Q=18Nm ³ /min, P=60KPa, 37kw	台	2	
2	废水提升泵	Q=20m ³ /h, H=25m, 7.5KW	台	2	1 用 1 备
二	低温闪蒸浓缩减量系统				
1	一效加热器	换热面积: 420 m ² , 设备外形尺寸: DN1100×8500mm, 筒体壁厚: 8mm, 材质: 壳程 304, 管程 2205	台	1	
2	二效加热器	换热面积: 450 m ² , 设备外形尺寸: DN1100×8500mm, 筒体壁厚: 8mm, 材质: 壳程 316, 管程 2205	台	1	
3	三效加热器	换热面积: 450 m ² , 设备外形尺寸: DN1100×8500mm, 筒体壁厚: 8mm, 材质: 壳程 316, 管程 2507	台	1	
4	一效冷凝器	换热面积: 30 m ² , 设备外形尺寸: DN900×1500mm, 材质: 壳程 304, 管程 304	台	1	
5	列管冷凝器	换热面积: 400 m ² , 材质: 壳程 316, 管程 316	台	1	
6	一效分离器	直径: DN2000, 直筒端高度: 4000mm, 筒体壁厚: 8mm, 材质: 2205	台	1	
7	二效分离器	直径: DN2200, 直筒端高度: 4000mm, 筒体壁厚: 8mm, 材质: 2205	台	1	
8	三效分离器	直径: DN2400, 直筒端高度: 4000mm, 筒体壁厚: 8mm, 材质: 2507	台	1	
9	首端冷凝水罐	直径: DN1500, 总高度: 3000mm, 材质: 304	台	1	
10	尾端冷凝水罐	直径: DN2500, 总高度: 3000mm, 材质: 304	台	1	
11	首端汽水分离器	直径: DN500, 总高度: 1300mm, 材质: 304	台	1	
12	尾端汽水分离器	直径: DN800, 总高度: 1750mm, 材质: 304	台	1	
13	一效循环泵	卧式离心泵, Q=2000m ³ /h, H=4m, N=55kW, 材质: 泵壳 2205 叶轮 2205	台	1	
14	二效循环泵	卧式离心泵, Q=2000m ³ /h, H=4m, N=55kW, 材质: 泵壳 2205 叶轮 2205	台	1	

序号	设备名称	规格型号	单位	数量	备注
15	三效循环泵	卧式离心泵, Q=2500m³/h, H=4m, N=75kW, 材质: 泵壳 25075 叶轮 2507	台	1	
16	首端冷凝水泵	卧式离心泵, Q=10m³/h, H=32m, N=4kW, 材质: 泵壳 304 叶轮 304	台	2	1 用 1 备
17	尾端冷凝水泵	卧式离心泵, Q=20m³/h, H=32m, N=5.5kW, 材质: 泵壳 304 叶轮 304	台	2	1 用 1 备
18	首端真空泵	水环真空泵, 抽数 Q=400m³/h, N=7.5kW, 电机 4 极, 材质: 泵壳 304 叶轮 304	台	2	1 用 1 备
19	尾端真空泵	水环真空泵, 抽数 Q=2000m³/h, N=45kW, 电机 6 极, 材质: 泵壳 304 叶轮 304	台	2	1 用 1 备
20	浓液罐	直径: DN3500, 总高度: 5000mm, 筒体壁厚: 6mm, 材质: 碳钢衬胶	台	1	
21	浓液输送泵	离心泵, Q=12m³/h, H=60m, N=22kW, 材质: 泵壳 2507 叶轮 2507	台	2	1 用 1 备
22	浓液搅拌器	N=7.5kW, 过流件材质 2507	台	1	
23	集水坑	V=15m³, 砼+防腐	座	1	
24	集水坑泵	自吸泵, Q=20m³, H=24m, N=7.5kW, 材质: 泵壳 2205 叶轮 2205	台	2	1 用 1 备
25	集水坑搅拌器	N=2.2kW	台	1	
三	高温旁路烟道蒸发系统				
1	干燥塔	φ6.5m, 材质 Q345	套	2	
2	旋转雾化器	Q=3m³/h, C276/2205	套	2	
3	烟气分配器	烟气量: 28000Nm³/h, 烟气温度: 360°C, 壳体材质: Q345B	台	2	
4	输灰系统	含给料机、螺旋刷机、仓泵、仪表阀门等	套	2	
5	干燥塔入口隔离阀	电动插板式隔绝门: DN1200	台	2	
6	干燥塔出口隔离阀	电动挡板式隔绝门: DN1100	台	2	
7	入口烟道膨胀节	金属膨胀节: DN1200, 设计温度: 400°C, 设计压力: 0.05MPa	台	8	
8	出口烟道膨胀节	金属膨胀节: DN1100, 设计温度: 400°C, 设计压力: 0.05MPa	台	8	
四	保温材料				

序号	设备名称	规格型号	单位	数量	备注
1	管道保温材料	岩棉及外护板	批	1	
2	烟道及干燥塔保温材料	硅酸铝纤维毡及外护板	批	1	
3	油漆	系统配齐	批	1	
4	防腐		批	1	
五	附属管道和辅助设施				
1	管道	不锈钢管道、2205 管道、碳钢管道等	批	1	
2	阀门	系统配齐	批	1	
六	电气	含开关柜、桥架、电缆等	套	1	
七	热控	DCS、就地远传仪表、桥架电缆等	套	1	

5.2.1.3 设备布置及占地

脱硫废水零排放综合楼单独设置，为两台机组共用，占地约 25 米 x14 米，层高 21m，为三层建筑物。主要布置低温闪蒸浓缩设备和其他公用设备。

废水贮存池占地 25 米 x7 米，深 6 米。

每台机组设置 1 套干燥塔，每套占地 8.5 米 x6.5 米，塔高度约 25 米。

5.2.2 方案二：“低温烟气余热浓缩塔+高温旁路烟气干燥”工艺

5.2.2.1 工艺方案

本工艺主要包括以下部分：废水贮存及输送系统、低温烟气浓缩塔系统、调质系统、高温旁路烟道干燥系统等。

（1）废水贮存及输送系统

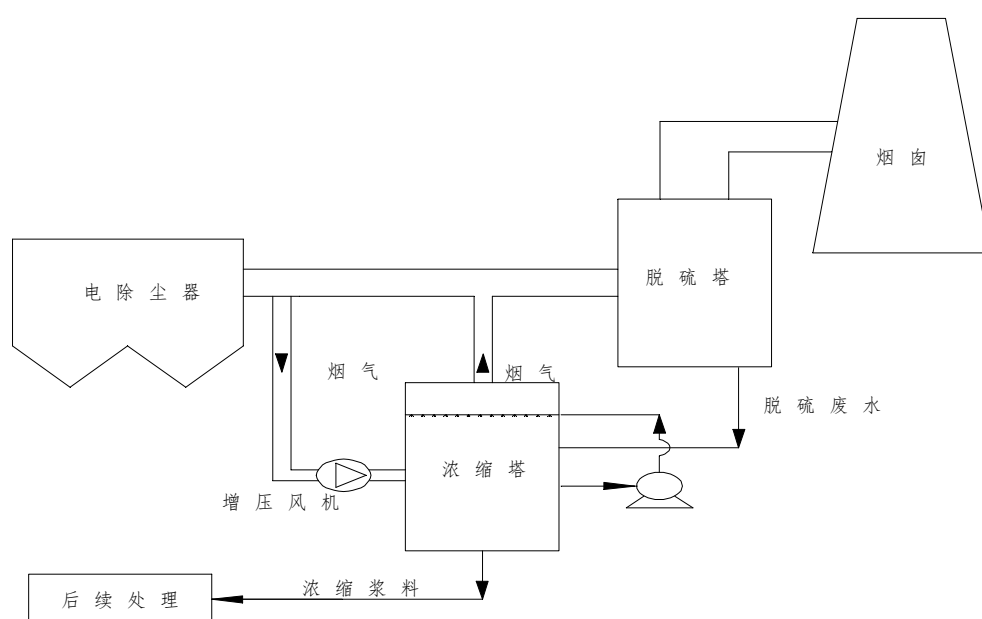
两台机组共设置 1 套废水贮存及输送系统，由废水储存箱（带搅拌器）和废水提升泵组成。

（2）低温烟气浓缩塔系统

每台机组设 1 套低温烟气浓缩塔系统，单套系统出力按 8m³/h 设计。

脱硫废水由废水泵送至浓缩塔；从引风机出口烟道上引出部分脱硫原

烟气，通过浓缩塔增压风机升压，进入浓缩塔，烟气在浓缩塔内与雾化后的循环浆液接触，并对浆液中的水分进行蒸发，蒸发水和烟气经除雾器除去液滴，进入吸收塔前烟道进入脱硫系统吸收塔。经浓缩的废水沉入浓水箱再经浓浆泵送至调质箱。



利用烟气余热处理脱硫废水流程示意图

每台机组设置 1 套低温浓缩系统，包括增压风机、浓缩塔、循环泵、浓浆箱、浓浆泵、地坑及地坑泵等。

(3) 调质系统

浓缩后的废水沉入浓水箱经浓浆泵送至调质箱后，在调质箱内与脱硫系统来的石灰石浆液充分混合，将 pH 调至 5 左右，然后输送至干燥系统。

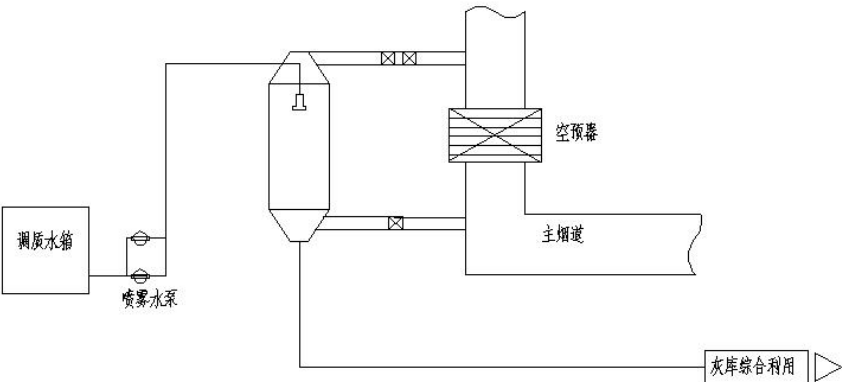
两台机组公用 1 套，包括调质箱（带搅拌器）和喷雾水泵等。

(4) 高温旁路烟道干燥系统

本工程每台机组设 1 套高温旁路烟道干燥系统，每套蒸发塔的处理水

量按 3m³/h 设计。

经过调质后的浆液用泵输送至干燥系统旋转雾化器雾化后，与空预器前部分所抽取的高温烟气在干燥塔内接触换热蒸干，水蒸气、固体盐分混入到烟尘中随烟气带走进入空预器后烟道，小于 30%高盐烟尘随烟气带到主烟道进入电除尘器捕捉下来，大于 70%高盐灰从干燥塔底部用仓泵输送至电除尘输灰主管。



旁路烟气干燥流程图

5.2.2.2 主要设备初步清单

序号	名 称	规 格	单位	数量	备注
一	烟气余热浓缩系统				
1	废水箱	V=300m³;Φ6.9mX8.5m; 搅拌器	台	1	
2	废水泵	Q=10m³; H=25m; 碳化硅	台	3	
3	浓缩塔	Φ5.9mX22m; 玻璃钢+特殊内衬层	台	2	
4	浓浆箱	Φ2.6mX2.2m; 11m³; 搅拌器	台	2	
5	循环泵	Q=480m³/h; H=20m 碳化硅	台	4	
6	浓浆泵	Q=10m³/h; H=10m; N=4.0kW; 碳化硅	台	4	
7	浓缩系统地坑搅拌器	衬胶, N=4kW	台	2	
8	浓缩地坑泵	Q=20m³/h; H=20m; P=5.5kW	台	2	

序号	名 称	规 格	单位	数量	备注
9	增压风机	Q=28.83 万 Nm ³ /h; P=1.5kPa; 离心风机	台	2	
10	进出挡板门		套	2	
11	电动葫芦	5t	台	2	
11	电动葫芦	3t	台	2	
二	调质系统		套	1	
1	调质箱	Φ2.7mx4.3m; 搅拌器	台	1	
2	喷雾水泵	Q=10m ³ ; H=50m; N=15kW; 碳化硅	台	3	
三	干燥系统				
1	雾化干燥塔	Φ6.5m; 直段高 9m, 锥底高 5.2m	台	2	
2	烟气分配器	包括内锥、蜗壳	台	2	
3	旋转雾化器	3m ³ /h , 含冷却系统	台	2	
4	电动葫芦	起重量 1T	台	2	
5	气力输灰装置	1500kg/h	套	2	
6	干燥塔入口电动风门	插板门, 开关型	台	2	
7	干燥塔出口电动风门	插板门, 开关型	台	2	
四	附属管道和辅助设施				
1	管道	不锈钢管道、2205 管道、碳钢管道等	批	1	
2	阀门	系统配齐	批	1	
五	电气	含开关柜、桥架、电缆等	套	1	
六	热控	DCS、就地远传仪表、桥架电缆等	套	1	

5.2.2.3 设备布置及占地

每台机组脱硫吸收塔附近设 1 座浓缩塔，占地约 7 米 x7 米，塔高 22 米；脱硫废水零排放增压风机间与氧化风机间贴间，占地约 10 米 x7 米。

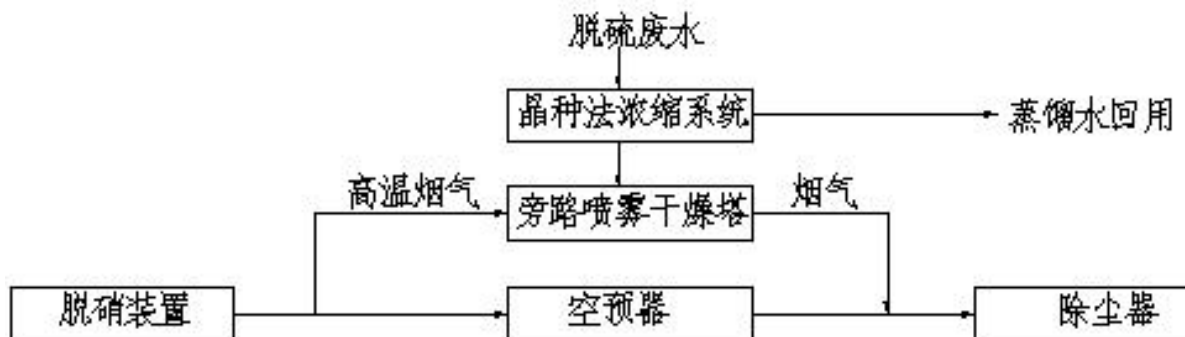
两台机组公共用的废水箱、废水泵、调质水箱和喷雾水泵就近布置在浓缩塔附近。

每台机组空预器附近设 1 座干燥塔，占地约 7 米 x7 米，也可设置在锅炉尾部钢架空余位置。

5.2.3 方案三：“预处理+晶种法 MVR 浓缩+高温旁路烟气干燥”工艺

5.2.3.1 工艺方案

该工艺的基本流程如下：



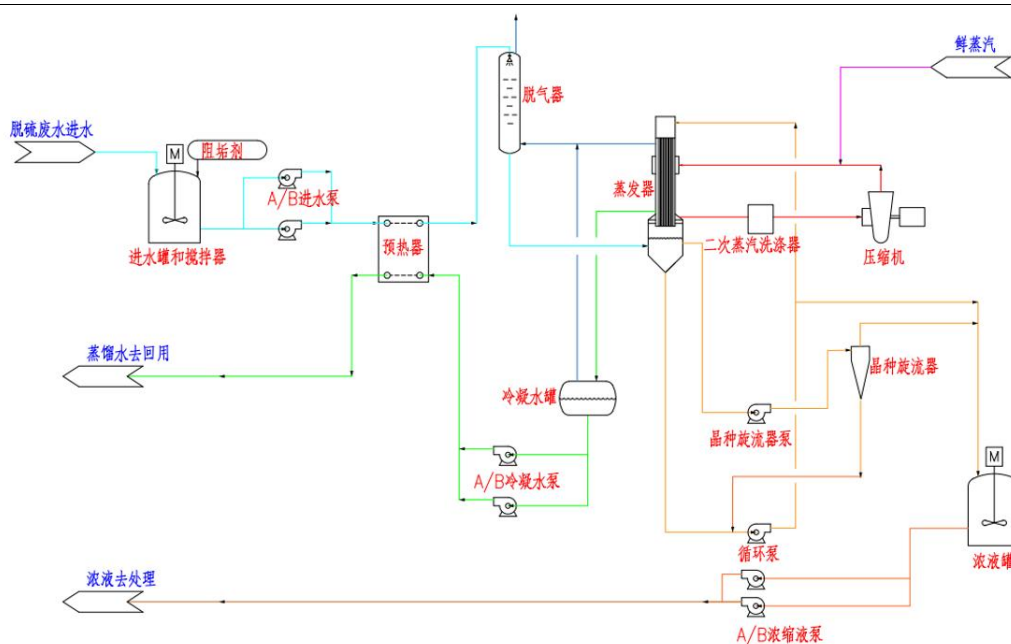
本工艺主要包括以下几个部分：预处理系统、晶种法 MVR 浓缩系统和高温旁路烟道干燥系统等。

(1) 预处理系统

该处理工艺要求对脱硫废水进行简单的沉淀澄清处理，要求控制后续系统的进水悬浮物在 100mg/L 以下，对硬度、硫酸根离子和氯离子无限制要求。处理过程无需加药软化，无软化污泥产生。

(2) 晶种法 MVR 浓缩系统

该系统主要由预热、脱气、蒸发、防结垢、蒸汽压缩等子系统组成。其工艺流程图如下：



a) 预热

脱硫废水经预处理系统除去悬浮物后通过泵送入蒸发器进料罐，再通过进水泵送入预热器。进入预热器前在进水中加入阻垢剂/pH 调节剂，调节进水的 pH 值，防止预热器结垢。阻垢剂的投加量根据进水中钙离子的含量调节，阻垢剂的投加量可以优化甚至不加。脱硫废水在预热器中和蒸发器产生的高温冷凝水进行换热，脱硫废水被加热后送至脱气器。预热器为板式热交换器，由钛合金换热板和框架组成，利用蒸发器蒸发产生的二次蒸汽的高温冷凝水作为热源，加热脱硫废水。

b) 脱气

脱硫废水从预热器出来后进入脱气器。由于脱硫废水中含有部分 COD、O₂、N₂ 等不凝性气体，通过蒸发器加热后会随着蒸汽逸出，这些不凝性气体如果一直保留在蒸汽中，会影响系统压力和换热效果。因此需要进行脱气处理，带有不凝性气体的蒸汽从脱气器底部进入脱气器，脱硫废水从脱气器上端喷淋而下，与蒸汽进行换热后，蒸汽冷凝与脱硫废水混合进入蒸发器底部盐水箱，不凝性气体从脱气器顶部排出。

c) 蒸发

蒸发器底部盐水箱内的废水通过循环泵送入蒸发器的顶部，通过液体分布器，废水进入蒸发器的换热管内并形成一层均匀的薄薄的水膜。水膜在往下流动的过程中，不断被管外的蒸汽加热并蒸发，形成汽液混合物进入蒸发器底部盐水箱并在槽内进行汽液分离。为防止蒸汽夹带的液滴和水中杂质破坏蒸汽压缩机的叶轮，盐水箱的上方设置除雾器，盐水箱内的蒸汽（又称“二次蒸汽”）从盐水箱上部排出去前先经过除雾器除去大部分液滴，进入二次蒸汽洗涤器进一步脱去液滴和杂质，然后进入蒸汽压缩机。汽液分离后的液体继续被循环泵泵入蒸发器顶部进行加热。

d) 防结垢

由于脱硫废水中含有较多的钙镁离子，为防止硫酸钙、硫酸镁的结垢，往蒸发系统中投加含有足够表面积晶种的晶种。往蒸发器的循环液中加入适当的晶种，可以防止脱硫废水溶液的过饱和，并促使结垢形成的细小晶粒倾向于在投入晶种的表面生长，而不会粘附于换热管表面最终形成大量结垢。在蒸发系统启动时，进水罐或浓液处加入工业级的钙作为晶种并形成循环利用。伴随着脱硫废盐水的逐渐浓缩，根据浓度和悬浮物等数据，部分的浓水被送入浓液罐中，钙晶种会因进水中的钙增加使得硫酸钙浓度越来越高，此时采用晶种旋流器来将硫酸钙晶种从浓盐水中分离出来，并循环回到蒸发器中再次利用。

e) 蒸汽压缩

蒸发器产生的二次蒸汽在经过两级除雾后，被送入蒸汽压缩机，在蒸汽压缩机的作用下，二次蒸汽的温度和压力升高，升温升压后的蒸汽被送回蒸发器换热管壳程一侧，用于加热蒸发器换热管内的脱硫废水。在蒸发

器中经过热交换后，蒸汽在换热管外冷凝成高温冷凝水，冷凝水被泵至预热器用于加热脱硫废水进水。预热后的脱硫废水继续进入蒸发器被加热产生蒸汽，蒸汽再循环经过除雾器、蒸汽压缩机、蒸发器壳程、预热器，持续将废水中水分蒸出。

为了维持平衡，蒸发器的浓缩液被连续送入浓液罐中。

蒸发器的设计采用较低的 ΔT （沸点升高）和高的循环倍率。这样设计的优势是可以减少结垢的几率，并降低蒸汽压缩机的电力消耗。同时，利用冷凝水和外排的废弃蒸汽预热进水，可提高系统的能源利用率。

蒸汽压缩是利用输入的机械能实现蒸发和冷凝的高效过程。与常规蒸发技术的根本区别在于蒸汽压缩充分利用了二次蒸汽的蒸发潜热。

蒸汽冷凝后输送到冷凝水罐，由冷凝水泵泵送至进水预热器换热降温后，再进行回用。冷凝水水质条件较好，可用于脱硫系统工艺补水。

蒸发浓缩系统产生的浓盐水排出系统后送至旁路烟道喷雾干燥系统进行处理。

（3）高温旁路烟气干燥

高温旁路烟气蒸发系统由烟气系统和喷雾干燥系统组成。

a) 烟气系统

从 SCR 脱硝出口空气预热器前引出一部分高温烟气进入喷雾干燥塔，与经过旋转雾化器雾化的细小废水液滴充分接触，使液滴中的水分迅速挥发。废水蒸发后的水蒸气与烟气混合从喷雾干燥塔下部引出，进入除尘器前烟道中。在本系统每路进出口烟道设置插板门，在总进口烟道上设置调节型挡板门，可以根据喷雾干燥系统出口烟道温度调节进入本系统的烟气量。

单台机组从脱硝出口烟道取热烟气，蒸发后烟气回到空预器出口的母烟道内。旁路烟道蒸发产生的结晶盐送入除尘器被捕捉回收至灰斗。

b) 喷雾干燥系统

本工程每台机组配置一套喷雾干燥系统，每套系统由干燥塔及雾化器、气体分布器、钢框架平台等组成。

干燥塔采用旋转雾化干燥塔。旋转雾化干燥塔由圆柱体和圆锥体上下两部分组成，热烟气和废水均从塔顶部进入干燥塔内，干燥后的烟气从锥体的上部离开干燥塔，塔底预留一个出灰口。干燥塔塔体材质为 Q345，塔体采用钢框架支撑，内部为空塔结构，塔顶部设置检修房，并设置检修起吊装置，塔底部预留过道。干燥塔配备有一定数量的人孔门和观察孔，人孔门和观察孔将完全不漏烟气，而且在附近设置走道或平台。每座干燥塔配置一套雾化器，并配套油路冷却以及循环水冷却系统。

气体分布器设置在喷雾干燥塔的顶部蜗壳烟道内，用于将干燥用的热烟气均匀地进入干燥塔内，与雾化液滴有效地混合，使水分迅速蒸发。

5.2.3.2 主要设备初步清单

序号	名称	规格	单位	数量	备注
一	预处理系统				
1	沉淀池	φ5500, H=5m	座	1	
2	排泥泵	Q=2m³/h P=0.30MPa	台	2	
二	晶种法 MVR 蒸发浓缩系统				
1	废水进料罐	FRP/PPH; 40m³; 带搅拌器	台	1	
2	废水进料泵	Q=15m³/h; P=0.65MPa; 外罩&叶轮 2205 双相不锈钢	台	2	
3	进料预热器	板片材质: TA1	台	1	
4	蒸发器脱气器	2205 双相不锈钢	台	1	
5	立式降膜蒸发器	换热管材质: TA2/2507 超级双相钢	台	1	

序号	名 称	规 格	单 位	数量	备注
6	蒸汽压缩机组	叶轮 2205，外壳 316L；变频控制	台	1	
7	冷凝水罐	15m ³ ；材质：316L	台	1	
8	冷凝水泵	Q=15m ³ /h；P=0.65MPa，材质 316L	台	1	
9	循环泵	过流件 2507 或 TA2 材质	台	1	
10	水力旋流器	2507	台	1	
11	水力旋流器泵	Q=9m ³ /h，P=0.65MPa；过流件 2507	台	1	
12	浓液罐	碳钢衬氟/2507；15m ³ ；搅拌器 2507	台	1	
13	浓液泵	Q=6m ³ /h，P=0.45MPa；过流件 2507	台	2	
14	晶种罐	FRP/PPH；20m ³ ；带搅拌器	台	1	
15	晶种泵	Q=10m ³ /h，P=0.45MPa；过流件 2507	台	2	
16	酸溶液箱	PP，1m ³	台	1	
17	酸计量泵	Q=25L/h，P=0.50MPa，0.25kW	台	2	
18	碱溶液箱	碳钢衬氟，1m ³	台	1	
19	碱计量泵	Q=25L/h，P=0.50MPa，0.25kW	台	2	
20	阻垢剂溶液箱	PP，1m ³ ，带搅拌器 0.75kW	台	1	
21	阻垢剂计量泵	Q=25L/h，P=0.50MPa，0.25kW	台	2	
22	消泡剂溶液箱	PP，1m ³ ，带搅拌器 0.75kW	台	1	
23	消泡剂计量泵	Q=25L/h，P=0.50MPa，0.25kW	台	2	
24	事故池	3x3x3.5m	座	1	
25	事故泵	Q=10m ³ /h；P=0.45MPa，过流件 2507	台	1	
三	干燥系统				
1	废水箱	碳钢衬氟/超级双相不锈钢	台	2	
2	废水箱搅拌器	碳钢衬氟/超级双相不锈钢	台	2	
3	干燥塔	材质 Q345	座	2	
4	烟气分布器	蜗壳形式，材质 Q345	套	2	
5	雾化器	与废水接触部位材质：哈氏合金，配变频电机	套	2	
6	干燥塔框架	材质 Q235	套	2	
7	烟道及烟道阀门	材质 Q345	批	1	
8	烟道支吊架	材质 Q235	批	1	
9	检修起吊装置		套	2	
四	附属管道和辅助设施				

序号	名称	规格	单位	数量	备注
1	管道	不锈钢管道、2205 管道、2207 管道、碳钢管道等	批	1	
2	阀门	系统配齐	批	1	
五	电气	含开关柜、桥架、电缆等	套	1	
六	热控	DCS、就地远传仪表、桥架电缆等	套	1	

5.2.3.3 设备布置及占地

两台机组设置一座蒸发浓缩处理站，占地约 28 米 x14 米，分为 MVR 蒸发区、综合间和水箱间等。其中 MVR 蒸发区占地约 14 米 x7 米，设备为室外布置；综合间分两层，占地 14 米 x11 米，总净空约 9 米，0.00 米层布置有给水预热器、泵及加药装置，4.50 米层布置配电室和控制室；水箱间占地 14 米 x10 米，净空约 7.5 米，布置有预处理沉淀池、污泥泵和各类水罐等。

每台机组设置 1 套干燥塔，每套占地 8.5 米 x6.5 米，塔高度约 25 米。

5.3 技术经济比较

上述三种方案均能实现废水的减量化处理，其技术和经济比较详见下表：

5.3.1 技术比较

序号	名称	方案一 “低温多效闪蒸浓缩+高温旁路烟气干燥”工艺	方案二 “低温烟气余热浓缩塔+高温旁路烟气干燥”工艺	方案三 “预处理+晶种法 MVR 浓缩+高温旁路烟气干燥”
1	能耗	1)采用辅助蒸汽作为闪蒸系统的热源。 2)干燥部分需引入一定的高温烟气，增加一定的煤耗。 3)系统总电耗约 400Kwh。	1)浓缩部分采用低温烟气，仅需用电，不增加煤耗。 2)干燥部分需引入一定的高温烟气，增加一定的煤耗。 3)每台机浓缩段电耗约 350Kwh，每台机干燥段电耗约 75Kwh。系统总电耗约 850Kwh。	1)浓缩部分消耗少量蒸汽，处理 1m³ 废水消耗约 20~30kg 蒸汽。 2)干燥部分需引入的高温烟气，处理 1m³ 浓缩液消耗约~10000Nm³ 的高温烟气。 3)处理 1m³ 废水的电耗约 30Kw。

序号	名称	方案一 “低温多效闪蒸浓缩+高温旁路烟气干燥”工艺	方案二 “低温烟气余热浓缩塔+高温旁路烟气干燥”工艺	方案三 “预处理+晶种法 MVR 浓缩+高温旁路烟气干燥”
2	是否需要预处理	不需要	不需要	需要，用于去除悬浮物
3	是否需要蒸汽	需要	不需要	需要，少量
4	是否加药	否	30%石灰石浆液	需要投加少量酸碱调 pH 和少量阻垢剂
5	布置及占地	占地面积相当，布置相对集中。 低温多效闪蒸浓缩系统需占用一定的场地，约 25m×14m。 每台机组的蒸发塔占地约 8.5m×6.5m，塔高约 25 米。	占地面积相当，布置相对分散。 每台机组脱硫吸收塔附近设 1 座浓缩塔，占地约 7 米 x7 米，塔高 22 米； 脱硫废水零排放增压风机间与氧化风机间贴间，占地约 10 米 x7 米。 每台机组空预器附近设 1 座干燥塔，占地约 7 米 x7 米。	占地面积较小，浓缩塔不受场地限制，可以任意布置。干燥塔占地面积小，布置在锅炉房旁。
6	系统复杂程度	一般	简单	简单
7	运行维护	简单，无需更换设备	简单，无需更换设备	简单，无需更换设备

5.3.2 经济比较

方案比较项目		方案一 “低温多效闪蒸浓缩+高温旁路烟气干燥”工艺	方案二 “低温烟气余热浓缩塔+高温旁路烟气干燥”工艺	方案三 “预处理+晶种法 MVR 浓缩+高温旁路烟气干燥”	备注
一	总投资	3000~3300 万元	3500~4000 万元	3900 万元	按 EPC 模式，含工艺、电气、热控、土建、建筑、暖通、给排水、消防等，包括安装和调试。
二	运行费用	~8 元/吨	~10 元/吨	~9 元/吨	未考虑人工成本及设备检修费用，不含烟气对煤耗的影响

6 结论与建议

综上所述，因目前脱硫废水零排放系统整体造价偏高，国内设置该系统并成功投运的电厂并不多，导致脱硫废水零排放装置的运行经验相对较少，工程技术方案的选择尚没有非常充足的实践经验作为支撑。

通过技术经济比较，本工程脱硫废水零排放处理系统推荐采用方案一，即“低温多效闪蒸浓缩+高温旁路烟气干燥”工艺，此方案初投资低、运行维护简单、运行费用较低。

下阶段，建议业主单位组织对国内采用该工艺的已投运电厂进行实地调研，从而为本项目最终脱硫废水零排放方案的确定提供基础。