焦化行业干熄焦烟气处理工艺比选

张会来*,张文婷,王小磊,董会然,王斌斌,李媛媛
(北京首创大气环境科技股份有限公司,北京 100176)

摘要:针对焦化行业干熄焦烟气特点对比了焦化行业烟气脱硫脱硝常用工艺,包含湿法脱硫、干法脱硫及脱硝工艺。同时针对干熄焦烟气的引入,介绍了干熄焦烟气及焦炉烟道气脱硫脱硝的处理工艺。从建设费用、运营费用等方面进行了干熄焦烟气治理工艺的对比,并得到优选工艺。

关键词:焦化;干熄焦;脱硫;脱硝;工艺对比
中图分类号:X701 **文献标志码**:A **文章编号**:0253-4320(2023)04-0218-05
DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.04.041

Comparison and selection of coke dry quenching flue gas treatment process in coking industry

*ZHANG Hui-lai**, *ZHANG Wen-ting*, *WANG Xiao-lei*, *DONG Hui-ran*, *WANG Bin-bin*, *LI Yuan-yuan*
(Beijing Capital Atmospheric Environment Technology Co., Ltd., Beijing 100176, China)

Abstract: Common flue gas desulfurization and denitration processes in the coking industry are compared according to the characteristics of coke dry quenching (CDQ) flue gas, including wet desulfurization, dry desulfurization and denitration processes. The desulfurization and denitrification processes for CDQ flue gas and coke oven flue gas are introduced. From the aspects of construction cost and operation cost, the treatment processes for CDQ flue gas are compared, and the optimal process is determined.

Key words: coking industry; coke dry quenching; desulfurization; denitration; process comparison

国内原有焦炉熄焦工段普遍采用湿熄焦方式,由于湿熄焦对水的浪费同时产生大量废水的情况,2015年发布的“水十条”中建议焦炉应采用干熄焦工艺。同时2019年发布的《关于推进实施钢铁行业超低排放的意见》(环大气[2019]35号)中对焦化产能环保升级方式中除了脱硫脱硝超低排放系统外,同步提及了将湿熄焦改为干熄焦。至此,炼焦行业开始进行湿熄焦到干熄焦的转化,新建焦炉均直接采用新建干熄焦方式,已建成焦炉也开展湿熄焦改造为干熄焦方式。2019年发布的《关于推进实施钢铁行业超低排放的意见》(环大气[2019]35号)中针对干熄焦烟气排放,排放指标为颗粒物为10 mg/m^3,二氧化硫为50 mg/m^3。因此针对焦炉行业,在原有焦炉烟道气需进行脱硫脱硝的同时,干熄焦烟气也需同步进行超低排放改造。

1 焦化行业焦炉烟道气的治理

针对焦化行业焦炉烟道气的治理,在没有脱硝要求前主要进行烟气脱硫治理,针对焦炉烟道气主要以湿法脱硫工艺为主。在进行脱硝要求后,在原有湿法脱硫基础上新增了选择性催化还原(SCR)法脱硝系统,因此针对焦化行业烟道气处理,早期形成了SCR低温脱硝+湿法脱硫的工艺系统。

由于湿法脱硫系统复杂,同时由于烟气系统经过湿法脱硫后温度降低较大,因此需要将脱硝布置在脱硫前端,但该种布置会导致催化剂使用寿命的缩短。湿法脱硫还存在废水排放及烟气需要进行热备等问题,因此现有焦炉烟道气的治理新建或改造项目,均以SDS干法脱硫+SCR系统工艺为主。

1.1 SCR+湿法脱硫工艺

该工艺采用低温SCR前置,脱硝后采用湿法脱硫及粉尘协同处理。

1.1.1 工艺路线

工艺路线为焦炉地下烟道抽取烟气→主烟道→低温SCR反应器→引风机→湿法脱硫→湿法脱硫直排烟囱(其中由于直排烟囱烟气温度低,原烟囱需采用换热器进行热备)。

1.1.2 技术特点

该技术脱硫采用湿法脱硫,技术优势主要为技术成熟、处理能力强;技术缺陷主要为有废水排放。

收稿日期:2022-05-20;**修回日期**:2023-02-17
作者简介:张会来(1989-),男,硕士,工程师,研究方向为大气污染治理,通讯联系人,zhanghuilai@aircapital.cn。

另采用 SCR 系统进行脱硝,由于焦化烟气温度较低,因此 SCR 脱硝采用中低温催化剂,同时由于湿法脱硫后温度过低,如 SCR 布置在湿法脱硫后端需通过再热系统将烟气温度重新升到 180℃以上,能源消耗过高。如采用中低温 SCR 放置在湿法脱硫前端,SCR 系统无需升温,但受烟气中烟尘及焦油的影响,催化剂寿命会降低。

1.2　SDS 干法脱硫+SCR 工艺

该工艺采用钠基干法脱硫作为脱硫工艺,脱硫及除尘后进行脱硝处理,脱硝采用 SCR 工艺。

1.2.1　工艺路线

工艺路线为焦炉地下烟道抽取烟气→主烟道→脱硫反应器→袋式除尘→脱硝系统→引风机→回送烟道→烟囱。

1.2.2　技术特点

该技术脱硫采用钠基干法脱硫,以碳酸氢钠作为脱硫剂,与烟气中的二氧化硫反应,达到脱硫作用[1]。脱硫后端设置布袋除尘器,用于捕集脱硫副产物、未反应的碳酸氢钠及粉尘,实现粉尘达标排放。除尘后设置中低温 SCR 系统。由于采用干法脱硫,因此系统工艺简单,无废水排放,同时干法脱硫温降低,因此后端布置 SCR 系统无需升温或只需小幅度升温,同时由于设置在低尘区,SCR 系统催化剂使用寿命可以达到有效保障[2]。

1.3　焦炉烟道气脱硫脱硝工艺比选

针对焦炉烟道气特性,“SDS 干法脱硫+SCR 工艺”较“SCR+湿法脱硫工艺”具有系统简单、无废水产生,同时 SCR 后置可有效保障催化剂使用寿命的优势。SDS 钠基干法脱硫相对湿法脱硫脱硫剂价格要显著高于湿法脱硫,但电费低于湿法脱硫,由于焦炉烟道气二氧化硫浓度均较低的特点,因此 SDS 钠基干法脱硫整体运行费用要低于湿法脱硫。

针对该工艺特点及优势,目前针对焦炉烟道气脱硫脱硝新建及改造项目,以 SDS 干法脱硫+SCR 工艺使用最为广泛。

2　干熄焦烟气处理工艺

干熄焦烟气属于焦化系统升级后所采用的熄焦工艺[3],原有湿熄焦基本均已进行改造,新建焦化系统均为直接配套干熄焦系统,因此干熄焦烟气的治理也成为了焦化行业脱硫脱硝超低排放的必要路径。干熄焦烟气相较焦炉烟道气具有烟气波动大、含硫量高[4]、温度低的特点[5],但烟气量要显著小于焦炉烟道气。基于焦炉烟道气采用“SDS 干法脱硫+SCR 工艺”,目前针对干熄焦烟气的处理,主要考虑为 2 种方式,一是将干熄焦烟气直接并入焦炉烟道气中,2 股废气合并后共同进入“SDS 干法脱硫+SCR 工艺”系统[6],二是将干熄焦烟气单独处理并直接排放,不与焦炉烟道气合并[7-8]。

2.1　干熄焦并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统

干熄焦并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统是利用焦炉烟道气的“SDS 干法脱硫+SCR 工艺”系统,将干熄焦烟气直接通过风机在 SDS 系统前与焦炉烟道气混合,后通过 SDS 系统进行脱硫,工艺流程如图 1 所示。

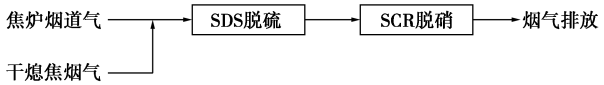

图 1　干熄焦并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统工艺流程

该工艺特点为系统简单,2 种烟气利用同一套系统进行处理,SDS+SCR 系统按照 2 种烟气总烟气量进行设计。

该工艺的缺陷主要为由于干熄焦烟气具有波动性,烟气量和二氧化硫含量均不稳定,因此有造成整个系统脱硫短时不达标的情况,如按照烟气波动进行预先小苏打的喷射,可避免脱硫不达标问题[9],但该方式会造成小苏打使用量和未反应量的增多,系统运行费用增高。

2.2　干熄焦烟气独立处理

干熄焦烟气独立处理是将干熄焦烟气单独设置脱硫系统以达到环保排放要求的工艺路线,工艺流程如图 2 所示。

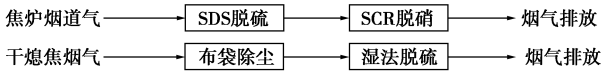

图 2　干熄焦烟气独立处理系统工艺流程

该工艺特点主要为干熄焦烟气独立处理,因此针对干熄焦烟气的波动性和高含硫量可以通过脱硫系统独立解决,针对该烟气特点,选取稳定性较高、运行费用较低的湿法脱硫[10]。采用湿法脱硫,由于循环量高在高硫和低硫状态下均能满足环保要求,同时由于湿法脱硫系统反应冗余量较高,因此避免了二氧化硫波动造成的脱硫剂浪费。

该工艺缺陷主要为由于 2 种烟气独立处理,相较集中处理投资费用偏高,同时采用湿法脱硫,系统占地面积较大。

3 工艺对比

由于干熄焦并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统和干熄焦烟气独立处理均有优缺点,因此本文中依据实际现场设计数据从建设费用、运行费用等方面进行 2 种工艺的对比,以得到更优的工艺路线。

3.1 烟气参数

项目为年产 135 万 t/a 焦炉,配套干熄焦,2 座焦炉共用 1 个烟囱。

不同加热方式焦炉烟道气设计数据如表 1。

表 1 焦炉烟道气设计数据

加热方式	混合煤气	焦炉煤气
设计产量/(万 $t\cdot a^{-1}$)	135	135
设计额定烟气量(标况)/(万 $m^3\cdot h^{-1}$)	27.91	19.75
烟道气温度/℃	180~230	180~230
烟道气含水量/%	5~8	12~18
烟道气含 O_2/%	5~9	6~11
烟道气含 SO_2 量/($mg\cdot m^{-3}$)	40~100	75~220
烟道气含 NO_x 量/($mg\cdot m^{-3}$)	200~280	~370
烟道气含尘/($mg\cdot m^{-3}$)	20	20

干熄焦放散烟气及下部排焦溜槽烟气参数如表 2。

表 2 干熄焦放散烟气及下部排焦溜槽烟气参数

参数	烟气量/($m^3\cdot h^{-1}$)	排烟温度/℃	NO_x 浓度/($mg\cdot m^{-3}$)	SO_2 浓度/($mg\cdot m^{-3}$)	烟尘浓度/($mg\cdot m^{-3}$)
干熄焦	67200	130	~10	1900~2500	~1000

3.2 投资费用对比

由于干熄焦并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统相较干熄焦烟气独立处理简单,本文中主要以干熄焦烟气独立处理的工程量为主。

表 3 为干熄焦烟气独立处理工艺路线中焦炉烟道气脱硫脱硝系统工程量,依据工程量,焦炉烟道气脱硫脱硝 SDS+SCR 系统的建设费用约为 3 500 万元。表 4 为干熄焦烟气独立处理工艺路线中干熄焦烟气脱硫系统工程量,依据工程量,干熄焦烟气布袋除尘、湿法脱硫及湿电系统的建设费用约为 920 万元。干熄焦烟气独立处理工艺路线总建设费用为 4 420 万元。

表 3 焦炉烟道气脱硫脱硝系统工程量清单

设备名称	主要配置及性能参数	数量
SDS 及布袋除尘		
烟道系统/项	含烟道、膨胀节、挡板门、保温等	1
SDS 脱硫系统		
脱硫反应系统(粉仓及其附属设备)/项		1
进口超细磨机系统/台	处理能力 100~300 kg/h,磨后产品粒径 20 μm	2
布袋除尘器/台		1
附属设施/项	含阀门、管道、支架、起吊设施	1
脱硝部分		
氨区系统/套	含氨水卸料泵、氨水储罐、氨水蒸发器、氨水供应泵、废水泵、洗眼器、氨区消防喷淋报价、废水池、遮阳棚等	1
氨供应系统/套	稀释风机	1
SCR 反应器系统/套	含反应器壳体及内部支撑结构(3 仓设计,2 用 1 备,Q345)、整流格栅、喷氨格栅等	1
烟道系统/套	含进出口挡板门、解析烟气挡板门、烟道、膨胀节、导流板等	1
催化剂/套	含催化剂、催化剂装卸设备、手动电动葫芦	1
吹灰系统/套	含声波吹灰器、压缩空气储气罐等	1
阀门、管道、保温油漆/套		1
热风炉/套		1
增压风机/套	离心风机,风量 330000 m^3/h(标况,干态),压力 4000 Pa	1
其他/项	含电气、热控、土建、暖通、消防等	1

表 4　干熄焦烟气脱硫系统工程量清单

设备名称	规格型号	数量
湿法脱硫工艺		
吸收剂制备系统/套	含石灰石分仓、浆液箱、搅拌器、浆液泵等	1
烟气系统/套	含烟道、塔顶烟囱、电动挡板门、膨胀节、增压风机等	1
SO_2 吸收系统		
吸收塔本体/座	塔体:碳钢;吸收塔内衬材料:玻璃鳞片;塔径 Φ3.2 m,浆液池直径 4.2 m,不含烟囱、湿电和湿电锥体塔,总高约 29.5 m	1
塔内件/套	含喷嘴、除雾器、喷淋层、氧化空气喷枪等	1
附属设备/套	含吸收塔循环泵、搅拌器、石膏浆液排出泵、事故喷淋装置、氧化风机等	1
石膏脱水系统/套	含石膏旋流器、真空皮带脱水机、滤液水池、搅拌器、滤液水泵等	1
供水系统/套	含工艺水箱、工艺水泵等	1
浆液排放及收集系统/套	含事故浆液箱、搅拌器、事故浆液返回泵等	1
附属设施/个	含阀门、管道、支架、起吊设施	1
布袋除尘/套	处理烟气量:11 万 m^3/h,要求出口粉尘浓度低于 20 mg/m^3(干基),离线过滤风速不高于 0.8 m/min	1
湿电/套	烟气量:96250 m^3/h(实态),烟气温度:~51℃,FGD 入口尘含量:25 mg/m^3,出口尘含量<8 mg/m^3	1
其他/套	含电气、热控、土建、暖通、消防等	1

干熄焦并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统工程量与干熄焦烟气独立处理工艺路线中焦炉烟道气脱硫脱硝系统工程量类似,所有设备种类相同,仅由于烟气量的差别,产生设备选型及尺寸的相应变化,因此参照表 3 工程量,干熄焦并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统工艺路线总建设费用约为 4 100 万元。

3.3　运行费用对比

脱硫脱硝系统运行费用主要包含电费、加热高炉煤气费用、压缩空气、20%氨水、小苏打、碳酸钙、蒸汽、工艺水、催化剂更换费用、除尘器滤袋更换费用、人工及检修维护费等。

针对干熄焦并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统和干熄焦烟气独立处理 2 种模式,在运行费用中差异较大的主要为电费、脱硫剂消耗及工艺水。

2 种工艺路线主要差异运行数据如表 5。

表 5　主要差异运行数据对比表

项目	干熄焦烟气独立处理		干熄焦烟气并入焦炉烟道气	
	小时消耗量	年运行费用/万元	小时消耗量	年运行费用/万元
电费	1315 kWh	575.97	1187.5 kWh	520.13
小苏打	0.18 t	473.04	0.38 t	998.64
碳酸钙	0.26 t	56.94	—	—
工艺水	4.1 t	17.96	0.1 t	0.44

电费部分,干熄焦烟气独立处理方式由于干熄焦烟气独立的湿法脱硫及湿电系统,该系统的耗电量为 315 kWh;干熄焦烟气并入焦炉烟道气方式由于干熄焦烟气的并入,针对原系统的烟气变化引起的系统扩容产生了新增烟气的系统阻力为 187.5 kWh。脱硫剂方面,干熄焦烟气独立处理方式设置的湿电系统新增了脱硫剂碳酸钙的消耗,碳酸钙消耗量为 0.26 t/h;干熄焦烟气并入焦炉烟道气方式无碳酸钙的消耗,但由于干熄焦烟气含硫量较高,因此对整个系统的小苏打消耗量有较高影响,小苏打消耗量增加至 0.38 t/h。干熄焦烟气独立处理由于设置了湿法脱硫及湿电系统,增加了工艺水的消耗至 4.1 t/h。

由于工艺差异造成的整个脱硫脱硝系统运行费用的差异,干熄焦烟气独立处理方式整个系统的年运行费用为 1 123.91 万元,干熄焦烟气并入焦炉烟道气方式整个系统的年运行费用为 1 519.21 万元。

3.4　综合比选

干熄焦烟气独立处理方式相较干熄焦烟气并入焦炉烟道气方式,一次投资费用高出 320 万元,但是运营费用每年减少 395.3 万元,因此在投资运营方面干熄焦烟气独立处理从长期运行来讲,经济效益更高,整体费用更低。相对干熄焦烟气独立处理对

占地面积有更多要求。因此针对焦化干熄焦烟气及焦炉烟道气治理,如场地限制小优先选用干熄焦烟气独立处理方式,用以获得更少的总体投入,如场地限制较高无法放置独立湿法脱硫系统,再考虑采用干熄焦烟气并入焦炉烟道气方式。

3.5 结果分析

从对比数据可以看到,针对焦化行业烟气量相对较小的特点,实际工程应用中运行费用的影响要远高于建设费用。针对焦化行业干熄焦烟气采用并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统和独立采用湿法脱硫处理 2 种路线,运行费用的最大差距为小苏打用量。采用湿法脱硫进行干熄焦烟气脱硫是利用碳酸钙作为吸收剂,干熄焦烟气并入焦炉烟道气脱硫脱硝系统是以小苏打作为吸收剂,利用 SDS 干法脱硫。采用小苏打作为吸收剂价格远高于采用碳酸钙作为吸收剂。同时由于 SDS 为干法脱硫,钙硫比要高于湿法脱硫,因此造成了整个系统中脱硫剂的年运行费用增多了 468.66 万元。而采用湿法脱硫带来的电费增加、工艺水消耗仅增加了 73.8 万元。

针对较高含硫量的干熄焦烟气,利用价格低廉的脱硫剂对整个系统的投资运营有更多的正向经营影响。

4 结论

针对焦化行业干熄焦已替代原有湿熄焦系统,因此干熄焦烟气也需满足脱硫的环保要求。基于焦化行业焦炉烟道气脱硫脱硝目前主要采用 SDS+SCR 系统,干熄焦烟气治理主要可以考虑干熄焦烟气独立处理方式,即干熄焦烟气独立采用湿法脱硫工艺达到脱硫达标排放,也可采用干熄焦烟气并入焦炉烟道气方式。针对 2 种方式进行了工艺、建设费用、运营费用的对比。如场地无限制优先选用总体投入较少的干熄焦烟气独立处理方式,如场地有限制可采用干熄焦烟气并入焦炉烟道气方式。

参考文献

[1] 徐大兴.SDS 钠基干法脱硫工艺在焦化厂烟气处理中的应用[J].燃料与化工,2020,51(3):56-58.

[2] 常冶铁.SDS+SCR 工艺在焦炉烟气脱硫脱硝中的应用[J].中国冶金,2019,29(10):65-70.

[3] 张加民,朱灿朋,胡美权,等.干熄焦放散气的环保治理研究[J].燃料与化工,2019,50(6):53-56.

[4] 李晓宏.干熄焦预存段烟气达标治理技术方案比选[J].山西化工,2021,(2):61-66.

[5] 张庆文,常治铁,刘莉,等.鞍钢干熄焦预存段放散烟气处理技术研究与应用[J].鞍钢技术,2019,(3):19-21,43.

[6] 詹建新.干熄焦烟气治理技术研究[J].燃料与化工,2019,50(5):57-58.

[7] 王焕顺,付俊红,王鑫鹏,等.干熄焦烟气组分及脱硫工艺探讨[J].燃料与化工,2020,51(4):57-58.

[8] 贾丽,陈仲颖,甘欢乐,等.干熄焦高硫烟气超低排放工艺探讨[J].燃料与化工,2019,50(4):58-60.

[9] 樊响,邓志鹏.SDS 脱硫技术在干熄焦烟气脱硫上的应用[J].冶金设备,2020,(4):74-76.

[10] 蔡继莹,吴思成,金胜,等.干熄焦烟气脱硫技术基础性研究[J].冶金能源,2019,38(3):62-64.■

(上接第 217 页)

[3] 张世坚,蒋洪.直接换热常规流程的改进及分析[J].化工进展,2017,36(10):3648-3656.

[4] 王沫云.DHX 工艺在膨胀制冷轻烃回收装置上的应用[J].石油与天然气化工,2018,(4):45-49.

[5] Manning F S,Thompson R E.Oilfield processing of petroleum:Natural gas[M].Tulsa:Pennwell books,1991.

[6] John J,William A.Encyclopedia of chemical processing and design:Volume 19-energy,costing thermal electric power plants to ethanol[M].Basel:CRC Publications,1982.

[7] GPSA.GPSA engineering data book[M].Tulsa:Gas Processors Suppliers Association,2016.

[8] 韩淑怡,王科,祁亚玲,等.天然气轻烃回收 DHX 工艺优化研究[J].天然气化工:C1 化学与化工,2014,(6):58-62.

[9] 蒋洪,汤林.天然气凝液回收技术[M].北京:石油工业出版社,2019.

[10] 黄思宇,蒋洪,巴玺立,等.英买天然气处理装置提高丙烷收率工艺改进研究[J].石油与天然气化工,2015,(4):1-7.

[11] 胡文杰,朱琳."膨胀机+重接触塔"天然气凝液回收工艺的优化[J].天然气工业,2012,32(4):96-100.

[12] 中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局.GB/T 2589—2008.综合能耗计算通则[S].北京:中国标准出版社,2008.■