

## 燃煤机组烟气消白技术路线选择与经济分析

燃煤电厂白色烟羽治理有多种方案,以某300MW机组为例,进行了系统的湿烟羽治理热力计算,分析了主要影响因素,并作了经济性分析。热力系统计算结果显示:在条件允许的情况下先降低脱硫前原烟气温度是一种有效降低净烟气温度和湿度的方法;降低烟气冷凝换热器的循环冷却水温是减少换热面积的最有效举措;增大循环冷却水量也是一种有效减小烟气冷凝器换热面积的方式。通过经济性分析发现,设备折旧和耗电费用在增加的生产成本中占比较大,机组利用小时数和水价是影响改造工程运行和维护费用的重要因素。对于常规机组而言,消白改造产生的单位发电成本增加值在2.5~4.5元/MW。

在湿法脱硫系统中,脱硫浆液和高温烟气直接接触,浆液中水分吸热汽化,使烟气含水量增加、露点温度升高,大部分燃煤火电机组净烟气温度在45~55℃。饱和湿烟气直接从烟囱排放,当外界温度低于其露点温度,大量水蒸气凝结为小水滴,容易发生结露,由此产生“白烟”现象。与湿式冷却塔白烟不同,在产生“白烟”现象的同时,湿烟气还携带了氨逃逸产生的铵盐、SO<sub>3</sub>气溶胶、可溶性盐及微细颗粒物等污染物,对雾霾的产生有一定的贡献。2017年下半年以来,各地逐步出台了“深度减排”的环保方案,要求对白色烟羽进行治理,下文对不同治理工艺路线予以介绍和分析。

### 1 技术流派

烟气“消白”的目的主要为:(1)消除或减轻视觉污染;(2)减排污染物;(3)回收脱硫净烟气中所含水分。

白烟治理可分为3种技术流派:(1)净烟气直接再热;(2)冷凝除湿或其他除湿技术;(3)冷凝-再热。技术流派(1)只是减轻视觉污染,并没有减少污染物排放总量;技术流派(2)对污染物略有减排,并回收了烟气中水分,但减轻视觉污染效果有限;技术流派(3)效果兼顾了消除视觉污染和减排污染物的目的。

### 2 技术路线的选择

在技术路线选择上,需要综合考虑地方政策、机组现状和经济性,宜一机一策,首先要根据地方政策确定机组的改造目标,再根据机组具体边界条件选择合适的技术路线并确定主体改造内容,最后根据主体改造内容进行工程改造配套。

#### 2.1 改造边界及方案

目前,上海、浙江、天津、河北、江苏等地对白色烟羽的政策要求基本是:直接再热,要求净烟气排放温度75℃甚至80℃以上;如采用降温冷凝方法,燃煤锅炉4~10月(简称非供暖期)烟温不高于48℃,烟气水体积分数(下称含水量)不高于11%;11月至次年3月(简称供暖期)烟温不高于45℃,含水量不高于9.5%;鼓励利用回收余热或其他方式对烟气再加热。

以某300MW机组为例,对烟气消白治理方案进行分析。原烟气条件和设计目标参数如表1所示,除尘后烟气除温度和水蒸气含量外,其他成分绝对量不再发生变化。再热温度与净烟气温度和湿度等条件相关,烟气冷却器(用于冷却脱硫原烟气)与烟气再热器(用于加热净烟气)组成WGGH,为保证消白效果相近,作如下定义:(1)大WGGH为无烟气冷凝器时,原烟气降温至110℃,回收热量加热脱硫后净烟气;(2)小WGGH为有烟气冷凝器时,原烟气降温至120℃,回收热量加热冷凝后净烟气。

表 1 某300 MW 机组烟量、烟温及烟气成分  
 Table 1 Flue volume, temperature and gas composition of a 300 MW generation unit

项目	除尘器入口	烟肉入口					
		改造前	大WGGH	小WGGH	非供暖期排放	供暖期排放	
烟气量/(m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	1 278 000	1 360 000	1 338 000	1 347 500	1 330 900	1 311 000	
烟气各成分体积分数/%	φ <sub>CO<sub>2</sub></sub>	8.84	8.31	8.44	8.38	8.49	8.62
	φ <sub>SO<sub>2</sub></sub>	0.21	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	φ <sub>H<sub>2</sub>O</sub>	6.50	12.34	10.89	11.52	10.42	9.06
	φ <sub>N<sub>2</sub></sub>	79.17	74.39	75.63	75.09	76.02	77.17
	φ <sub>O<sub>2</sub></sub>	5.28	4.96	5.04	5.01	5.07	5.15
烟气温度/℃	135→110/120	51	48→72	49	47→63	44→58	

注：表中→表示烟温变化前后值。

根据已出台的地方政策，形成如下3种改造方案。

方案1：直接再热，将原烟气温度从135 降至110 ，脱硫净烟气温度会相应降至48 ，再热器再将其加热至72 ；

方案2：直接冷凝，冷凝器(冷却脱硫净烟气，析出凝结水)将烟气温度直接降至47 (非供暖期)或44 (供暖期)；

方案3：冷凝-再热，原烟气降至120 ，脱硫净烟气降至49 ，再将脱硫净烟气降至47 (非供暖期)和44 (供暖期)，然后将冷凝后净烟气加热至63 (非供暖期)和58 (供暖期)。考虑到有烟气冷凝时可以适当降低净烟气升温幅度，方案3兼顾了节能与环保的综合效益，是一种较好的技术路线。

## 2.2 热力系统计算

考虑换热温差并兼顾低温腐蚀，大WGGH热媒水按水量300t/h、温度70 105

(“ ”表示热媒水循环时冷端和热端温度，下同)设计，小WGGH热媒水按水量200t/h、温度70 111设计，烟气冷凝器冷却循环水按水量3000 t/h、非供暖期入口水温32 、供暖期入口水温20 计算，计算结果如表2所示。

表 2 热力系统计算  
 Table 2 Thermodynamic system calculation result data

技术路线	烟气归类	烟温变化/℃	热量/MW	湿度变化/%	节水/(t·h <sup>-1</sup> )	换热面积/m <sup>2</sup>
直接再热(方案1)	原烟气(A)	135→110	12.22	6.50	/	7 500
	脱硫净烟气	51→48	12.72	12.34→10.89	16.85	(8 000)
	再热烟气(C)	48→72.22	12.22	10.89	/	4 200
直接冷凝(方案2)	非供暖期净烟气(B)	51→47	18.26	12.34→10.29	24.38	11 760
	供暖期净烟气(B)	51→44	27.21	12.34→9.29	36.17	11 340
冷凝-再热(方案3)	原烟气(A)	135→120	7.34	6.50	/	5 000
	脱硫净烟气	51→49	7.51	12.34→11.52	9.81	(4 200)
	非供暖期冷凝净烟气(B)	49→47	10.52	11.52→10.29	14.31	7 500
	供暖期冷凝净烟气(B)	49→44	20.01	11.52→9.25	26.87	8 800
	非供暖期再热净烟气(C)	47→63.65	7.34	10.29	/	5 000
供暖期再热净烟气(C)	44→58.89	7.34	8.96	/	4 000	

注：表中A、B、C对应的分别为烟气冷却器、烟气冷凝器和烟气再热器；换热面积栏中带0部分为虚拟换热面积，即实际不存在该换热器，如不配置烟气冷却器对原烟气降温并回收余热，则需要配置该换热面积的烟气冷凝器，用于分析烟气直接冷凝与烟气冷却+烟气冷凝造价。

从表2可以看出，烟气直接再热(WGGH)会以减少脱硫浆液蒸发的形式节水16.85t/h。冷凝后净烟气条件要求既定时，需要传递的热量和节水量(包括减少脱硫浆液蒸发和烟气冷却冷凝析出水)是相同的。换热器按供暖期和非供暖期核

算面积取较大者计，烟气直接再热、直接冷凝和冷凝-再热所需总换热面积分别为：11700 m<sup>2</sup>、11760m<sup>2</sup>和18800m<sup>2</sup>。根据所处烟气环境，冷凝器防腐要求最高(钛管、氟塑料、2205双相钢等级)，加热器次之(316L等级)，冷却器最低(N D钢等级)。换热器造价与腐蚀要求成正比，相同防腐等级条件下适用的不同材质所制造的换热器总价是接近的，因此可以得出如下结论。

(1)方案1(直接再热)因无防腐等级最高的烟气冷凝器，造价通常最低，但再热前净烟气的温度和湿度不符合某些地方政策要求，且原烟气余热不足时还需要另设辅助热源。

(2)方案3(冷凝-再热)造价最高，消白效果和政策适应性最好。

(3)如不要求进行烟气再热，方案2与方案3(应含表2中的A'、B'、C'3部分)中A'+B'的效果相同，因冷却器所用材质单价明显低于冷凝器，且其设置可以减少冷凝器的换热面积(B'<sup>></sup>B)，2种方式造价接近甚至方案2价格更高，即在脱硫原烟气温度偏高时，直接冷凝不是一种经济合理的方案。烟气冷却器(即方案3中的A)回收的余热在不需要加热净烟气的条件下，可以通过加热低压加热器系统凝结水或空气预热器前锅炉给风等的形式，产生经济效益，以抵消部分系统运行成本。

### 2.2.1 原烟气的影响

对表1中的烟气条件进行计算以分析烟气温度对消白的影响，结果如表3所示。

表 3 原烟气温度对净烟气温度的影响  
Table 3 Impacts of the flue gas temperature on the temperature of exhaust smoke

原烟气温度/℃	原烟气降温幅度/℃	换热量/kW	净烟气温度/℃	净烟气降温幅度/℃	换热量/kW
135→125	10	4 892	50.21→49.16	1.05	4 831
135→120	15	7 337	50.21→48.7	1.51	7 261
135→115	20	9 783	50.21→48.13	2.08	9 918
135→110	25	12 229	50.21→47.66	2.55	12 308
135→105	30	14 675	50.21→47.3	2.91	14 042
135→100	35	17 120	50.21→46.45	3.76	17 904
135→95	40	19 566	50.21→46.09	4.12	19 602

原烟气对烟气消白的影响主要体现在烟气含湿量和烟气温度上。烟气含湿量的不同主要由燃煤煤质决定，通常燃用水分含量高的褐煤，烟气含湿量较高。烟煤含水量次之，无烟煤含水量最低。如果原烟气含湿量相差2%，在锅炉排烟温度相同的条件下，净烟气温度将会相差3℃以上，对冷凝器换热面积影响较大。

由表3可知，在原烟气135℃、净烟气51.21℃条件下，随着降温幅度的增大，净烟气排放温度也随之降低，幅度近似原烟气降温幅度的1/10。在原烟气降至110℃以下时，净烟气已经符合某些地方非供暖期排放标准，但并不建议在非供暖期取消烟气冷凝过程，烟气冷凝过程对减排污染物有重要的作用。

### 2.2.2 冷却水温的影响

饱和湿烟气的降温过程伴随着凝结水的析出和汽化潜热的释放，需要冷源带走该部分热量。冷源可以选择海水、江河水或者水冷机组的循环冷却水，空冷机组则需要新建机力通风冷却塔或直接采用环境空气，即烟气冷凝换热的冷却介质为水或空气。本文冷却介质为循环冷却水，烟气温度从49℃降低至44℃左右，在水温从15~35℃、水量3000t/h的条件下，各冷却水温条件下的换热面积如表4所示。从表4可见，换热量接近时，冷却水水温对换热面积影响较大。在条件允许的情况下，应选取或者制取低温冷却水，如建造换热能力较强的机力通风冷却塔。

表 4 循环冷却水水温对烟气冷凝的影响  
Table 4 Impacts of cooling water temperature on flue gas condensation

水温变化/℃	烟气湿度变化/%	换热面积/m <sup>2</sup>	换热量/MW	对数换热温差 $\Delta T_m$
15→20.73	11.52→9.36	6 720	19.11	1.46
20→25.89	11.52→9.27	8 399	19.68	1.60
25→30.97	11.52→9.25	10 919	20.01	1.84
30→35.94	11.52→9.26	15 118	19.74	2.36
35→40.53	11.52→9.35	20 157	18.92	4.03

表 5 循环冷却水量对烟气冷凝的影响  
Table 5 Impacts of cooling water volume on flue gas condensation

循环冷却水量/(t·h <sup>-1</sup> )	水温/℃	烟气湿度/%	换热面积/m <sup>2</sup>	换热量/MW	对数换热温差 $\Delta T_m$
2 000	20→29.01	11.52→9.24	10 079	20.13	1.95
2 500	20→27.28	11.52→9.35	8 399	19.02	1.73
3 000	20→25.94	11.52→9.28	8 398	19.65	1.61
3 500	20→24.93	11.52→9.30	7 559	19.28	1.52
4 000	20→24.35	11.52→9.34	7 559	19.20	1.48

### 2.2.3 冷却水量的影响

烟气温度从49 降低至44 ，在水温20 、水量2000~3000 t/h 的范围内，各冷却水量条件下的换热面积如表4 所示。由表4

可见，对换热面积而言，在换热量接近时，冷却水水量的影响比冷却水水温的影响要小。冷却水进出口温差在7~10 较为合理，过大的冷却水量本身也会造成较大的循环冷却水泵能耗。

### 2.3 主体设备改造

烟气消白改造主体设备包括：烟气冷却器、烟气冷凝器和烟气再热器。在选择净烟气直接再热路线时，需要先确定再热热源，通常为回收的锅炉尾部烟气余热，即通常所见的WGGH，部分条件特殊的机组也可选择蒸汽或空气预热器出口热风。烟气冷却器布置位置分除尘前和除尘后，通常根据烟气硫分和温度选择材料，除尘前采用20G或者ND 钢，除尘前没有布置空间需布置在除尘后的则选择耐腐等级高的换热器，如氟塑料、搪瓷管等，该换热器的造价变动较大。烟气加热器环境较好，通常选择316L+2205双相钢等，在布置空间有限时可选择与冷凝器相同的材质和截面尺寸，以减少变径空间。

烟气冷凝器处于腐蚀性强的环境，需选择2205双相钢、钛管、改性PTFE(氟塑料)、PTH、氟塑钢等耐腐蚀性强的换热材质，该换热器成本变动较小。

### 2.4 配套设施改造

配套设备主要包括冷源系统、冷却水循环系统、热媒水系统、风机等以及相应的土建、电气、热控等，这部分改造内容因机组实际条件有一定的差别。

(1)冷源系统差别较大，如机组靠近江河或海，则直接采用开式冷却方式，无论是冷却水温还是初投资就会有优势；如为空冷机组，则需要另设机力通风冷却塔制造冷源；如为水冷机组，在凉水塔有裕量的条件下，可取凉水塔循环冷却水作为烟气冷凝的冷源。

(2)循环冷却水系统和热媒水系统主要包括水泵、管道及其附属设施，当机组容量和冷源相同时，相差不大。

(3)风机改造与机组原风机裕量有关，可选择增容或更换，在有裕量而又不充足时，可调节各换热器阻力降，避免风机改造或减少改造量，以平衡投资。

(4)土建和电气的改造成本与机组容量相关性较强，而电控增加的费用则不会有较大浮动。

配套设施改造通常占总工程造价的50%~70%，与机组大小和具体方案相关，略有变动。

### 3 经济性分析

经济性分析需综合考虑初投资、运行成本、预期发电量、成本电价、水价等，作为环保改造，经济性主要体现在增加单位发电成本上。以某典型300MW机组为例，运行小时数7000 h或5000h，折旧年限15年，初投资3500万元，烟气系统阻力增加1000Pa，烟气系统产生能耗500kW，水系统增加功耗250kW，节水量30t/h，工艺水价2.5元/t，经济性核算结果如表6所示。

按设定的条件，白色烟羽综合治理改造工程会引起该机组在所给条件情况下单位成本增加3.04元/MW，其中折旧费和耗电费用占比较大。不同的机组在利用小时数或者水价上会存在较大偏差，若机组年利用小时数偏低至3500，则单位成本增加4.11元/MW(条件2)，或水价为5.0元/t时，则单位成本增加2.76元/MW(条件3)。不同机组利用小时数、成本电价和水价波动更大时，单位成本增加值也会变化，波动范围约为2.50~4.50元/MW。

在机组确定时，各影响因素浮动较小，对初投资、利用小时数、成本电价、水价进行了敏感性分析，结果如图1所示。从图中可以看出，影响最大的仍为机组利用小时数，其次为工程静态投资，成本电价和水价也有一定的影响。

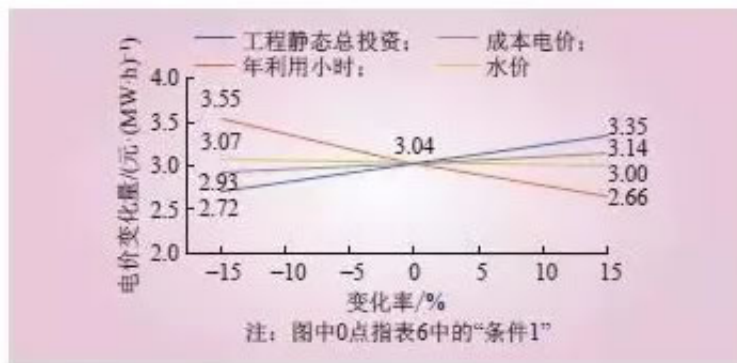


图 1 单位成本增加值敏感性分析结果

### 4 结论

对烟羽治理工程的系统热力计算和经济性分析表明：

- (1)原烟气条件和净烟气目标既定时，需要传递的热量和节水量是相同的；
- (2)在有条件的情况下，应优先考虑对脱硫前原烟气进行降温，以减轻烟气冷却冷凝的换热面积，降低造价；
- (3)烟气冷却冷凝的循环冷却介质温度对冷凝效果影响最大，冷却介质的量次之；
- (4)烟羽治理改造初投资、运行小时数、成本电价、水价对消白系统运行和维护成本有较大的影响，对于常规燃煤发电机组，单位发电成本约增加2.5~4.5元/MW。

原文地址：<http://www.china-nengyuan.com/tech/142044.html>