

低温洗涤法烟气脱硫脱碳工艺模拟研究

汪世清¹, 郜时旺², 王绍民¹, 刘练波², 王金意¹, 牛红伟²

(1. 中国华能集团清洁能源技术研究院有限公司, 北京 102209;

2. 二氧化碳捕集与处理北京市重点实验室, 北京 102209)

[摘要] 本文提出了一种通过低温戊烷液体洗涤烟气将CO₂和SO₂同时冷凝脱除的烟气处理工艺。该工艺采用2塔喷淋冷却方式冷却烟气, 第1个喷淋塔采用冷冻水喷淋降温至接近冰点, 第2个喷淋塔采用低温正戊烷液体喷淋降温至SO₂和CO₂的凝华温度, 洗涤冷凝得到的SO₂、CO₂和H₂O等组分不溶于正戊烷, 故而从洗涤液分离出来。本文基于ASPEN PLUS软件建立600 MW燃煤机组低温冷凝法脱硫脱碳工艺模型, 通过物料和能量平衡计算, 对SO₂和CO₂脱除效率和系统能耗进行了分析。结果表明: 将烟气降温至-116℃时, CO₂捕集率达到90%, SO₂脱除率接近100%; 当捕集的CO₂以气态形式存在时, 系统能耗约为80.25 MW (188.6 kW h/t), 当捕集的CO₂以液态形式存在时, 系统能耗约为114.56 MW (269.2 kW h/t), 比传统醇胺吸收法脱碳能耗降低30%左右。

[关键词] 二氧化碳捕集; 烟气脱硫; 低温洗涤法; 正戊烷; 凝华; 模拟

[中图分类号] X511 **[文献标识码]** A **[DOI编号]** 10.19666/j.rlfid.202007202

[引用本文格式] 汪世清, 郜时旺, 王绍民, 等. 低温洗涤法烟气脱硫脱碳工艺模拟研究[J]. 热力发电, 2021, 50(1): 68-73.
WANG Shiqing, GAO Shiwang, WANG Shaomin, et al. Simulation study on removing SO₂ and CO₂ from flue gas by cryogenic scrubbing[J]. Thermal Power Generation, 2021, 50(1): 68-73.

Simulation study on removing SO₂ and CO₂ from flue gas by cryogenic scrubbing

WANG Shiqing¹, GAO Shiwang², WANG Shaomin¹, LIU Lianbo², WANG Jinyi¹, NIU Hongwei²

(1. Clean Energy Research Institute Co., Ltd., China Huaneng Group Co., Ltd., Beijing 102209, China;

2. Beijing Key Laboratory of CO₂ Capture and Process, Beijing 102209, China)

Abstract: A flue gas treatment process which can realize simultaneous condensation and removal of CO₂ and SO₂ through flue gas scrubbing by low temperature pentane liquid is developed. In this process, two spraying towers are used to cool the flue gas. In the first spraying tower, the flue gas is cooled closed to freezing point of water by cold water scrubbing. In the second spraying tower, the flue gas is further cooled to the desublimation temperatures of SO₂ and CO₂ by low temperature *n*-pentane liquid spraying, the SO₂, CO₂ and H₂O components obtained from washing condensation are insoluble in *n*-pentane, so they can be separated from the washing solution. By using the Aspen Plus software, this paper establishes the desulfurization and decarbonization process model of 600 MW coal-fired units by low temperature condensation method. Through material and energy balance calculation, the SO₂ and CO₂ removal efficiency as well as the system energy consumption are analyzed. The results show that, when the flue gas temperature is decreased to -116℃, the capture rate of CO₂ can reach 90% and that of SO₂ can approach to near 100%. The energy consumption of the system is about 80.25 MW (188.6 kW h/t CO₂) when the captured CO₂ is in gaseous form, and it is about 114.56 MW (269.2 kW h/t CO₂) when the captured CO₂ is in liquid form. The energy consumption is about 30% lower than that of the conventional amine-based CO₂ capture technology.

Key words: carbon dioxide capture, flue gas desulfurization, low temperature scrubbing method, *n*-pentane, desublimation, simulation

近年来, 虽然风电、水电、太阳能等可再生能源发展迅猛, 但燃煤发电在中长期内依旧是我国最重要的能源保障^[1]。而制约燃煤发电的最主要因素

是燃煤烟气中污染物和CO₂的排放, 因此烟气污染物和CO₂一体化脱除技术的研发成为当前国内外研究热点^[2-4]。目前, 燃煤烟气CO₂捕集和污染物控制

收稿日期: 2020-07-30

基金项目: 中国华能集团有限公司总部科技项目(TY-19-HJK01)

Supported by: Science and Technology Project of China Huaneng Group Co., Ltd. (TY-19-HJK01)

第一作者简介: 汪世清(1983), 男, 博士, 高级工程师, 主要研究方向为二氧化碳捕集和污染物治理, wangshiqing1983@163.com。

为相对独立的系统。对于大型燃煤电厂，主流的污染物控制技术路线是选择性催化还原（SCR）脱硝+电除尘+湿法烟气脱硫^[5-6]。大型 CO₂ 捕集项目则绝大部分采用醇胺吸收法^[7-8]。由于醇胺吸收法 CO₂ 捕集工艺对入口烟气的 SO₂、NO_x 和粉尘等污染物要求比较严格，因此 CO₂ 捕集装置都设置在污染物脱除系统之后。

近年来，低温冷凝法被引入电厂烟气 CO₂ 捕集^[9-11]。低温冷凝脱碳的原理是通过将烟气温度降至 CO₂ 的凝华点以下，使得气态 CO₂ 变成固体干冰的形式从烟气中分离出来，分离出来的干冰随着烟气冷却喷淋液排出系统，然后通过固-液分离器分离出来。美国 SES 公司率先开展了低温冷凝法脱碳中试，CO₂ 捕集规模为每天 1 t^[12]。研究发现，该低温冷凝法脱碳装置的运行温度约为-120 °C，实现了 90% 以上的 CO₂ 捕集，而且对烟气中 SO₂ 的脱硫效率高于 98%。Jensen 等人^[13]通过 ASPEN PLUS 软件对 550 MW 机组低温脱碳工艺开展了工艺模拟，在烟气温度降至-119 °C 时，实现 90% CO₂ 捕集，能耗约为 0.738 MJ/kg，比 MEA 法^[13]能耗(1.379 MJ/kg)降低约 46.4%。

我国目前针对低温冷凝法烟气脱碳还处于基础研究阶段，王建熊等^[9]针对 CO₂ 低温凝华捕集开展了实验研究。由于采用低温冷凝法脱碳需要将烟气降温至冰点以下，容易造成烟气中水气结冰堵塞换热器或烟道，因此现有的低温冷凝法脱碳研究都是基于干烟气或者是在冷却至冰点以下之前通过增加分子筛来深度脱除烟气中的水分^[13]。大型机组烟气采用分子筛脱水工程难度巨大，因此这是制约低温冷凝法脱碳技术应用的主要技术瓶颈之一。

本文针对这一技术难题，开发了 2 段洗涤冷却工艺，实现了无需前置干燥设备的前提下直接将烟气喷淋冷却至冰点以下。该工艺的特点是在冰点以上温度区通过水喷淋冷却，在冰点以下温度区通过低温戊烷液体喷淋冷却。

1 工艺流程

1.1 低温洗涤工艺流程

本文开发的低温冷凝法脱硫脱碳工艺流程如图 1 所示。由于 NO_x 中的主要成分是 NO（占 90% 以上），且 NO 沸点很低（-151 °C），而且在烟气中的分压很低，很难通过冷凝方式脱除，因此本工艺适用于脱硝和除尘后的烟气。

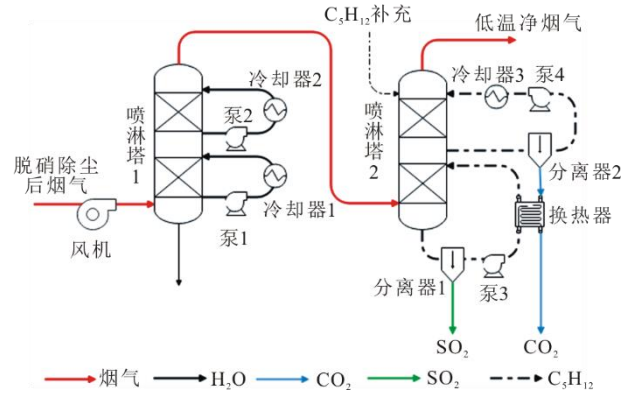


图 1 低温洗涤法脱硫脱碳工艺流程
Fig.1 The process flow of desulfurization and decarbonization by low temperature scrubbing

由图 1 可见，脱硝和除尘后的烟气经风机增压送入喷淋塔 1，喷淋塔 1 的作用是通过水喷淋降温的方式将烟气温度降至尽可能接近水的冰点，一般降至 2~5 °C。为了节约冷却能耗，通过 2 段喷淋的方式来实现：下段喷淋循环水通过电厂冷却水进行冷却，可将烟气温度降至 35 °C 左右；上段喷淋循环水通过工业冷水机组冷却，烟气温度降至接近 0 °C。上、下 2 个喷淋段通过升气帽隔开，上段烟气冷凝水通过升气帽流入下段，并和下段烟气冷凝水一同从塔底排出。

烟气中含有 SO₂、SO₃、HCl 和 NO₂ 等酸性气体，洗涤过程中会有部分酸性气体溶解于洗涤循环水中形成酸性洗涤液。因此，该脱硫脱碳系统的洗涤塔、循环水管道以及循环水泵等需要做防腐处理。喷淋塔采用玻璃钢材质，填料采用氟塑料材质，循环液管道以及循环泵等过流部件采用双相钢或塑料材质。

经过喷淋塔 1 降温后的烟气进入喷淋塔 2，通过低温正戊烷液体喷淋进一步降温至 SO₂ 和 CO₂ 的冷凝分离温度。采用正戊烷作为喷淋液的原因主要是：1) 正戊烷 (C₅H₁₂) 的熔点是-129.8 °C，沸点是 36.1 °C，液体温度区间满足冷凝脱除 SO₂ 和 CO₂ 的要求；2) H₂O、SO₂ 和 CO₂ 不溶于正戊烷，因此冷凝下来之后可以从正戊烷洗涤液中分离出来；3) 醇类低温载冷剂会和 H₂O 形成共沸物，难以分离，因此不能用作喷淋液。

喷淋塔 2 也采用 2 段喷淋冷却方式：下段喷淋将烟气冷却至约-90 °C，冷凝分离出烟气中的 SO₂ 和残余的水分，经分离器 1 分离出正戊烷循环液；上段喷淋将烟气冷却至约-116 °C，冷凝分离出烟气中的 CO₂，以干冰的形式经分离器 2 分离出正戊

烷循环液。喷淋塔 2 上段喷淋循环液通过低温制冷机组冷却，下段喷淋循环液通过回收干冰 CO_2 的气化潜热冷却。

1.2 制冷工艺流程

制冷系统流程如图 2 所示。烟气冷却过程中涉及 3 个冷却器：冷却器 1 为水冷冷却器，通过冷却水作为冷却介质；冷却器 2 采用氨冰机冷却（图 2a）；冷却器 3 采用四氟化碳（ CF_4 ）低温制冷机组冷却（图 2b））。

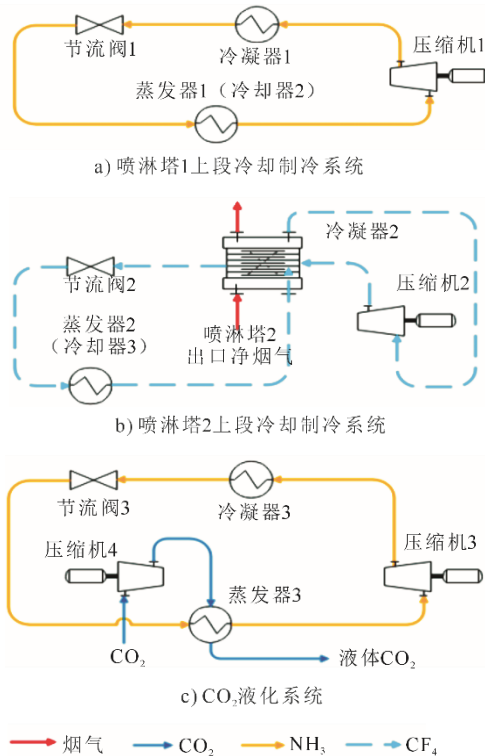


图 2 制冷系统流程

Fig.2 Flow chart of the refrigeration system

为了降低系统冷却能耗，从喷淋塔 2 排出的低温净烟气需要进行冷量回收。常规的回收方式是采用气-气换热的间接换热方式对高温烟气进行预冷回收。但该方式是采用气-气换热的间接换热方式，存在 2 个技术难题：一是换热端差较大，设备体积较大，冷量回收效率低；二是高温侧烟气中的水分在降温至 $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ 以下会结冰，堵塞换热器，因此需要采用分子筛对烟气进行深度除湿前处理，工程实施难度大。本文利用低温净烟气给低温制冷机组冷凝器提供冷量，进行冷量回收。此外，图 2b) 中经过蒸发器 2 (冷却器 3) 后的低温气态制冷剂，在进入压缩机之前也经过冷凝器 2 进行冷量回收。

分离出来的干冰 CO_2 与喷淋塔 2 下段喷淋液换热气化后，可通过压缩液化的方式获得液体 CO_2

(图 2c))。 CO_2 液化系统包含 CO_2 压缩机和氨冰机。液态 CO_2 通过低温储罐存储，通过罐车拉运至用户或封存地点。

2 仿真模型

2.1 状态方程模型

由于烟气成分复杂，整个工艺温度跨度较大，采用理想气体状态方程不能准确反应气体中各组分在各个温度压力条件下的实际状态。在 ASPEN PLUS 物性模型中，PR 方程和 PSRK 方程是最常用的实际气体状态方程，在空分和气体处理工艺模拟中应用广泛。本文分别基于 PR 方程和 PSRK 方程对 SO_2 露点和 CO_2 凝华点进行计算，并与美国标准局 NIST 的数据以及实验数据进行了对比，结果见表 1 和表 2。由表 1、表 2 可见，PSRK 方程具有更高的预测精度。因此本文采用 PRSK 方程作为工艺模型的物性方程。

表 1 SO_2 露点温度预测
Tab.1 The prediction result of SO_2 dew point

压力/kPa	露点温度/K		
	NIST ^[14]	PSRK 方程	PR 方程
2.64	203.15	203.15	201.11
5.75	213.15	213.25	211.30
11.53	223.15	223.30	221.48
21.58	233.15	233.32	231.66
38.00	243.15	243.31	240.98
63.51	253.15	253.26	252.01
相对偏差平均值及最大值/%		0.042/0.075	0.661/1.006

表 2 CO_2 凝华点温度预测
Tab.2 The prediction result of CO_2 sublimation temperature

体积分数/%	压力/kPa	凝华温度/K		
		Agrawal ^[15]	PSRK 方程	PR 方程
0.12	855	148.8	152.8	145.9
0.97	2 068	172.0	172.4	168.2
1.80	2 261	176.8	178.8	172.0
3.07	2 785	184.0	186.2	179.6
10.67	1 413	198.1	196.5	189.1
相对偏差平均值及最大值/%		1.28/4.24		4.72/7.74

2.2 设备模型

本工艺涉及的喷淋塔 1 和喷淋塔 2 均采用 RadFrac 填料塔模型，平衡态计算模式。风机采用 COMPR 模型， CO_2 压缩机和制冷压缩机采用多级压缩 MCOMPR 模型，泵采用 PUMP 模型。冷却器、换热器、冷凝器和蒸发器均采用换热器模型 HeatX，

其中冷凝器 2 采用多通道换热器模型 MHeatX。

冷却器 1 热侧为循环水，冷侧为冷却水；冷却器 2 热侧为循环水，冷侧为氨制冷剂；冷却器 3 热侧为正戊烷，冷侧为 CF_4 制冷剂；冷凝器 1 热侧为氨制冷剂，冷侧为冷却水；冷凝器 2 热侧为 CF_4 制冷剂，冷侧为低温净烟气以及低温气态制冷剂；冷凝器 3 热侧为氨制冷剂，冷侧为冷却水；蒸发器 1 和冷却器 2 为同一换热器，蒸发器 2 和冷却器 3 为同一换热器；蒸发器 3 热侧为 CO_2 ，冷侧为氨制冷剂。分离器 1 和分离器 2 均采用 SEP 模型，分离器 1 从正戊烷中分离出 SO_2 和 H_2O ，分离器 2 从正戊烷中分离出 CO_2 、 SO_2 和 H_2O 。

2.3 设计参数

2.3.1 烟气参数

本文采用典型 600 MW 燃煤机组烟气作为系统输入烟气，烟气流量按照 200 万 m^3/h (标况，下同) 计算。烟气进入系统之前，经过脱硝和除尘处理，并经过低温省煤器余热回收，进入本系统的温度假定为 $70\text{ }^\circ\text{C}$ 。烟气组分为： $\psi(\text{N}_2)$ 为 74%、 $\psi(\text{O}_2)$ 为 6%、 $\psi(\text{H}_2\text{O})$ 为 8%、 $\psi(\text{CO}_2)$ 为 12%、 $\psi(\text{SO}_2)$ 为 0.1%。

2.3.2 其他参数假设

本文假定包含压缩机、风机、泵等动设备的绝热效率均为 0.85。所有泵的压头均按照 500 kPa 计算。洗涤塔 1 和洗涤塔 2 采用填料塔，每个塔内烟气压降均按 2 kPa 计算。冷凝器 2 内烟气压降按 1 kPa 计算，因此风机总压差按 5 kPa 计算。换热器端温差是影响烟气整体冷却能耗的重要因素，换热端温差越小，效率越高，能耗越低，但是会导致设备越大，阻力越大。因此，本研究参考工程实际，取气-液换热器端温差为 $20\text{ }^\circ\text{C}$ ，液-液换热器端温差为 $5\text{ }^\circ\text{C}$ ，喷淋端温差为 $2\text{ }^\circ\text{C}$ ，蒸发器端温差为 $2\text{ }^\circ\text{C}$ 。

3 结果分析

3.1 CO_2 和 SO_2 脱除率

虽然 SO_2 的沸点为 $-10\text{ }^\circ\text{C}$ ，熔点为 $-75.5\text{ }^\circ\text{C}$ ，但是由于烟气中 SO_2 分压低，因此需要降低至 $-100\text{ }^\circ\text{C}$ 以下才能通过凝华的方式冷凝分离出来。常压下 CO_2 无法液化而会直接凝华成干冰，凝华温度为 $-78.5\text{ }^\circ\text{C}$ 。而在烟气 CO_2 的分压下，需要降低至 $-100\text{ }^\circ\text{C}$ 以下才开始凝华成干冰。图 3 为在干气 (烟气中无水分) 的情况下基于 PSRK 模型以及表 3 烟气组分得到的 SO_2 和 CO_2 在不同温度下的冷凝脱除率。由图 3 可知，在干气条件下， SO_2 和 CO_2 几乎

在同一温度区间冷凝出来，因此很难通过分段降温分别脱除。

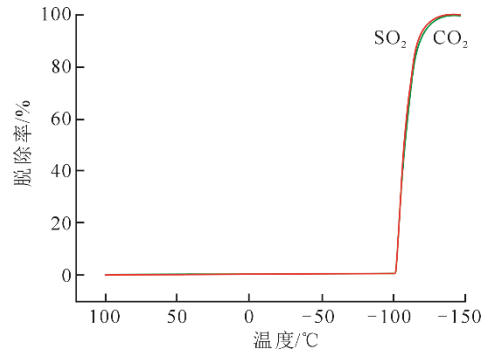


图 3 干气下 SO_2 和 CO_2 低温脱除率
Fig.3 The removal rate of SO_2 and CO_2 at low temperatures (dry gas)

图 4 为 SO_2 和 CO_2 在湿气 (实际烟气条件) 的情况下基于 PSRK 模型以及表 3 烟气组分计算得到的 SO_2 和 CO_2 在不同温度下的冷凝脱除率。对比图 3 和图 4 可知： SO_2 在 $-90\text{ }^\circ\text{C}$ 时脱除率高于 95%，而 CO_2 只有极少量随着冷凝水脱除出系统；烟气中的水分能够促进 SO_2 和 CO_2 的低温脱除。这是因为 SO_2 和 CO_2 能够部分溶解于冷凝水中，在真实湿气条件下，可以通过分段降温的方式先脱除 SO_2 ，再脱除 CO_2 。

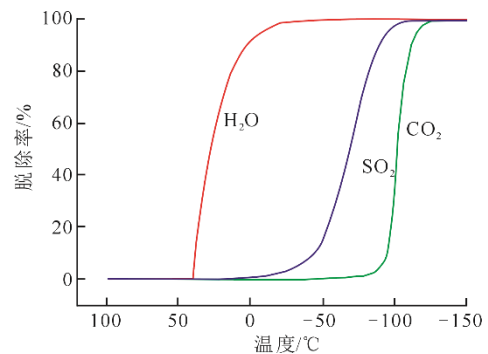


图 4 湿气下 SO_2 和 CO_2 低温脱除率
Fig.4 The removal rate of SO_2 and CO_2 at low temperatures (wet gas)

3.2 低温洗涤系统主要运行参数

表 3 为 2 个洗涤塔主要运行参数情况。洗涤塔 1 采用水喷淋冷却，利用 2 段喷淋降至 $4\text{ }^\circ\text{C}$ 。洗涤塔 2 采用正戊烷液体作为喷淋介质，第 1 段喷淋冷却至 $-93\text{ }^\circ\text{C}$ ，脱除 SO_2 ，第 2 段降温至 $-116\text{ }^\circ\text{C}$ ，脱除 CO_2 。

3.3 物料平衡计算

表 4 为重要节点烟气参数。由表 4 可见，通过 2 个喷淋塔洗涤冷却，烟气中的 H_2O 和 SO_2 几乎全

部脱除, CO₂脱除率约为90%, 同时有少量戊烷被烟气带走, 需要进行定期补充。

表3 洗涤塔运行参数
Tab.3 Operating parameter of the scrubbing system

参数	洗涤塔 1		洗涤塔 2	
	下段	上段	下段	上段
循环位置	下段	上段	下段	上段
洗涤介质	水	水	正戊烷	正戊烷
循环量/(t h ⁻¹)	5 000	3 000	3 000	8 000
循环液入口温度/℃	35	2	-95	-118
循环液出口温度/℃	44	20	-49	-101
烟气温度/℃	37	4	-93	-116
冷却介质	H ₂ O	NH ₃	CO ₂	CF ₄
冷却介质温度/℃	30	0	-100	-120

表4 重要节点烟气参数
Tab.4 Flue gas parameter at various positions

项目	入口烟气	洗涤塔 1 出口	洗涤塔 2 出口
温度/℃	70	4	-116
压力/kPa	101.3	104.3	102.3
质量流量/(t h ⁻¹)	2 639 536	2 521 285	2 078 821
$\rho(\text{N}_2)/(\text{kg h}^{-1})$	1 828 650	1 828 649	1 828 233
$\rho(\text{O}_2)/(\text{kg h}^{-1})$	171 682	171 682	171 628
$\rho(\text{H}_2\text{O})/(\text{kg h}^{-1})$	128 876	10 846	0
$\rho(\text{CO}_2)/(\text{kg h}^{-1})$	472 249	472 237	47 356
$\rho(\text{SO}_2)/(\text{kg h}^{-1})$	6 000	5 994	1.5×10 ⁻⁵
$\rho(\text{C}_5\text{H}_{12})/(\text{kg h}^{-1})$	0	0	39

表5为由2个喷淋塔排出的3种物料的组分和流量。由表5可见: 喷淋塔1喷淋降温后, 烟气中的水分析出, 少量SO₂和CO₂溶解于水中排出, 形成酸性冷凝水, 酸性冷凝水约为118.2 t/h; 喷淋塔2下段排出的SO₂分离液主要为H₂O和SO₂, 其中SO₂占比约为34.14%, 另外也含有少量CO₂, 约占0.3%; 喷淋塔2上段排出的液体CO₂经过图2c)液化系统液化后, 得到-20℃的液体CO₂产品, 产量约为425.5 t/h, 质量分数约为99.84%, 另外还有少量SO₂杂质(质量分数约为0.044%)。

表5 分离物流参数
Tab.5 Parameter of the separated streams

项目	冷凝水	SO ₂ 分离液	液体CO ₂
温度/℃	44	-49	-20
压力/kPa	106.3	104.3	2 000
质量流量/(t h ⁻¹)	118.2	17.0	425.5
$\rho(\text{N}_2)/(\text{kg h}^{-1})$	1.10	0.76	415
$\rho(\text{O}_2)/(\text{kg h}^{-1})$	0.22	0.29	54
$\rho(\text{H}_2\text{O})/(\text{kg h}^{-1})$	118 030	10 846	0
$\rho(\text{CO}_2)/(\text{kg h}^{-1})$	12	50	424 832
$\rho(\text{SO}_2)/(\text{kg h}^{-1})$	5.8	5 805	189

3.4 能量平衡计算

采用低温洗涤方式脱除SO₂和CO₂, 其中烟气冷却产生的能耗最大。表6为冷却负荷及冷却水用量分析, 包含水冷却器冷却水量以及压缩机冷却水量。由表6可见, 当输出液态CO₂的情况下, 总的冷却水消耗为31 076.36 t/h, 当输出气态CO₂的情况下, 总的冷却水消耗为22 296.97 t/h。

表6 冷却负荷分析
Tab.6 The cooling load analysis

换热器	热侧	冷侧	热负荷/MW	冷却水耗量/(t h ⁻¹)
冷却器 1	H ₂ O	H ₂ O	56.45	6 842.42
冷却器 2	H ₂ O	NH ₃	67.05	
塔 2 下段换热器	C ₅ H ₁₂	CO ₂	79.81	
冷却器 3	C ₅ H ₁₂	CF ₄	86.06	
冷凝器 1	NH ₃	H ₂ O	80.25	9 727.27
冷凝器 2	CF ₄	冷烟气/CF ₄	131.70	
冷凝器 3	NH ₃	H ₂ O	48.81	5 916.36
蒸发器 3	CO ₂	NH ₃	39.95	
压缩机 1	NH ₃	H ₂ O	0.81	98.18
压缩机 2	CF ₄	H ₂ O	46.44	5 629.09
压缩机 3	NH ₃	H ₂ O	4.36	528.48
压缩机 4	CO ₂	H ₂ O	19.26	2 334.55
输出液态CO ₂ 冷却水消耗总计				31 076.36
输出气态CO ₂ 冷却水消耗总计				22 296.97

表7为压缩机能耗统计, 其中包括3台制冷压缩机、1台二氧化碳压缩机。由表7可见: 压缩机均采用多级压缩的方式, 单级压比控制再1.5~2.0; 制冷压缩机3和二氧化碳压缩机4都是为了液化CO₂而设置, 在输出液态CO₂的情况下, 压缩机总能耗为99.19 MW, 在输出气态CO₂的情况下, 压缩机总能耗为66.88 MW。

表7 压缩机能耗分析
Tab.7 Energy consumption of the compressors

压缩机	工作介质	入口/kPa	出口/kPa	压缩级数	单级压比	功率/MW
压缩机 1	NH ₃	430	1 300	2	1.74	11.54
压缩机 2	CF ₄	170	1 400	4	1.69	55.34
压缩机 3	NH ₃	170	1 300	3	1.97	12.94
压缩机 4	CO ₂	200	2 000	4	1.78	19.37
输出液态CO ₂ 总能耗						99.19
输出气态CO ₂ 总能耗						66.88

表8为泵和风机等动设备能耗, 包括1台风机、4台循环泵和1台冷却水泵。由表8可见: 在输出液态CO₂的情况下, 泵和风机总能耗为15.37 MW; 在输出气态CO₂的情况下, 泵和风机总能耗为13.38 MW, 其较输出液态CO₂的情况下减少的能耗源于冷却水量的减少。

表 8 风机和泵能耗
Tab.8 Energy consumption of the fans and pumps

动设备	工作介质	流量/(t h ⁻¹)	压差/kPa	功率/MW
风机	烟气	2 640	5	3.92
泵 1	水	5 000	500	1.10
泵 2	水	3 000	500	0.66
泵 3	正戊烷	3 000	500	0.78
泵 4	正戊烷	8 000	500	2.08
冷却水泵	水	31 076	500	6.82
输出液态 CO ₂ 总能耗				15.37
输出气态 CO ₂ 总能耗				13.38

综合上述能量平衡分析可见：在输出液态 CO₂ 的情况下，系统总电耗为 114.56 MW，相当于 269.2 kW h/t；在输出气态 CO₂ 的情况下，系统总电耗为 80.26 MW，相当于 188.6 kW h/t。MEA 胺法 CO₂ 捕集工艺（含液化系统）总体能耗折算成电耗约为 382.7 kW h/t^[13]。可见，低温洗涤法工艺能降低 30% 能耗。

4 结 论

1) 本文开发了一种通过低温戊烷液体喷淋冷却同时冷凝脱除烟气中 SO₂ 和 CO₂ 的工艺。烟气经过冷冻水喷淋后，烟气中大部分水分从烟气中冷凝分离；然后经过低温戊烷喷淋至 -93 °C 左右，冷凝分离出 SO₂；最后通过低温戊烷进一步冷却到 -116 °C，冷凝分离出 90% 的 CO₂。

2) 该工艺烟气不需要在冷却前进行除湿处理，而是直接喷淋冷却；冷凝分离出来的 H₂O、CO₂ 和 SO₂ 不溶于戊烷，可以从洗涤液中分离出来。

3) 基于 600 MW 机组通过 ASPEN PLUS 软件分析发现，在 -116 °C 的运行温度下，该工艺的 CO₂ 脱除率达到 90%，SO₂ 几乎全部脱除，系统整体能耗约为 269.2 kW h/t，比 MEA 胺法脱碳能耗降低约 30%。

[参 考 文 献]

- [1] 张博, 孙旭东, 刘颖, 等. 能源新技术新兴产业发展动态与 2035 战略对策[J]. 中国工程科学, 2020, 22(2): 38-46.
ZHANG Bo, SUN Xudong, LIU Ying, et al. Development trends and strategic countermeasures of China's emerging energy technology industry toward 2035[J]. Strategic Study of CAE, 2020, 22(2): 38-46.
- [2] 赵毅, 周思函, 郝润龙, 等. 燃煤烟气污染物生成机理及一体化脱除研究[J]. 广州化工, 2015, 43(21): 10-12.
ZHAO Yi, ZHOU Sihan, HAO Runlong, et al. Study on generation mechanism and simultaneous removal of multi-pollutant in coal-fired flue gas[J]. Guangdong Chemical Industry, 2015, 43(21): 10-12.
- [3] 杨维结, 王志峰, 高正阳, 等. 燃煤电战多污染物一体

- 化脱除研究进展[J]. 热能动力工程, 2019, 34(3): 1-6.
YANG Weijie, WANG Zhifeng, GAO Zhengyang, et al. Research progress of simultaneous removal of multiple pollutant in coal-fired power plant[J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power, 2019, 34(3): 1-6.
- [4] DONG R F, LU H F, YU Y S, et al. A feasible process for simultaneous removal of CO₂, SO₂ and NO_x in the cement industry by NH₃ scrubbing[J]. Applied Energy, 2012, 97: 185-191.
- [5] 尹连庆, 于倩. 燃煤烟气脱硫脱硝脱汞技术研究现状[J]. 广东化工, 2016, 43(3): 58-59.
YIN Lianqing, YU Qian. Present status of research on simultaneous desulfurization, denitration and demercuration of coal-fired flue gas[J]. Guangdong Chemical Industry, 2016, 43(3): 58-59.
- [6] 杨忠凯, 武宁, 何如意, 等. 燃煤烟气同时脱硫脱硝技术研究进展[J]. 应用化工, 2020, 49(5): 1219-1225.
YANG Zhongkai, WU Ning, HE Ruyi, et al. Research progress on simultaneous desulfurization and denitrification technology for coal-fired flue gas[J]. Applied Chemical Energy, 2020, 49(5): 1219-1225.
- [7] 丁磊. 电厂烟气氨法脱碳技术研究进展[J]. 科技创新于应用, 2016(21): 166.
DING Lei. Research progress of CO₂ capture by using ammonia from flue gas of power plant[J]. Technology Innovation and Application, 2016(21): 166.
- [8] 王明坛, 谢圣林, 许子通. 二氧化碳捕集技术的现状与最新进展[J]. 当代化工, 2016, 45(5): 1002-1005.
WANG Mingtan, XIE Shenglin, XU Zitong. Present state and latest development of CO₂ capture technology[J]. Chemical Industry Today, 2016, 45(5): 1002-1005.
- [9] 王建熊, 姜晓波, 邱利民, 等. 二氧化碳低温凝华捕集的实验研究[J]. 低温工程, 2018(1): 47-68.
WANG Jianxiong, JIANG Xiaobo, QIU Limin, et al. Experiment investigation on carbon dioxide capture by cryogenic desublimation[J]. Cryogenics, 2018(1): 47-68.
- [10] SONG C F, LIU Q L, DENG S, et al. Cryogenic-based CO₂ capture technologies: State-of-the-art developments and current challenges[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2019, 101: 265-278.
- [11] XU J X, LIN W S. A CO₂ cryogenic capture system for flue gas of an LNG-fired power plant[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2017, 42(29): 18674-18680.
- [12] SAYRE A, FRANKMAN D J, BAXTER A, et al. Field testing of cryogenic carbon capture[C]. Carbon Management Technology Conference, CMTC-486652-MS, Houston, USA, 2017.
- [13] JENSEN M J, RUSSELL C S, BERGESON D, et al. Prediction and validation of external cooling loop cryogenic carbon capture (CCC-ECL) for full-scale coal-fired power plant retrofit[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2015, 42: 200-212.
- [14] LEMMON E W, HUBER M L, MCLINDEN M O, NIST standard reference database 23: reference fluid thermodynamic and transport properties-REFPROP, Version 9.1[R]. Gaithersburg: NIST NSRDS, 2013.
- [15] AGRAWAL G, LAVERMAN R. Phase behavior of the methane-carbon dioxide system in the solid-vapor region[J]. Advances in Cryogenic Engineering, 1995, 1: 327-338.

(责任编辑 杨嘉蕾)