

华能北京热电厂CO₂捕集工业试验研究

黄斌, 许世森, 郅时旺, 刘练波, 陶继业, 牛红伟, 蔡铭, 程健

(西安热工研究院有限公司, 陕西省 西安市 710032)

Industrial Test of CO₂ Capture in Huaneng Beijing Coal-fired Power Station

HUANG Bin, XU Shi-sen, GAO Shi-wang, LIU Lian-bo, TAO Ji-ye, NIU Hong-wei, CAI Ming, CHENG Jian
(Xi'an Thermal Power Research Institute, Xi'an 710032, Shaanxi Province, China)

ABSTRACT: The first CO₂ capture industrial-scale plant in China was demonstrated in Huaneng Beijing Power Plant, which shows the technology is a good option for capturing CO₂ from commercial coal-fired power plants. The commissioning and industrial test were introduced. The tests show that in the early passivation phase the concentration variations in amine, anti-oxidant and Fe³⁺ were in the normal range, and the main parameters achieved the design value. The efficiency of CO₂ capture was about 80%~85%, and about 900 t CO₂ (99.7%) had been captured before February 2009. During operation, water unbalance problems in the system happened when the power station load changes greatly. Two solutions were proposed and compared, and it is found that pre-dewater solution has a lower steam consumption but extra power and water requirement.

KEY WORDS: CO₂ capture; coal-fired power plant; MEA; demonstration

摘要: 我国首套电厂CO₂捕集工业级示范系统已在华能北京热电厂建成并成功示范运行,证明该技术适合于在商业运行燃煤电厂进行捕碳。该文介绍了该系统的工业运行情况和试验结果。试验结果表明:前期钝化过程,吸收剂中的抗氧化剂和缓蚀剂,以及Fe³⁺浓度的变化在正常范围内;调试过程烟气在较大负荷下达到了设计要求;系统运行过程中CO₂捕集效率为80%~85%,截至2009年1月底,已生产99.7%的CO₂约900t;运行过程中,由于电站系统负荷变化,使得烟气温度波动,导致系统的水失衡;研究提出并对比了进行水洗预处理和提高吸收塔出口温度2种解决方案,发现采用预处理脱水能获得更低的蒸汽消耗,但却需要提供额外的动力和冷却水。

关键词: CO₂捕集; 燃煤电厂; 胺; 示范

0 引言

气候变化是有可能影响到全人类发展的问题,

基金项目: 国家科技部国际合作项目(2007DFB60430)。

已成为近年国际政治、经济、科学和环境等领域最为关注的课题^[1-4]。据国际能源署(International Energy Agency, IEA)报道,约60%的温室效应由CO₂产生,控制CO₂的排放成为应对气候变暖最重要的技术路线之一。燃煤电厂是CO₂的主要排放源,全世界约40%、我国约50%的CO₂排放来自燃煤电厂^[5-6]。电厂CO₂排放具有稳定、集中和量大等特点,是大规模减排CO₂最值得重视的领域。联合国气候变化委员会(International Panel on Climate Change, IPCC)已将燃煤电厂CO₂捕集和封存作为2050年温室气体减排目标最重要的技术方向^[7]。

现有的燃煤电厂CO₂捕集主要有3条技术路线^[8]: 燃烧后捕集^[9-11]、燃烧前捕集^[12-14]和富氧燃烧捕集^[15]。3种技术并行发展,有着各自的适应性和优缺点。其中,燃烧后捕碳技术虽成本较高,但适应于现有几乎所有燃煤电厂,是未来具有最大减排市场潜力的技术。从IEA统计数据看,2008年以前,世界上已有4套化工厂自备电厂的CO₂捕集装置,这些系统均是以生产CO₂产品为目的,而不是示范电厂CO₂捕集技术^[16]。

我国西安热工研究院^[17-18]、清华大学^[19]、国家电网工程研究中心^[20]及浙江大学^[21]等单位对燃烧后捕集技术进行了多年的研究。方向主要集中在胺基和铵盐法,在试验室尺度,对吸收剂、气液交换强化系统和整体工艺进行开发,也有机构研究以石灰石作为吸收剂进行脱碳的技术^[7]。

1 燃煤电厂3000t/年CO₂捕集系统

1.1 CO₂捕集系统

该试验系统(如图1)建于华能北京热电厂,电厂装配了SCR脱硝系统、电除尘系统和石灰石石膏湿法脱硫系统。本试验系统的烟气从电厂1号和2

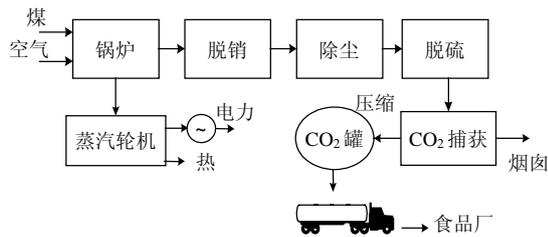


图 1 电厂和 CO₂ 捕集系统

Fig. 1 Power plant and CO₂ capture system

号机组共用脱硫系统的烟道引出。该系统还设有精制系统，将脱碳系统后的 CO₂ 气体精制为食品级气体，储存于 CO₂ 储罐。CO₂ 槽车定期从储罐中取走液态的 CO₂ 产品。系统设计正常处理 2 372 m³/h 的烟道气量(湿基)，回收 0.5 t/h 的 CO₂。系统在额定生产能力的 60%~120% 范围内平稳运行。装置连续年操作时间 6 000 h^[10]，由西安热工研究院主要组织设计完成。

1.2 试验系统

图 2 是试验系统流程图，图 3、4 为系统主要部分的现场照片。电厂脱硫后的烟气，在风机作用下，通过旁路管道和脱水系统，由吸收塔储液槽液

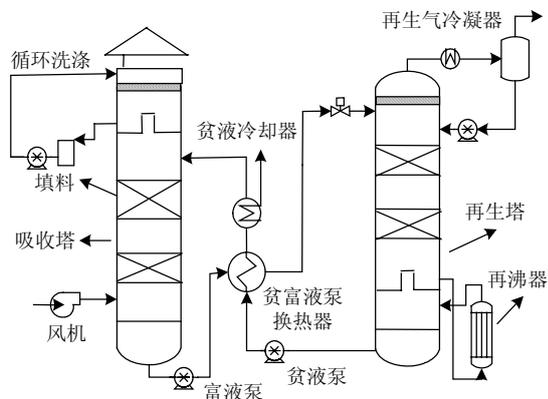


图 2 试验系统流程图

Fig. 2 Sketch of experimental system



图 3 脱碳系统吸收塔和再生塔

Fig. 3 Absorber and stripper of CO₂ capture plant

再生气分离器 贫液冷却器



胺回收加热器 洗涤液储槽 溶液储槽

图 4 脱碳系统主要辅机设备

Fig. 4 Main auxiliary equipment

面之上进入吸收塔。吸收塔的内径为 1.2 m，高 30 m。吸收塔主要分为 3 个部分。

1) 塔底为溶液储槽，吸收了 CO₂ 的富液被储存在该区域，并通过富液泵抽至再生塔。

2) 塔中部为气液接触部分，这部分主要是通过填料来强化气液接触，加强溶液对 CO₂ 的吸收。该系统采用 2 段 7.5 m 高的孔板波纹规整填料，塔内布置了 2 个槽盘气液分布器，以使溶液能够均匀地进入填料。

3) 由于胺溶液成本高、且进入到大气中会造成污染。为防止烟气将溶液带出，塔顶部设置了循环洗涤和除雾装置。循环洗涤系统为独立水循环系统，由 1 个洗涤液储槽、洗涤泵和溶液冷却器及塔内部分构成。

再生出来的胺溶液从槽盘气液分布器之上喷淋下来，分布到填料系统中，并沿填料流下。烟气在上升的过程中，与溶液进行充分接触反应。90% 左右的 CO₂ 被溶液“吸收”，剩下的气体通过洗涤系统和除雾系统，最终从塔顶排到大气中，这些气体主要为氮气和氧气。

吸收了 CO₂ 的溶液，即富液，在富液泵作用下从吸收塔储液槽，通过贫富液换热器，被高温的贫液加热到 95℃ 左右，然后从再生塔上部进入再生系统。

再生系统由再生塔、溶液再沸器、再生器冷却回流系统以及胺回收加热器组成。再生塔类似于吸收塔，分为贫液储槽、由填料组成的气液接触区以及顶部的丝网除沫器。另外，为促进再生塔内的溶液充分再生，在再生塔下半部，增设一升气帽，使从再生塔顶部流下的溶液被阻隔，溶液首先全部进入再沸器再生。这样既可降低再生温度，又缩短了溶液在再沸器内的停留时间，降低胺溶液降解的可能性。

溶液再沸器为一管壳式换热器，管程为溶液，壳程为水蒸气。系统利用电厂低压蒸汽，通过减压

降温后获得表压为 3×10^5 Pa, 144 °C 的蒸汽, 进入到再沸器中。落下的溶液经过升气帽引流, 靠重力自然流入再沸器。溶液经过再沸器, 温度被加热到 110 °C 左右, 从贫液槽上部返回再生塔。这些气体包括了水蒸气、部分胺气体和再生出的 CO_2 , 在上升过程中, 特别是在填料中, 它们与下落的温度较低的溶液接触, 一方面使得大部分水蒸气和胺气体冷凝下落, 另一方面加热了溶液, 使解吸出的 CO_2 发生可逆反应。这种方式不但加强了换热效果, 还防止了局部过热导致的降解。从再沸器回再生塔的液相部分流到贫液槽, 通过贫液泵, 在贫富液换热器处将部分热能传递给富液, 进一步经过贫液冷却器, 将温度降低到 50 °C 左右, 进入到吸收塔。

经过除沫器后的气体中大部分是 CO_2 气体, 还有少部分的水蒸气和胺蒸汽。为了回收这些胺蒸汽, 并维持系统的水平衡, 在气体出塔后, 设置了一个由再生气冷凝器和除沫器组成的再生气冷却回流系统。再生器冷却器将 90 °C 以上的气体冷却到 30 °C 左右, 大部分水蒸气和胺溶液都被冷凝出来。经过除沫器后, 大部分液滴也将进入到溶液中, 这些溶液将返回到系统中, 以维持系统水和胺的平衡。

1.3 测试系统

测试系统主要有: 1) 采用 3 套 SR-2000 型红外线气体分析器, 分别从吸收塔烟气入口前(量程为 0~20%), 吸收塔循环洗涤水之后(0~5%)以及再生气冷却器和气液分离器后 CO_2 气体管道(0~100%)自动实时采样, 测试系统通过对样气除尘、脱水和脱硫预处理后, 对 CO_2 浓度进行测量; 2) 烟气成分和流量: 3012H 系列青岛崂山自动烟气分析仪, 可测量 SO_2 、 NO 、 NO_2 、 NO_x 、 CO 、 H_2S , 分辨率为 1 mg/m^3 。烟气流量由风机前的烟气流量计测量, 试验中同时用皮托管进行校准测量; 3) 溶液: 溶液中的总胺含量, CO_2 含量, Fe^{3+} 和活性剂均通过现场采样, 采用实验室化学法测量; 4) 系统所有温度均采用热电偶测量获得。

2 试验条件

1) 烟气条件。

试验系统的烟气来自脱硫后烟道, 温度为 55 °C, 由于脱硫系统顶部设置喷水洗涤除雾器, 并连续喷水, 对烟道气测量发现, 烟道气为过饱和状态, 烟气中液态水含量较大, 达到 8.4 g/m^3 。烟气的主要成分见表 1。

表 1 试验烟气主要成分

Tab. 1 Main composition of flue gas

$\varphi(\text{CO}_2)/\%$	$\varphi(\text{O}_2)/\%$	$\varphi(\text{SO}_2)$	$\varphi(\text{NO}_x)$	飞灰含量/(mg/m^3)
16.6	6.7	5×10^{-6}	5.8×10^{-5}	40.3

2) 溶液组成。

表 2 为试验用吸收液的成分构成。

表 2 吸收液成分(质量分数)

Tab. 2 Main composition of absorbent

胺	抗氧化剂	缓蚀剂	水
18% ~22%	0.15% ~0.25%	0.08% ~0.15%	78% ~82%

3 试验结果和讨论

3.1 调试试验

调试过程中, 钝化是其中一个很重要的预处理工作。系统在开始正式运行前, 为降低胺溶液和酸性富液对系统的腐蚀, 首先必须进行钝化, 使系统内壁金属与溶液反应产生一层钝化膜。钝化是在不开通烟气的情况下, 将溶液送入系统。但为降低系统内氧的含量, 防止胺被氧化, 钝化前首先通 0.5 h 左右的烟气, 以排出系统中的空气。然后进行 24 h 静态钝化, 即溶液静置在贫液储槽、富液储槽及溶液贮槽等各个溶液停留区。完成后开始动态钝化, 即在没通烟气的情况下, 开始进行溶液的系统循环。通过循环, 使得管道和塔内件表面产生钝化膜, 提高系统的抗腐蚀能力。

图 5、6 是钝化和调试过程总胺和抗氧化剂质量分数的变化。从测量的结果可以看出, 在钝化和调试阶段, 总胺质量分数和抗氧化剂都会有一定的损失。这可能是一方面虽利用烟气排出塔内空气, 但在钝化过程中没有通烟气, 部分空气会从吸收塔顶扩散进系统, 增加了系统内氧气浓度, 造成了抗氧化剂和总胺的损失; 另一方面, 在钝化过程中, 部分胺与系统内壁发生反应, 造成了损失。

图 7 是系统溶液中 Fe^{3+} 离子质量浓度变化情况, 除了第 40 h 左右的值在 $6000 \text{ } \mu\text{g/L}$ 左右, 其他

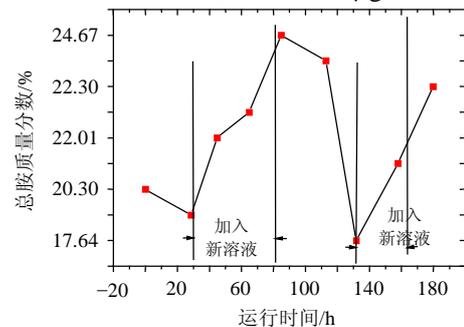


图 5 钝化和调试过程中总胺质量分数
Fig. 5 MEA concentration during passivation and commissioning

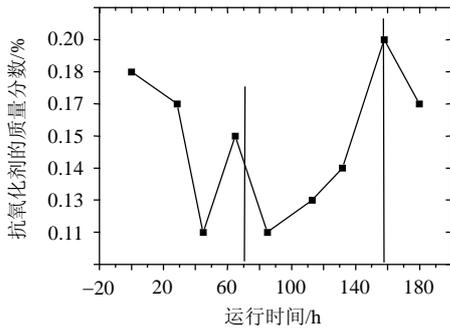


图 6 钝化和调试过程中抗氧化剂的质量分数变化

Fig. 6 Anti-oxidant concentration during passivation and commissioning

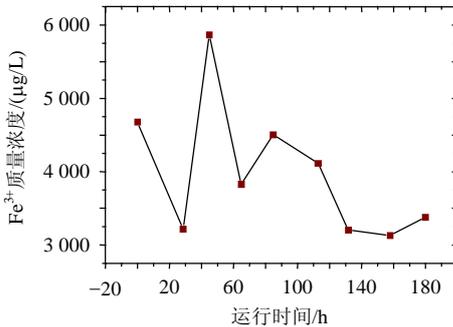


图 7 钝化和调试阶段 Fe³⁺ 质量浓度变化

Fig. 7 Fe³⁺ concentration during passivation and commissioning

时候都在 5000 μg/L, 均远远低于系统腐蚀指标值, 说明系统已具有较好的抗腐蚀能力。

图 8(a)~8(d)是 168 h 运行过程中实时监测结果, 从图中可以看出, 系统具有良好的 CO₂ 捕集能力, 运行平稳, 捕集效率在 80% 左右, 捕集回收的气体(产品气)具有较高的浓度。

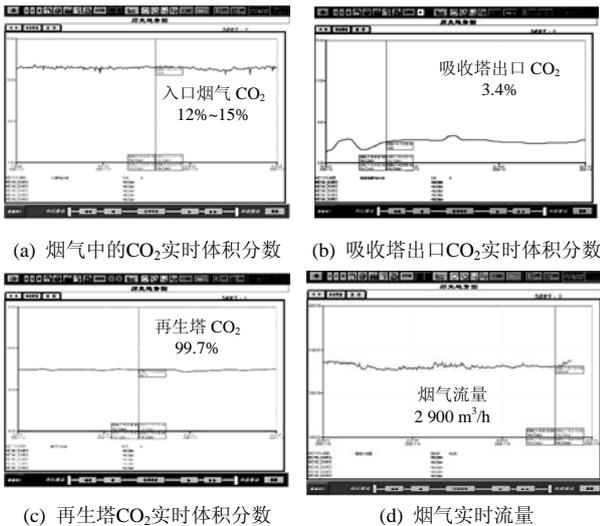


图 8 调试过程 CO₂ 的浓度和烟气流量

Fig. 8 CO₂ concentration and flue gas flow during commissioning

3.2 运行试验结果

系统经过 168 h 调试运行后, 转入示范运行。

在运行中, 吸收塔出口 CO₂ 浓度稳定在 2%~3%, 捕集效率稳定在 80%~85%, 捕集的 CO₂ 浓度为 99.7%。截至 2009 年 1 月底, 已捕集 CO₂ 约 900 t, 捕集的 CO₂ 经过精制系统已售出超过 800 t 的食品级 CO₂, 捕碳系统捕集每吨 CO₂ 消耗蒸汽热 3.3~3.4 GJ, 电耗约 100 kWh, 捕集每吨 CO₂ 所需的消耗性费用(不包括设备投资和人员费)为 170 元。

4 水平衡对系统运行的影响分析

4.1 系统水平衡分析

试验系统运行过程中, 出现系统溶液逐渐增加的问题。

系统内部没有水的消耗, 而在吸收塔出口处, 有洗涤系统, 部分液滴将进入到洗涤系统中, 据此, 水平衡应为

$$G_1 x_{H_2O1} = U_a \delta_a + U_r \delta_r + (G_2 x_{H_2O2} + Q_{w1}) + G_{CO_2} x_{H_2O3} + Q_{w2} \quad (1)$$

式中: G_1 为烟气气体流量; x 为气体中的水分压系数; U 和 δ 为吸收塔或再生塔内溶液槽内截面面积和液位波动值; Q_{w1} 为洗涤处带水; Q_{w2} 为系统外排水。

通过风机之前对烟道气进行测量, 烟气为 55 °C 的过饱和体, 气体流量为 3 160 m³/h, 成分如表 3 所示。

表 3 烟道实测烟气成分
Tab. 3 Composition of FG

$\varphi(CO_2)/\%$	$\varphi(H_2O)/\%$	$\varphi(N_2)/\%$	$\varphi(O_2)/\%$	$\varphi(SO_2)$
14.2	14.5	65.6	5.7	2.0×10^{-5}

假设系统内部保持液位不变, 即 $\delta_a = \delta_r = 0$, 吸收塔塔顶烟气流量 G_2 为 2700 m³/h, 温度为 35 °C, 塔内温度为 50 °C, 洗涤塔因为冷却作用, 将带走部分水, 而出口处烟气应为湿饱和和烟气。

洗涤处带水:

$$Q_{w1} = G_2 x_{50^\circ C} - G_2 x_{35^\circ C} = 179 \text{ m}^3/\text{h} \quad (2)$$

塔顶带出水:

$$G_2 x_{H_2O2} \approx G_2 x_{35^\circ C} = 145 \text{ m}^3/\text{h} \quad (3)$$

除沫器后的 CO₂ 产品气流量 G_{CO_2} 为 340 m³/h, 其中含水率 x_{H_2O3} 为 11.7%, $G_{CO_2} x_{H_2O3}$ 为 40 m³/h。

烟气带入水:

$$G_1 x_{H_2O1} = G_1 x_{55^\circ C} = 490 \text{ m}^3/\text{h} \quad (4)$$

$$Q_{w2} = 126 \text{ m}^3/\text{h} \approx 100 \text{ kg}/\text{h} \quad (5)$$

故为保持系统的水平衡, 每小时需向系统外排放 100 kg 的水。

从图 9 可以看出, 系统从烟气带入 490 m³/h 的

水, 这些水在吸收塔中, 有 36% 被洗涤液洗涤到洗涤循环中; 经过洗涤液的洗涤后, 从吸收塔塔顶排除的净化烟气中, 携带了 30% 的水; 在再生塔经过除沫器后, 由于气体量较少, 虽同为湿饱和气, 但仅有 8% 的水从此处逃出系统。剩下的还有 26% 的带入水, 若不及时排出, 将使得 2 个塔的液位逐渐增高, 影响系统的运行。

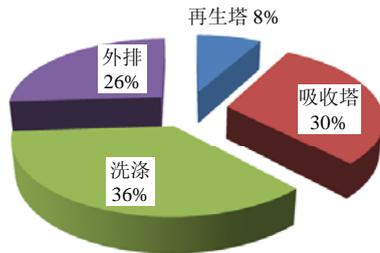


图 9 系统水平衡

Fig. 9 Water balance of the system

4.2 水失衡对系统的影响

系统失去水平衡后, 为了维持正常运行, 只能向外排水。在整个系统循环中, 只有再生气分离器后的气液分离器的回流液的胺溶液浓度最低, 也是可能的最佳的排液口。但从此处排出, 有 2 个主要问题: 除沫器溶液进行胺分析发现, 溶液中胺的浓度为 0.5%~1%, 若从此处外排溶液, 则每小时将可能损失 0.5~1 kg 的吸收剂, 这将导致溶液浓度逐渐降低, 影响系统的稳定运行和胺损失。

4.3 水失衡的解决方案

系统发生水失衡的主要原因是电厂脱硫后的烟气温度过高, 与设计温度相差较大, 造成了“高温”的湿饱和烟气将大量的水带入到系统中。另一方面, 由于排放气体, 包括吸收塔和再生塔的排放气温度远低于进口烟气温度, 这个温差下的湿饱和度和差将使大量的水滞留到系统中, 从而造成系统失去水平衡。

为解决系统水失衡的问题, 提出 2 种解决方案:

1) 前置水冷系统。

对烟气进行预处理最简单的方法是将烟气进行冷却, 冷凝脱除大量携带的水; 为此在系统引风机前设置换热器, 将烟气冷却到 35 °C, 换热量为 0.78 GJ/h, 冷凝脱除水量约为 250 kg/h 的水, 所需冷却水为 20 m³/h。

2) 调整系统出口温度。

系统的水失衡另一方面原因是烟气出口, 特别是吸收塔出口的温度过低, 携带出的水分小于进入的水分。据此, 可以调整循环洗涤水的洗涤温度,

从而提高吸收塔出口温度。调整方案可以通过对循环系统进行保温, 随着循环洗涤的进行, 循环液体将与烟气的温度接近。这使得气体经过洗涤后温度变化不大, 使得烟气能带出多余水分。

4.4 3 种方案的对比

对于系统的水平衡问题, 利用商业软件, 对预处理“脱水”方案, 吸收塔出口与烟气入口“等温”方案以及实际运行方案建立模型, 进行模拟分析, 对于不同方案, 再沸器输出功不同的情况下, 对系统的影响分析研究。为了计算方便, 分析方案的烟气流量为 3 000 m³/h。

4.5 结果和讨论

3 种方案在不同的再沸器输出热功率(即再沸器内的蒸汽换热)如图 10 所示, 从图可以看出, 3 种方案的起点不同, 分别是 600、700 和 800 kW, 这个起点值指的是在该方案下, 小于这个值, 再生塔的温度将难以维持, 系统将不能稳定运行。所以, 这个温度也是系统的最低能耗运行工况。从图上看, 对最低能耗运行工况, “脱水”方案所需投入的蒸汽最少, “等温”方案其次。这 2 个工况都降低了“工程”方案的蒸汽投入, 说明 2 种方案不仅具有提高适应水平衡的能力, 还能减少系统的能耗。虽“脱水”方案预处理最低能耗值优于“等温”方案, 但并不意味着前者在工程中优于后者, 因为前者还必须增加一套预处理系统, 这将不仅增加水的使用量, 还将增加动力的消耗。计算表明, 预处理脱水会使得烟气焓损失约 180 kW。

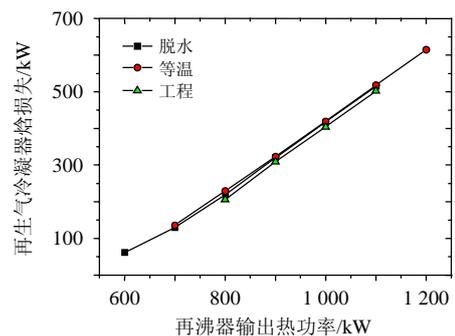


图 10 不同方案下再生气冷凝器的焓损失

Fig. 10 Enthalpy loss from the condenser after stripper for three conditions

随着投入蒸汽逐渐增加, 3 种方案在同样的蒸汽投入量时, 在冷凝器处损失的焓都相同。这是因为在维持再生塔压力一定的情况下, 随着投入蒸汽的增加, 更多的水被蒸发, 而这些蒸发的多余水都通过再生气冷凝器冷凝损失。所以, 在塔内压力一定的时候, 当蒸汽投入超过最低能耗值时, 多投入

的蒸汽绝大部分都将从冷凝器处损失。

图 11 是冷凝器后冷凝水的回水量，反映了系统在现有工艺下，为再生而付出的多余的蒸发水量。“起点值”是某运行工况下最少的蒸发回流量。从图可以看出，在蒸发的水中，有 5~15 kmol 的水不可避免地进入到冷凝器中冷凝，其中“工程”方案为 15 kmol。而“脱水”方案的“起点值”工况，蒸发出来的水大部分用于加热富液。不论哪种方案，随着蒸汽投入量的增加，除了在再生塔内加热下落富液外，大部分都在再生气冷凝器冷凝变成了回流水而损失。在这些回流水中，计算的 MEA 浓度在 0.5%~1% 之间，这与试验测量的结果相同。

对于 2 种方案，CO₂ 产品气在同样的蒸汽投入下是不同的，在相同的投入下，“脱水”方案比起“等温”方案有 2%~4% 的产量的增加，见图 12。

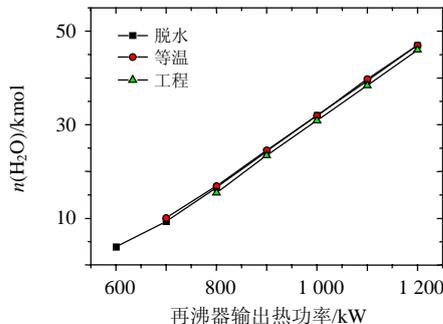


图 11 不同方案下再生气冷凝器的回流量

Fig. 11 Reflux from the condenser after stripper for three conditions

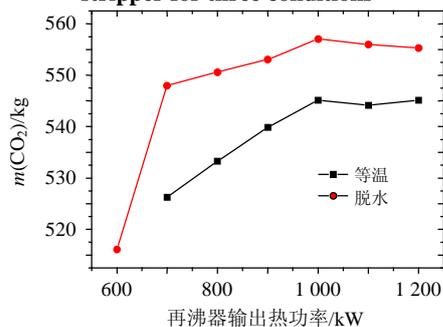


图 12 不同方案下 CO₂ 产品气的产量变化

Fig. 12 Mass of CO₂ after stripper export for different conditions

5 结论

1) 我国首套华能北京热电厂 3 000 t/a CO₂ 捕集系统的成功调试和稳定持续运行，说明该技术适用于燃煤电厂的烟气 CO₂ 捕集，系统的设计和示范获得成功；示范运行中捕集效率稳定在 80%~85%，截至 2009 年 1 月底，捕集 99.7% 的 CO₂ 接近 900 t，捕集每吨 CO₂ 需消耗蒸汽 3.3~3.4 GJ，电耗约 100 kWh。

2) 系统工业试验发现，当电站系统负荷快速变化，烟气温度出现较大波动时，可能造成系统内的水失衡；水失衡一方面造成蒸汽消耗的增加，另一方面造成溶液的损失。

3) 采用增加一套水洗冷却预处理系统对烟气进行预处理，将能获得最少的蒸汽投入量，但是必须额外设置的水洗系统将增加冷却水的消耗和动力用电。

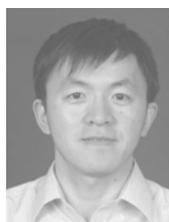
4) 利用系统控制、调整吸收塔出口温度以适应烟气的变化，可以在不增加额外系统的情况下降低蒸汽的消耗，但其能耗和最终捕集的 CO₂ 量都不如预处理脱水情况的好。

5) 研究发现蒸汽能耗的增加主要来自于过多的对溶液进行蒸发，这部分焓被再生气冷凝器交换带走。

参考文献

- [1] Metz, Davidson, Coninck. IPCC special report on carbon dioxide capture and storage[D]. Cambridge University Press, IPCC: Cambridge, 2005.
- [2] Katzer J. Future of coal, in an interdisciplinary MIT study[D]. MIT: Massachusetts, 2007.
- [3] 魏一鸣, 刘兰翠. 中国能源报告(2008): 碳排放研究[M]. 北京: 科学出版社, 2008: 236.
- [4] Watkins K. 2007/2008 年人类发展报告[M]. New York: 联合国开发计划署, 2007: 374.
- [5] IEA. World energy outlook 2002[M]. Paris: Iea Publications, 2002: 265-268.
- [6] IEA, World Energy Outlook 2007 China and India Insight[M]. Paris: Iea Publications, 2008: 13.
- [7] 黄斌, 刘练波, 许世森. 二氧化碳的捕获和封存技术进展[J]. 中国电力, 2007, 40(3): 14-17.
Huang Bin, Liu Lianbo, Xu Shisen. Evolution of CO₂ capture and sequestration technology[J]. Electric Power, 2007, 40(3): 14-17 (in Chinese).
- [8] Abu-Zahra M R M. CO₂ capture from power plants. Part I: a parametric study of the technical performance based on monoethanolamine[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control. 8th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies-GHGT-8, 2007, 1(1): 37-46.
- [9] Abu-Zahra M R M. CO₂ capture from power plants: Part II. A parametric study of the economical performance based on monoethanolamine[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control. 8th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies - GHGT-8, 2007, 1(2): 135-142.
- [10] Eimer D. Post-combustion CO₂ separation technology[C]. Carbon Dioxide Capture for Storage in Deep Geologic Formations-Result from the CO₂ Capture Project I, Netherlands, 2005: 91-97.
- [11] Lee S, Maken S. A study on the carbon dioxide recovery from 2 ton-CO₂/day pilot plant at LNG based power plant[J]. Fuel, 2008, 87(8-9): 1734-1739.

- [12] Andersen H. Pre-combustion decarbonisation technology summary [C]. Carbon Dioxide Capture for Storage in Deep Geologic Formations-Result from the CO₂ Capture Project I, Netherlands, 2005: 203-211.
- [13] 许世森. IGCC 与未来电力[J]. 中国电力, 2005, 38(2): 13-17.
Xu Shisen. IGCC and future coal fired electric power[J]. Electric Power, 2005, 38(2): 13-17(in Chinese).
- [14] Klara J M, Wimer J G. Shell IGCC plant with carbon capture & sequestration[R]. 2007.
- [15] Hurst P, Miracca I. Chemical looping combustion (CLC) oxyfuel technology summary[C]. Carbon Dioxide Capture for Storage in Deep Geologic Formations-Result from the CO₂ Capture Project I, Netherlands, 2005: 583-586.
- [16] 李英杰, 赵长遂. 作为新型CO₂吸收剂的乙酸钙循环碳酸化特性[J]. 中国电机工程学报, 2008, 28(8): 51-57.
Li Yingjie, Zhao Changsui. The cyclic carbonation characteristics of calcium acetate as a new CO₂ sorbent[J]. Proceedings of the CSEE, 2008, 28(8): 51-57(in Chinese).
- [17] 黄斌, 刘练波, 许世森. 燃煤电站CO₂捕集与处理技术的现状与发展[J]. 电力设备, 2008, 9(5): 3-6.
Huang Bin, Liu Lianbo, Xu Shisen. The current situation and development of CO₂ trapping and treatment technique in coal fired power station[J]. Electrical Equipment, 2008, 9(5): 3-6(in Chinese).
- [18] 刘练波, 黄斌. 燃煤电站 3000~5000t/aCO₂捕集示范装置工艺及关键设备[J]. 电力设备, 2008, 9(5): 21-24.
Liu Lianbo, Huang Bin. A pilot plant process and key equipment for capture CO₂ 3000~5000 t/a in Coal-Fired Power Station[J]. Electrical Equipment, 2008, 9(5): 21-24(in Chinese).
- [19] Wang S, Fang L. Life cycle emissions of greenhouse gas for ammonia scrubbing technology[J]. Korean Journal of Chemical Engineering, 2007, 24(3): 495-498.
- [20] 王阳, 贾莹光, 李振中. 燃煤烟气氨法CO₂减排技术的研究[J]. 电力设备, 2008, 9(5): 17-20.
Wang Yang, Jia Yingguang, Li Zhenzhong. Study on absorption of CO₂ in coal-fired flue gas by hydrous ammonia[J]. Electric Power, 2008, 9(5): 17-20(in Chinese).
- [21] Yan S, Fang M, Zhang W. Comparative analysis of CO₂ separation from flue gas by membrane gas absorption technology and chemical absorption technology in China[J]. Energy Conversion and Management, 2008, 49(11): 3188-3197.



黄斌

收稿日期: 2009-03-24。

作者简介:

黄斌(1978—), 男, 高级工程师, 博士后, 主要研究方向为洁净煤和燃煤电厂 CO₂ 捕集技术, huangbin@tpri.com.cn。

(编辑 张媛媛)