

# 燃煤电厂碳捕集系统节能潜力分析

冀树芳\*, 王 军

(神华神东电力有限责任公司萨拉齐电厂, 内蒙古 包头 014100)

**摘要:**针对碳捕集吸收剂解吸能耗高的问题,建立了碳捕集系统仿真模型。研究碳捕集系统能量的构成及分布规律,分析结果表明:再沸器的热耗为4.64 GJ/t,贫液冷却器、再生气冷却器释放的热量分别为1.840 8 GJ/t和1.750 1 GJ/t。碳捕集系统的总损损为1.205 GJ/t,解吸塔、吸收塔、换热器的烟损率分别为33.02%、33.48%、21.83%。

**关键词:**碳捕集;节能改造;流程模拟;烟分析

中图分类号:TK184;X511

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2015)12-0154-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2015.12.042

## Energy saving potential of carbon capture system in coal fired power plant

Ji Shu-fang\*, WANG Jung

(Shenghua Shendong Power Salaqi Power Plant, Baotou 014100, China)

**Abstract:** To solve the high energy-consumption issue for desorption process of carbon capturing system, an energy and exergy analysis simulation model is established. The energy composition and distribution rule of carbon capture system are studied. The results show that the heat consumption of the reboiler is huge ( $4.64 \text{ GJ} \cdot (\text{tCO}_2)^{-1}$ ). The heat loss of the lean MEA cooler and regeneration cooler are  $1.8408 \text{ GJ} \cdot (\text{tCO}_2)^{-1}$  and  $1.7501 \text{ GJ} \cdot (\text{tCO}_2)^{-1}$ , respectively. The energy saving potential of two units is tremendous. The total exergy loss of the carbon capture system is  $1.205 \text{ GJ} \cdot (\text{tCO}_2)^{-1}$ . The exergy loss of the stripper (including the flasher and the regeneration cooler) and absorber are the largest and their exergy loss rates are 33.02% and 33.48%, respectively. For all the heat exchangers, the exergy loss of the regeneration cooler is the largest. Its exergy loss rate is 21.83%.

**Key words:** carbon capture; energy saving; process simulation; exergy analysis

化石燃料的大量使用导致二氧化碳排放量逐年增加,加剧了温室效应<sup>[1]</sup>。燃烧后捕碳技术中采用MEA溶液作为吸收剂的湿法捕碳技术最为成熟,但是,由于烟气中二氧化碳含量相对较低,碳捕集系统能耗巨大,选取较好的吸收介质,优化碳捕集工艺流程,降低碳捕集系统再生能耗是实现燃烧后碳捕集工艺大范围应用的必由之路<sup>[2]</sup>。

国内外对碳捕集系统的研究集中在对碳捕集系统运行参数的优化及其与热力系统耦合方式的探讨上<sup>[3-4]</sup>,对碳捕集系统内部各设备运行性能进行的研究还较少<sup>[5]</sup>。本文中通过建立碳捕集系统仿真模型,分析碳捕集系统各环节的运行性能,寻找碳捕集系统用能的薄弱环节,为碳捕集系统的设计和优化提供参考。

## 1 碳捕集系统流程介绍

以2002年Rao和Rubin提出的一种标准的碳捕集系统模型<sup>[6-7]</sup>为基础,建立了适用于国产600 MW超临界燃煤机组的碳捕集系统仿真模型,如图1所示。

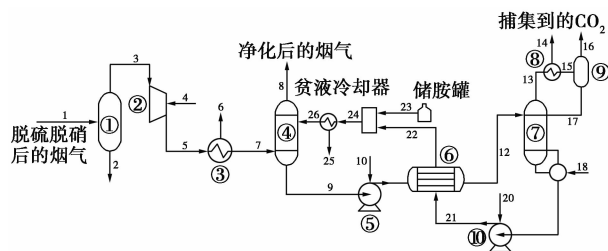


图1 碳捕集系统流程图

脱硫脱硝后的烟气温度在60℃左右,含水量较大,容易造成脱碳工艺的水失衡,所以烟气首先通过烟气分离器去除烟气中的部分水分。通过压缩机克服沿程的压损输送烟气,用烟气冷却器控制进吸收塔的烟温在40℃左右。

MEA溶液与烟气在吸收塔内逆向流动,从而使吸收剂与烟气进行反应脱除CO<sub>2</sub>,脱除CO<sub>2</sub>的烟气通过烟囱排入大气。吸收了烟气中CO<sub>2</sub>的MEA富液经富液泵加压打入再生塔内,在这个过程中MEA富液通过贫富液热交换器被加热到110~120℃,同时在贫富液热交换器中MEA贫液被冷却。MEA富液在再生塔内被加热(100~140℃)再生,再生塔压力在1.01 MPa左右。通过电厂满足碳捕集条件的

低压蒸汽为再沸器提供热量加热 MEA 富液,为其提供解吸所需的热量,释放溶液中的  $\text{CO}_2$ ,生成 MEA 贫液,被加热的 MEA 溶液形成的蒸气在冷凝器中被冷凝回流。最终,贫 MEA 溶液从再沸器流出经贫液泵和贫富液热交换器流入储胺罐与补充的 MEA 溶液汇合再流入吸收塔,实现整个循环过程。

## 2 碳捕集系统仿真模型

### 2.1 反应机理

$\text{CO}_2$ -MEA- $\text{H}_2\text{O}$  三元体系十分复杂,涉及到 5 种可逆反应,如表 1 所示。

表 1 碳捕集过程涉及的反应方程式

编号	类型	化学反应方程式
1	平衡	$\text{MEA}^+ + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{MEA} + \text{H}_3\text{O}^+$
2	平衡	$\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{HCO}_3^-$
3	平衡	$\text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{CO}_3^{2-}$
4	平衡	$\text{MEACOO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{MEA} + \text{HCO}_3^-$
5	平衡	$2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{HCO}_3^+ + \text{OH}^-$

在对碳捕集系统进行仿真过程中,热力学性质和传递性质的计算采用 Aspen Plus 自带的物性包来进行模拟,该物性包通过 ELECNRTL 活度系数模型来分析溶液,RK 方程来分析气相成分, $\text{CO}_2$ 、 $\text{N}_2$  和  $\text{O}_2$  被设置为亨利组分。

本文中采用熵增的方法来计算各子系统的焓损,根据 Aspen Plus 的帮助文件,软件在计算溶液的焓值时需要知道溶液中各离子在无限稀释水中的生成吉布斯自由能(DGAQFM),但在 Aspen Plus 内置的物性包中并没有  $\text{MEAH}^+$  以及  $\text{MEACOO}^-$  的 DGAQFM。文献[8]中  $\text{MEAH}^+$  和  $\text{MEACOO}^-$  的 DGAQFM 取值分别为 -500.504、-196.524 kJ/mol,文献[9]中求得的价值分别为 -188.0、-495.4 kJ/mol,二者相差较大。在较新版本的 Aspen Plus 中可以查出二者的值分别为 -187.88422、-495.93904 kJ/mol,与文献[9]十分接近,为了保证仿真结果的一致性和正确性,本文中采用了 Aspen Plus 所给的值。

### 2.2 仿真模型

仿真过程中,烟气中  $\text{CO}_2$  的捕集率为 85%,MEA 溶液的质量分数为 30%,贫液负荷为 0.22 mol/mol。取 600 MW 超临界燃煤机组的烟气作为研究对象,其组成如表 2 所示。

表 2 烟气参数

温度/ ℃	压力/ MPa	$\text{H}_2\text{O}$ 体积 分数/%	$\text{CO}_2$ 体积 分数/%	$\text{N}_2$ 体积 分数/%	$\text{O}_2$ 体积 分数/%
60	0.12	5	14	75	6

在 Aspen Plus 中搭建了碳捕集系统的仿真模型,各子系统所用模块及其设置如表 3 所示。

表 3 碳捕集系统各子系统模块设置

序号	设备	使用模块	操作条件
1	烟气分离器	Flash2	闪蒸条件:压力 1.10 MPa,温度 30℃
2	压缩机	Compr	排气压力 0.21 MPa,等熵效率 0.7
3	烟气冷却器	Heater	忽略压降,出口温度 40℃
4	吸收塔	RadFrac	塔板共 11 层,塔顶压力 0.12 MPa,忽略压降
5	富液泵	Pump	出口压力 0.21 MPa,等熵效率 0.8
6	贫富液热交换器	HeatX	冷端出口温度 95℃,忽略压降
7	解吸塔	RadFrac	回流比 1.58,塔顶压力 0.19 MPa,忽略压降
8	再生气冷却器	Heater	忽略压降,出口温度 25℃
9	再生气分离器	Flash2	操作压力 0.19 MPa,温度 25℃
10	贫液泵	Pump	出口压力 0.21 MPa,等熵效率 0.8
11	混合装置	Mixer	绝热混合
12	贫液冷却器	Heater	忽略压降,出口温度 40℃

通过 Aspen Plus 搭建碳捕集系统仿真模型,可以得到碳捕集系统各主要流股的参数,利用这些参数就可以得到系统中各个设备运行性能的相关评价指标,完成对碳捕集系统各个设备的分析和评价。

### 2.3 模型验证

为了验证本文中所建的碳捕集系统仿真模型的正确性,将本文中仿真系统的运行结果与文献值进行了对比,如表 4 所示。从表 4 对比结果可以看出,本文中的仿真结果与国内外文献值基本相符,验证了所建模型的正确性和可靠性,为下文对碳捕集系统的能量分析和焓分析打下了基础。

表 4 文献值和实测值与本文值的对比

项目	文献 [10]	文献 [11]	文献 [12]	文献 [9]	本文
烟气 $\text{CO}_2$ 体积分数/%	10.0	10.0	16.5	3.13	14.0
碳捕集率/%	78.9	77.7	51.9	83	85.0
MEA 质量分数/%	30.0	30.0	30.3	—	30.0
富液 $\text{CO}_2$ 负荷/(mol·mol <sup>-1</sup> )	0.504	0.486	0.464	0.42	0.50
贫液 $\text{CO}_2$ 负荷/(mol·mol <sup>-1</sup> )	0.190	0.190	0.308	0.16	0.22
再生能耗/(GJ·t <sup>-1</sup> )	3.87	4.40	3.98	4.30	4.64

## 3 碳捕集系统能量分析

### 3.1 影响因素分析

主要有以下 3 类参数会影响到碳捕集系统的运

行性能,所以本文中也从这些方面来考察碳捕集系统的完善程度和节能潜力。

(1)再沸器热耗,热耗越大碳捕集系统从热力系统获取的能量越大,机组效率降低的幅度会越大,目前国内在分析碳捕集系统性能时主要考虑该项指标。

(2)系统的泵或压缩机运行过程消耗的电能,这些电能一般直接取自厂用电,直接影响机组的出力。

(3)碳捕集系统向各冷却设备释放的能量,这些热量一方面需要大量冷却水来吸收,另一方面也是碳捕集系统主要的热损失。

### 3.2 结果分析

根据以上的仿真结果,计算了碳捕集系统中影响其运行性能的主要指标,如表 5 所示。再沸器的热耗为 4.64 GJ/t,这些热量从电厂汽轮机的抽气中获得,一般采用机组的第四段或第五段抽气,为了分析的方便,假设再沸器中蒸汽换热的过程为 130℃ 蒸汽的等温换热。在碳捕集系统中除了热量的输入外还有电能的输入,其中压缩机压缩烟气的过程所需电量最大为 49.589 2 MW。如果可以改善烟气流通状况,减少烟气输送过程的压损,将会在很大程度上降低碳捕集系统所需输入的电量。

表 5 碳捕集系统各主要设备的用能情况

设备	释放的热量/(GJ·t <sup>-1</sup> )	设备	电功/MW
烟气冷却器	0.2876	富液泵	0.3171
贫液冷却器	1.8408	贫液泵	0.0684
再生气冷却器	1.7501	压缩机	49.5892

碳捕集系统中主要有 3 个冷却装置,通过冷却水冷却工质。由表 5 可知,贫液冷却器向冷却介质中释放的热量最多达到 1.840 8 GJ/t,这部分热量是由 MEA 贫液从 71℃ 降为 40℃ 而释放的。由于这部分能量巨大,如果可以通过加热机组的凝结水或其他方式回收将大幅度降低碳捕集系统的能耗,同时减少冷却水的用量。再生气冷却器释放的热量为 1.750 1 GJ/t,虽然没有贫液冷却器释放的热量多,但塔顶再生气的参数却要比 MEA 贫液高很多,其温度为 119.3℃,这部分热量回收的价值将更大。

## 4 碳捕集系统焓分析

### 4.1 碳捕集系统物理模型

碳捕集系统的流程如图 1 所示,该系统共有 13 个子系统,28 股烟流,图 1 中对流程中所涉及的各

子系统和烟流进行了编号。

### 4.2 碳捕集系统焓损模型

流程模拟软件 Aspen Plus 不能直接计算各股物流和能量的焓值,但是根据 Gouy-Stodola 定律,系统的焓损与该系统熵增之间存在如下关系:

$$I = T_0 \Delta s \quad (1)$$

式中, $I$  为系统的焓损,kJ/kg;  $T_0$  为环境温度,取 298.15 K;  $\Delta s$  为系统进出口物流的熵增,kJ/(kg·K)。

以上求解方法仅适用于没有能量进出子系统的情况,当有热量进出碳捕集系统的边界时,需要对以上公式做进一步地处理。

对于再沸器或各冷却器吸收或释放热量的过程,设定为一种理想的等温换热,换热温度恒定为  $T$ 。对于冷却器是向温度为  $T$  的热流体放热,再沸器是从温度为  $T$  的冷流体吸热,则该类子系统的焓损可以通过下式求得:

$$I = T_0 (\Delta s - Q/T) \quad (2)$$

式中, $Q$  为进出碳捕集系统的热量,吸热为负值,放热为正值,kJ;  $\Delta s$  为仅考虑进出口物流时系统的熵增,kJ/(kg·K)。

根据式(1)、式(2)就可以通过求取碳捕集系统中各个子系统的熵增来确定其焓损的大小,进而可以得到关于各个子系统的焓损率,发现各个子系统节能改造的潜力。

各个子系统的焓损率  $d_i$  是指以系统总的焓损  $\sum I_i$  为基准,各子系统焓损失  $I_i$  所占的比例,即:

$$d_i = I_i / \sum I_i \quad (3)$$

焓损率可以体现系统中各个子系统焓损失占总焓损失的比例。

### 4.3 结果分析

通过以上方法建立了碳捕集系统中各个子系统的焓损模型,以一个典型的碳捕集系统为例分析了碳捕集系统各子系统的焓损及焓损率。焓分析法将能量品质考虑在内,能更加完善地反映各个设备对能量的利用情况。

表 6 列出了碳捕集系统中各子系统的焓损及焓损率。

由表 6 可知,碳捕集系统中焓损最大的 2 个部位分别是解吸塔整体(包括再生气冷却器和分离器)和再生塔,焓损率分别达到了 33.02%、33.48%,其次是贫液冷却器,焓损率为 12.17%。解吸塔整体的焓损在表 6 中分为了 2 部分,一部分是再生气冷却器和分离器,另一部分是解吸塔,显然再生气的冷却和分离过程的焓损要大于解吸塔中的

解吸过程,正如文献[12]所述这与蒸馏过程有些类似,但并不像文献[12]所述的那么明显,这与 $\text{MEA}^+$ 和 $\text{MEACOO}^-$ 的DGAQFM取值有直接关系。

表6 碳捕集系统各子系统分析结果

设备编号	设备名称	焓损/(GJ·t <sup>-1</sup> )	焓损率/%
①	烟气分离器	0.0135	1.1219
②	压缩机	0.0818	6.7918
③	烟气冷却器	0.0089	0.7361
④	吸收塔	0.4035	33.4812
⑤	富液泵	0.0008	0.0691
⑥	贫富液热交换器	0.1139	9.4514
⑦	解吸塔	0.1349	11.1918
⑧+⑨	再生气冷却器和分离器	0.2630	21.8266
⑩	贫液泵	0.0347	2.8824
⑪	混合装置	0.0033	0.2743
⑫	贫液冷却器	0.1467	12.1735
—	碳捕集系统整体	1.2050	100.0000

若仅考虑碳捕集系统中的换热器,显然再生气冷却器和分离器的焓损是最大的,总的焓损率达到了21.83%。虽然贫液冷却器释放的热量最大,但是由于MEA贫液的参数较低,所以这部分的焓损并没有再生气冷却器和分离器的大。

## 5 结论

基于碳捕集系统仿真模型建立了碳捕集系统能量分析和焓分析模型,定量分析了碳捕集系统各设备的用能特点,指出了碳捕集系统节能改造的潜力。得到的主要结论和相关成果如下。

(1)基于Rao和Rubin提出的一种标准的碳捕集系统建立了一个适用于国产600 MW超临界机组的碳捕集系统仿真模型,并通过与文献值的对比验证了模型的正确性。

(2)基于能量分析法对碳捕集系统主要设备的用能特点进行了计算和分析,结果显示,再沸器的热耗为4.64 GJ/t,与文献值基本一致。贫液冷却器、再生气冷却器释放的热量分别为1.840 8、1.750 1 GJ/t,节能潜力巨大。

(3)基于热力学第二定律建立了碳捕集系统的焓分析模型,碳捕集系统总焓损为1.205 GJ/t。换热器中焓损最大的是再生气冷却器和分离器,焓损

率为21.83%。压缩机的焓损率是最大的,为6.79%,减少烟道沿程阻力是降低压缩机焓损的有效方法。

## 参考文献

- [1] Jilvero H, Eldrup N, Normann F, *et al.* Techno-economic evaluation of an ammonia-based post-combustion process integrated with a state-of-the-art coal-fired power plant [J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2014, 87: 87-95.
- [2] Eni Oko, Meihong Wang, Akeem K. Olaleye, Simplification of detailed rate-based model of post-combustion CO<sub>2</sub> capture for full chain CCS integration studies [J]. *Fuel*, 2015, 15(142): 87-93.
- [3] Mores P L, Godoy E, Mussati S F, *et al.* A NGCC power plant with a CO<sub>2</sub> post-combustion capture option. Optimal economics for different generation/capture goals [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2014, 92: 1329-1353.
- [4] Wang J, Xu S. CO<sub>2</sub> capture RD&D proceedings in China Huaneng Group [J]. *International Journal of Coal Science & Technology*, 2014, 1(1): 129-134.
- [5] Henrik Jilvero, Nils-Henrik Eldrup, Fredrik Normann, *et al.* Techno-economic evaluation of an ammonia-based post-combustion process integrated with a state-of-the-art coal-fired power plant [J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2014, 31: 87-95.
- [6] Torsten Stoffregen, Sean Rigby, Stevan Jovanovic, *et al.* Pilot-scale demonstration of an advanced aqueous amine-based post-combustion capture technology for CO<sub>2</sub> capture from power plant flue gases [J]. *Energy Procedia*, 2014, 63: 1456-1469.
- [7] 韩中合, 王继选, 王营营, 等. 太阳能辅助燃煤机组碳捕集系统性能研究及技术经济分析 [J]. *中国电机工程学报*, 2014, (5): 724-733.
- [8] Rongrong Z, Yongping Y, Liqiang D, *et al.* Exergy analysis of CO<sub>2</sub> recovery process by specific consumption [C]. *Sustainable Energy Technologies, Icses, IEEE International Conference on*, 2008: 182-185.
- [9] Geuzebroek F H, Schneiders L H J M, Kraaijeveld G J C, *et al.* Exergy analysis of alkanolamine-based CO<sub>2</sub> removal unit with Aspenplus [J]. *Energy*, 2004, 29: 1241-1248.
- [10] 李哈, 陈健. 单乙醇胺吸收CO<sub>2</sub>的热力学模型和过程模拟 [J]. *化工学报*, 2014, 65(1): 47-54.
- [11] Cousins A, Cottrell A, Lawson A, *et al.* Model verification and evaluation of the rich-split process modification at an Australian-based post combustion CO<sub>2</sub> capture pilot plant [J]. *Greenhouse Gases: Science and Technology*, 2012, 2(5): 329-345.
- [12] Notz R, Mangalapally H P, Hasse H. Post combustion CO<sub>2</sub> capture by reactive absorption: Pilot plant description and results of systematic studies with MEA [J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2012, 6: 84-112. ■