

# 醇胺法碳捕集再生能耗影响因素研究

贺鹏\*, 郑伯红, 龚凯

(中南大学建筑与艺术学院, 湖南长沙410075)

**摘要:**燃煤电厂为城市中CO<sub>2</sub>的主要排放源,烟气碳捕集是实现低碳城市的最佳方案。目前,碳捕集一般采用单乙醇胺(MEA)化学吸收法。基于国内外研究现状,分析了MEA碳捕集系统能耗特性,建立了再生能耗计算模型,研究了碳捕集率、吸收剂浓度、吸收剂中CO<sub>2</sub>负荷对再生能耗的影响。结果显示,本文再生能耗计算模型得出的碳捕集系统单位再生能耗为3.96 GJ/t;再生能耗随着捕集率的升高而增大,随着MEA质量分数的增加而降低,随着吸收剂中CO<sub>2</sub>负荷的增加而减小。

**关键词:**碳捕集;MEA;再生能耗;影响因素

**中图分类号:**TK184;X511

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2016)09-0171-04

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2016.09.042

## The factors affecting energy consumption of MEA carbon capture

HE Peng\*, ZHENG Bo-hong, GONG Kai

(School of Architecture and Art, Central South University, Changsha 410075, China)

**Abstract:** The coal-fired power plants are considered as the main source of emission of carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) in the city. The flue gas carbon capture is the best solution to achieve a city with low-carbon emission. At present, monoethanolamine (MEA) chemical absorption method is usually used in carbon capture field. The energy consumption characteristics of MEA carbon capture system are analyzed based on the research status at home and abroad. A calculation model for renewable energy consumption is established. The effects of carbon capture rate, absorbent concentration and CO<sub>2</sub> load on the regeneration energy consumption are studied. The results show that the energy consumption per unit of regeneration is calculated as 3.84GJ/t. The renewable energy consumption is increased with the increase of harvesting rate, but is decreased through increasing the mass fraction of MEA and CO<sub>2</sub> load.

**Key words:** carbon capture; MEA; regeneration energy consumption; influencing factor

随着城市现代化建设的加快,城市能源消费量和CO<sub>2</sub>排放量迅速增加,为了建设低碳城市,就必须转变消费方式,研发碳捕集和封存技术。我国的燃料以化石能源为主,烟气排放引起CO<sub>2</sub>排放量逐年攀升,而CO<sub>2</sub>是产生温室效应的主要气体<sup>[1-2]</sup>。大量化石燃料的燃烧导致全球气候变暖,严重影响生态平衡。为了缓解温室效应,碳捕集与碳封存技术(carbon capture and storage)得到快速发展和广泛应用<sup>[3]</sup>。CO<sub>2</sub>主要来源为燃煤电厂烟气,占城市CO<sub>2</sub>排放总量的40%以上,因此对烟气进行碳捕集具有较大的减排潜力。目前,CO<sub>2</sub>捕集主要有燃烧前脱碳技术、富氧燃烧技术、燃烧后脱碳技术、化学链燃烧技术4种方法,其中烧后脱碳技术最容易实现<sup>[4]</sup>。我国碳捕集技术仍处于开发和示范阶段,仅有北京热电厂、石洞口二厂、双槐电厂3个示范项目实现了燃烧后脱碳技术。国内外对于燃烧后脱碳技术研究主要集中在钙基吸收系统和乙醇胺(MEA)吸收系统,MEA碳捕集技术较为成熟。MEA碳捕集技术主要优点为<sup>[5]</sup>:①MEA溶解度较高,黏度较低,适用于浓度较低的CO<sub>2</sub>脱除;②MEA碳捕集技术工程可行性较高,CO<sub>2</sub>脱除率可达99%;③MEA碳捕集系统在常温常压下即可稳定运行,符合燃煤

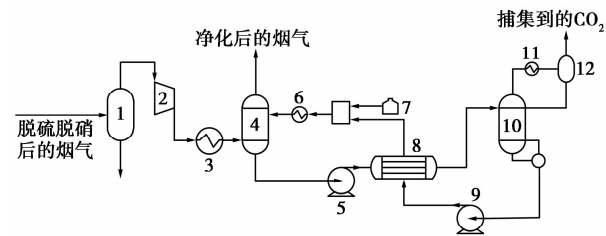
电厂的布置规律。

Hanak等<sup>[6]</sup>对碳捕集机组热耦合方案进行了研究,优化了抽气系统换热器布置方式,将机组运行效率提升了4.15%。韩中合等<sup>[7-8]</sup>研究了碳捕集系统与热力系统的耦合方式,得出了碳捕集系统最佳抽汽位置和疏水返回位置。Wibberley将太阳能作为碳捕集系统再生热源,研究了太阳能辅助脱碳技术,削弱了碳捕集对机组热经济性的影响<sup>[9]</sup>。现有文献对碳捕集系统的研究多为反应机理研究,对于微观传质机理和再生能耗计算的研究还较少,本文中在国内外学者研究基础上,建立了再生能耗计算模型,研究了碳捕集率、吸收剂浓度、吸收剂中CO<sub>2</sub>负荷对再生能耗的影响。

## 1 MEA碳捕集系统

图1为MEA碳捕集系统工艺流程,锅炉烟气经脱硫脱硝处理后进入烟气分离器进行脱水处理;烟气的经压缩机加压后,经过烟气冷却器进入吸收塔。在吸收塔中,烟气与MEA充分混合,MEA与烟气中的CO<sub>2</sub>发生一系列化学反应生成氨基甲酸盐,经处理后的烟气可直接排放到大气中<sup>[10]</sup>。当溶剂温度大于105℃时,氨基甲酸盐分解生成MEA和CO<sub>2</sub>。

因此,MEA 富液在再生塔中吸热即可释放 CO<sub>2</sub>;CO<sub>2</sub> 气体经过压缩处理后被收集起来;MEA 富液释放 CO<sub>2</sub> 后重新变为贫液,再次进入吸收塔,完成 1 个碳捕集循环过程。



1—烟气分离器;2—压缩机;3—烟气冷却器;4—吸收塔;  
5—富液泵;6—贫液冷却器;7—储胺罐;8—贫富液热交换器;  
9—贫液泵;10—再生塔;11—再生气冷却器;12—再生气分离器

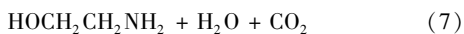
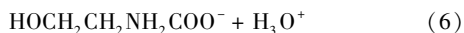
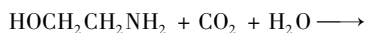
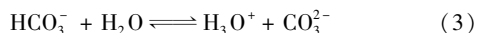
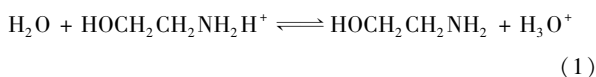
图 1 碳捕集系统工艺流程

本文中以国产 600 MW 超临界机组锅炉烟气为研究对象,锅炉烟气主要成分为 N<sub>2</sub>、CO<sub>2</sub>、O<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>O、NO<sub>x</sub>、SO<sub>2</sub>、飞灰等。经电除尘和脱硫脱硝后的烟气参数如表 1 所示。

表 1 脱硫脱硝后的烟气参数

参数	温度/ ℃	压力/ MPa	H <sub>2</sub> O 质量 分数/%	CO <sub>2</sub> 质量 分数/%	N <sub>2</sub> 质量 分数/%	O <sub>2</sub> 质量 分数/%	烟气流量/ (t·h <sup>-1</sup> )
数值	62	0.121	5.2	13.8	75.9	5.1	2430

碳捕集工艺涉及到的 MEA 吸收 CO<sub>2</sub> 的化学反应方程式共有 7 个,分别如式(1)~式(7)。



式(1)~式(3)涉及的化学反应为平衡反应,式(4)~式(7)涉及的化学反应为动力学反应。

## 2 再生能耗计算模型

富液所需再生热量:

$$Q_{\text{str}} = Q_s + Q_r + Q_{\text{strg}} \quad (8)$$

式中,  $Q_{\text{str}}$  为再生总能耗, kJ/h;  $Q_s$  为富液的升温显热, kJ/h;  $Q_r$  为释放 CO<sub>2</sub> 所需的化学反应热, kJ/h;  $Q_{\text{strg}}$  为再生气携带热量, kJ/h。

富液的升温显热:

$$Q_s = K(X_{\text{CO}_2}\eta/\Delta\alpha_{\text{CO}_2}^R) \times (M_a/\Phi) \times C_p\Delta T \quad (9)$$

式中,  $C_p$  为 MEA 的定压比热容, kJ/(kg·K);  $\Delta T$  为再生塔底温度与入口工质温度差值, K;  $K$  为 MEA 溶液的循环倍率;  $X_{\text{CO}_2}$  为脱硫脱硝后烟气中 CO<sub>2</sub> 的摩尔流量, mol/h;  $\eta$  为碳捕集率, %;  $M_a$  为吸收液中 MEA 的摩尔质量, kg/mol;  $\Phi$  为吸收液中 MEA 质量分数, %;  $\Delta\alpha_{\text{CO}_2}^R$  为吸收液中的 CO<sub>2</sub> 负荷。

MEA 混合溶液定压比热容:

$$C_p = c_{\text{MEA}} \times \varphi + c_w \times (1 - \varphi) \quad (10)$$

式中,  $c_{\text{MEA}}$  为 MEA 比热容, kJ/(kg·K);  $c_w$  为液态水的比热容, kJ/(kg·K)。

释放 CO<sub>2</sub> 所需的化学反应热:

2 套常减压装置因此节约循环冷水 80 t/h。

## 4 结论

对策实施后,催化裂化装置的蜡油原料由常规的罐区输送,改为热料直供,减少中间环节能源消耗,节能节水;同时,2 套催化裂化装置蜡油原料组成的稳定性大幅提升,进而改善了装置运行的经济技术指标。达到了增加经济效益和提高能源利用率的双重目的。

## 参考文献

[1] 华贲. 中国炼油企业节能降耗——从装置到全局能量系统优化[J]. 石油学报:石油加工, 2009, 25(4): 463-471.  
[2] 费德亮. 炼油厂蜡油系统的运行及节能优化[J]. 石油炼制与化工, 2011, 42(5): 85-88. ■

(上接第 170 页)

催化裂化装置总液收增加,烧焦量减少明显,原料组成稳定。分析认为是改造前蜡油进罐混合时轻组分易集聚在上部,而进出管线都在底部,当液位变化或罐区间转油时容易造成蜡油组成变化,从而造成下游催化裂化装置频繁调整操作,不利于平稳生产和节能降耗。直供料混合时占主要成分的减四减五线油始终在管网内,其他组分为辅助整体影响不大,原料组成平稳。

### 3.2 常减压装置

热供料系统投用后,A 套常减压装置将减四线油冷却器的循环水停用,出装置温度由 75℃ 上升到 167℃;B 套常减压装置将减四线和减五线油冷却器的循环水停用,减四线油出装置温度由 87℃ 上升到 145℃,减五线出装置温度由 76℃ 上升到 98℃。

$$Q_r = G_{\text{CO}_2} \Delta q_{\text{CO}_2} \quad (11)$$

式中,  $G_{\text{CO}_2}$  为  $\text{CO}_2$  的逸出量, mol/h;  $\Delta q_{\text{CO}_2}$  为产生  $\text{CO}_2$  所需的化学反应热, kJ/mol。

再生气携带热量:

$$Q_{\text{strg}} = Rr_{\text{H}_2\text{O}} G_{\text{CO}_2} \quad (12)$$

式中,  $R$  为再生塔上部回流比;  $r_{\text{H}_2\text{O}}$  为水的汽化潜热, 取 39 kJ/mol。

结合式(8)~式(12)得出 MEA 再生总能耗计算模型:

$$Q_{\text{str}} = K[X_{\text{CO}_2} \eta / (\alpha_{\text{CO}_2}^R - \alpha_{\text{CO}_2}^L)] \times (M_{\text{abs}} / \varphi) \times c_p \Delta T + G_{\text{CO}_2} \Delta q_{\text{CO}_2} + Rr_{\text{H}_2\text{O}} G_{\text{CO}_2} \quad (13)$$

通过式(13)得出单位 MEA 再生能耗计算模型:

$$q_{\text{str}} = [K / (\alpha_{\text{CO}_2}^R - \alpha_{\text{CO}_2}^L)] \times (M_{\text{abs}} / \varphi) \times c_p \Delta T + \Delta q_{\text{CO}_2} + Rr_{\text{H}_2\text{O}} \quad (14)$$

从式(14)可以得出,碳捕集吸收剂再生能耗与吸收液性质、换热器参数有关。本文中选取 MEA 作为吸收剂,式(14)中的温度、比热容、 $\text{CO}_2$  负荷、化学反应热均可看作常数。因此再生能耗主要与 MEA 质量分数  $\Phi$  有关。MEA 质量分数越大,再生能耗越低。

为了验证再生能耗计算模型的准确性,采用 Aspen Plus 软件的 MEA 吸收  $\text{CO}_2$  物性包进行模型验证。该物性包通过 ELECNRTL 活度系数模型对溶液进行分析,采用 RK 方程对气体成分进行分析,将  $\text{CO}_2$ 、 $\text{N}_2$ 、 $\text{O}_2$  设置为亨利组分。模型验证过程中,将  $\text{CO}_2$  的捕集率设置为 85%, MEA 溶液质量分数取 30%, 贫液负荷为 0.22。在 Aspen Plus 软件中搭建 MEA 碳捕集系统再生能耗模型,各子系统所用模块及相关参数情况如表 2 所示。

表 2 MEA 碳捕集系统模块设置及相关参数

设备	使用模块	操作条件
烟气分离器	Flash2	闪蒸条件:压力 0.101325 MPa, 温度 30℃
压缩机	Compr	排气压力 0.21 MPa, 等熵效率 0.7
烟气冷却器	Heater	忽略压降, 出口温度 40℃
吸收塔	RadFrac	塔板共 11 层, 塔顶压力 0.12 MPa
富液泵	Pump	出口压力 0.21 MPa, 等熵效率 0.8
热交换器	HeatX	冷端出口温度 95℃, 忽略压降
解吸塔	RadFrac	回流比 1.58, 塔顶压力 0.19 MPa
再生气冷却器	Heater	忽略压降, 出口温度 25℃
再生气分离器	Flash2	操作压力 0.19 MPa, 温度 25℃
贫液泵	Pump	出口压力 0.21 MPa, 等熵效率 0.8
混合装置	Mixer	绝热混合
贫液冷却器	Heater	忽略压降, 出口温度 40℃

为了验证本文中建立的碳捕集系统再生能耗计

算模型的准确性,将计算结果与文献[11]计算值和文献[12]中的试验值进行对比,如表 3 所示。

表 3 文献值与本文值对比

项目	文献[11]	文献[12]	本文
烟气 $\text{CO}_2$ 含量/%	10.0	16.5	14.0
碳捕集率/%	78.9	51.9	85.0
MEA 质量分数/%	30.0	30.3	30.0
富液 $\text{CO}_2$ 负荷	0.504	0.464	0.500
贫液 $\text{CO}_2$ 负荷	0.190	0.308	0.220
再生能耗/(GJ·t <sup>-1</sup> )	3.87	3.98	3.96

由表 3 可知,本文建立的再生能耗模型计算结果与文献值基本接近。验证了本文中模型的准确性和可靠性,为下文对再生能耗影响因素的分析奠定了理论基础。

### 3 再生能耗影响因素分析

#### 3.1 碳捕集率的影响

表 4 给出了碳捕集率与再生能耗关系。碳捕集率从 10% 变化到 80%, 再生总能耗从 147.3 GJ/h 增加到 1006 GJ/h。随着碳捕集率的增加,富液升温显热、化学反应热、再生气携带热量均增加,由此得出总再生能耗增加。

表 4 不同碳捕集率下的再生能耗

碳捕集率/ %	能耗/(GJ·h <sup>-1</sup> )			
	$Q_s$	$Q_r$	$Q_{\text{strg}}$	$Q_{\text{str}}$
10	37.5	56.3	53.5	147.3
20	63.2	89.3	82.8	235.3
30	85.6	151.3	133.5	370.4
40	132.4	218.1	193.9	544.4
50	187.4	240.5	226.3	654.2
60	193.4	310.3	278.3	782.0
70	223.4	363.4	290.4	877.2
80	238.9	413.4	353.7	1006.0

研究表明,当碳捕集率增加 5% 时,再生总能耗将增加 64.521 GJ/h。因此,碳捕集率越低时,所需的再生能耗越低,碳捕集系统效率越高。但是在工程应用中,为了保证  $\text{CO}_2$  脱除效果,碳捕集率并不能无限小。因此,应结合再生能耗和环境承载能力,合理设置碳捕集效率。

#### 3.2 MEA 质量分数的影响

图 2 给出了 MEA 质量分数对再生能耗的影响。随着 MEA 溶液质量分数上升,化学反应热和再生气

携带热量基本保持不变,但富液升温显热值有明显下降,因此 MEA 溶液再生总能耗随 MEA 质量分数的上升而减小。

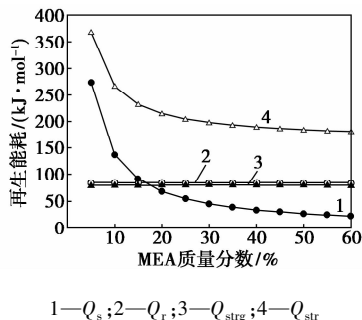


图 2 再生能耗与 MEA 质量分数的关系

当 MEA 质量分数较低时,再生总能耗曲线梯度较大,但当 MEA 质量分数大于 30% 时,再生总能耗曲线渐趋平缓。但是工程应用中,并非 MEA 质量分数越高越好。由于 MEA 对换热器腐蚀较强,其质量分数不能过高,因此,MEA 质量分数最佳值应由换热器腐蚀程度和再生能耗共同决定。

### 3.3 CO<sub>2</sub> 负荷的影响

图 3 给出了 CO<sub>2</sub> 负荷对再生能耗的影响。随着 CO<sub>2</sub> 负荷的增加,化学反应热与再生气携带热量基本保持不变,由式(11)~式(12)可知,化学反应热、再生气携带热与 CO<sub>2</sub> 负荷无关。因此,化学反应热与再生气携带热不受 CO<sub>2</sub> 负荷的影响;但是,富液升温显热随着 MEA 溶液中 CO<sub>2</sub> 负荷的增加而降低。由于富液升温显热的影响,导致再生总能耗随着 CO<sub>2</sub> 负荷的增加而降低。

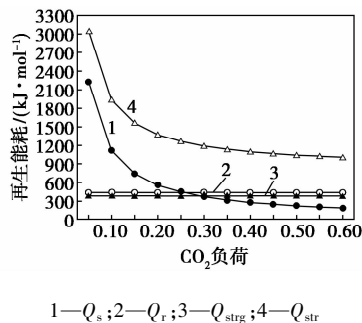


图 3 CO<sub>2</sub> 负荷对再生能耗的影响

当 CO<sub>2</sub> 负荷从 0.05 增加到 0.1 时,再生总能耗曲线梯度最大,降低幅度达 1 112.589 GJ/h;当 CO<sub>2</sub> 负荷大于 0.25 时,再生总能耗曲线逐渐趋于平缓,CO<sub>2</sub> 负荷从 0.25 增加到 0.60 时的变化幅度约为 259.589 GJ/h。CO<sub>2</sub> 负荷由 0.05 增加到 0.60 时,再生总能耗由 3 042.989 GJ/h 下降到 1 002.716 GJ/h,降低幅值为 2 040.273 GJ/h。

## 4 结论

为了建设低碳城市,就必须转变消费方式,研发碳捕集和封存技术。燃煤电厂为城市中 CO<sub>2</sub> 的主要排放源,因此进行烟气碳捕集是实现低碳城市的最佳方案。本文中通过建立再生能耗计算模型,研究了碳捕集率、吸收剂浓度、CO<sub>2</sub> 负荷对再生能耗的影响。研究表明:①本文中建立的再生能耗模型计算值为 3.96 GJ/t,与文献中的数据相近,因此本文中模型计算精度较高;②再生能耗随着捕集率的升高而增大,随着 MEA 质量分数的增加而降低,随着吸收剂中 CO<sub>2</sub> 负荷的增加而减小。

### 参考文献

- [1] Chalmers H, Gibbins J. Initial evaluation of the impact of post-combustion capture of carbon dioxide on supercritical pulverized coal power plant part load performance [J]. *Fuel*, 2007, 86 (14): 2109 - 2123.
- [2] Huang B, Xu S S, Gao S W, et al. Industrial test of CO<sub>2</sub> capture in Huaneng Beijing coal-fired power plants [J]. *Proceedings of the CSEE*, 2009, 29 (17): 14 - 20.
- [3] Henry W, David R, Kenneth L, et al. Progress in carbon dioxide capture and separation research for gasification-based power generation point sources [J]. *Fuel Processing Technology*, 2008, 89 (9): 897 - 907.
- [4] Martin P, Henkel J. Life cycle assessment of carbon dioxide capture and storage from lignite power plants [J]. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2009, 3 (1): 49 - 66.
- [5] Gräbner M, Morstein O V, Rappold D, et al. Constructability study on a German reference IGCC power plant with and without CO<sub>2</sub>-capture for hard coal and lignite [J]. *Energy Conversion & Management*, 2010, 51 (11): 2179 - 2187.
- [6] Hanak D P, Biliyok C, Yeung H, et al. Heat integration and exergy analysis for a supercritical high-ash coal-fired power plant integrated with a post-combustion carbon capture process [J]. *Fuel*, 2014, 134: 126 - 139.
- [7] 韩中合, 王营营, 王继选, 等. 碳捕集系统与燃煤机组热力系统耦合的热经济性分析 [J]. *化工进展*, 2014, (6): 1616 - 1623.
- [8] 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 - 732.
- [9] Wang F, Zhao J, Li H, et al. Experimental study of solar assisted post-combustion carbon capture [J]. *Energy Procedia*, 2015, 75: 2246 - 2252.
- [10] 冀树芳, 王军. 燃煤电厂碳捕集系统节能潜力分析 [J]. *现代化工*, 2015, 35 (12): 154 - 157.
- [11] 李晗, 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.
- [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. ■