

醇胺溶液直接蒸气再生优化

魏青^{1,2,3}, 张化福^{2,3*}, 张振涛^{2,3}, 陶辉飞⁴, 王瑞祥¹, 贺铭鑫⁵

(1.北京建筑大学环境与能源工程学院,北京102616; 2.中国科学院理化技术研究所,北京100190;
3.中国轻工业食品药品保质加工储运装备与节能技术重点实验室,北京100190;
4.中国科学院西北生态环境资源研究院,甘肃兰州730000;
5.北京博睿杰能环境技术有限公司,北京100089)

摘要:为了研究水蒸气和解吸塔运行参数对解吸过程的影响,以国内某燃煤电厂提供的数据进行简化,基于 Aspen Plus 建立了解吸塔工艺模型,分析了解吸塔再生压力、富液温度、蒸气过热度、富液负荷等运行参数对解吸率、CO₂产量和再生能耗等解吸特性的影响。加权优化结果表明,水蒸气质量流量为 900~1 000 kg/h,解吸压力为 120~140 kPa,碳负载为 0.4~0.5 mol/mol,水蒸气过热度为 30~50℃,水蒸气 MEA 质量分数为 0~10%,水蒸气 CO₂ 质量分数为 0~10%,此时系统性能最优。

关键词:CO₂捕集;MEA;蒸气再生;解吸过程;模拟优化

中图分类号:TH3

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2025)07-0243-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.07.038

Optimization of direct steam regeneration of alcoholamine solution

WEI Qing^{1,2,3}, ZHANG Hua-fu^{2,3*}, ZHANG Zhen-tao^{2,3}, TAO Hui-fei⁴,
WANG Rui-xiang¹, HE Ming-xin⁵

(1.School of Environment and Energy Engineering, Beijing University of Civil Engineering and Architecture, Beijing 102616, China; 2.Technical Institute of Physics and Chemistry, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China; 3.Key Laboratory of Quality Assurance Processing, Storage and Transportation Equipment and Energy saving Technology for Food and Drug in China's Light Industry, Beijing 100190, China;
4.Northwest Institute of Eco-Environment and Resources, CAS, Lanzhou 730000, China;
5.Beijing Brigeniues Energy & Environment Tech Co., Ltd., Beijing 100089, China)

Abstract:In order to study the influences of steam and the operation parameters of desorption column on the desorption process, the data provided by a coal power plant in China are simplified, and a desorption column process model is established by using Aspen Plus software. The influences of operation parameters, including regeneration pressure, rich liquid temperature, steam superheat, and rich liquid load, on desorption characteristics such as desorption rate, CO₂ production, and regeneration energy consumption are analyzed. It is indicated by weighted optimization results that the system performs optimally when the mass flow rate of steam ranges from 900 kg/h to 1 000 kg/h, the desorption pressure is between 120 kPa and 140 kPa, the carbon load is approximately 0.4 - 0.5 mol CO₂ per mol of monoethanolamine, the superheat of steam is between 30℃ and 50℃, and the mass fractions of monoethanolamine and CO₂ in steam are both between 0 and 10%.

Key words:carbon dioxide capture; monoethanolamine; regeneration by steam; desorption process; simulation optimization

随着全球能源需求的持续增长,传统化石能源活动过程中产生的 CO₂ 等温室气体排放量逐年增加,加剧了温室效应^[1]。温室效应会导致全球变暖、冰川融化、海平面上升等一系列自然环境问题^[2]。燃煤电厂的锅炉烟气是 CO₂ 长期、稳定、集中的来源,因而减缓温室效应的最直接有效的手段是从电厂烟道气中捕集 CO₂^[3]。醇胺吸收法是目前燃煤电厂燃烧后捕集 CO₂ 使用最为广泛的技术^[4],但该工艺投资成本高、运行能耗高,导致燃煤电厂投

资增加、净发电效率下降^[5]。

解吸塔是醇胺法二氧化碳捕集技术耗能最大的设备,再生能耗占 CO₂ 捕集系统总能耗的 70%~80%^[6]。为了降低再生能耗,国内外研究人员开发了压缩式热泵、富液分流工艺、蒸气机械再压缩工艺和直接蒸气解吸工艺等节能工艺,可使能耗降低至 20%以内^[7-10],大部分解吸过程优化工艺是利用水蒸气与富液在高温下解吸再生 CO₂ 的热回收技术,水蒸气对于碳捕集解吸结果影响巨大。为了探究水

收稿日期:2024-09-10;修回日期:2025-05-03

基金项目:国家自然科学基金项目(52206032);河北省重大专项(23291801Z);能源基金会项目(G-2406-35531)

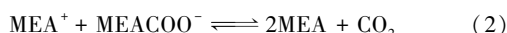
作者简介:魏青(1997-),女,硕士生;张化福(1987-),男,博士,高级工程师,研究方向为高效低成本二氧化碳捕集与节能技术,通讯联系人, zhanghuafu@mail.ipc.ac.cn。

蒸气对碳捕集系统解吸过程的影响,本文中使用了 Aspen Plus 软件搭建了 MEA 富液直接蒸气解吸碳捕集解吸塔模型并进行模拟计算,探究了富液温度、富液负荷、再生压力和富液质量流量等对再生能耗的影响,以确定解吸塔运行参数的参考范围,为后续开展大规模的燃气电厂二氧化碳捕集工程积累运行经验。

1 直接蒸气解吸碳捕集系统

1.1 反应机理

传统醇胺法捕集 CO_2 是依靠 CO_2 和吸收剂之间的化学反应作用,通过高效 CO_2 吸收剂将 CO_2 从气源中分离并回收的方法^[11]。 CO_2 在伯胺 (MEA) 溶液中的解吸方式有 2 种,一种方式是由 HCO_3^- 作为源头,生成碳酸 (H_2CO_3) 再解吸出 CO_2 ,总反应式见式(1);另一种方式是由 MEACOO^- 作为源头,生成两性离子 MEA^+COO^- 再解吸出 CO_2 ,总反应式如式(2)所示。



从式(1)和式(2)可以看出,1 mol MEA 吸收剂最大解吸 1 mol CO_2 ,MEA 吸收剂的特征为解吸容量大但吸收速率较低。

1.2 基础参数与解吸塔捕集系统模型

根据某热电厂示范装置提供的数据,对模拟烟气的参数进行简化。进入解吸塔富液为质量分数 30% 的 MEA,质量流量为 12 000 kg/h,进入解吸塔水蒸气质量流量为 800 kg/h,水蒸气过热度为 0°C ,富液温度为 90°C ,再生塔的压力为 110 kPa。富液的主要组分为 H_2O 、MEA、 CO_2 ,质量分数分别为 61%、30%、9%^[12]。具体参数如表 1、表 2 所示。

表 1 进塔富液参数

参数	数值
组分参数	
H_2O	0.61
MEA	0.30
CO_2	0.09
物性参数	
温度/ $^\circ\text{C}$	90
压力/kPa	110
质量流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	12000

表 2 进塔水蒸气物性参数

参数	过热度/ $^\circ\text{C}$	压力/kPa	质量流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)
数值	0	110	800

结合燃煤电厂烟气参数和贫液吸收剂参数,确定各单元模块参数,以此来构建醇胺法碳捕集系统流程,各单元模块参数见表 3。

表 3 醇胺法碳捕集系统单元模块参数

单元模块名称	参数
解吸塔	类型:RadFrace
	塔板数:20
	冷凝器类型:None
	再沸器类型:None
	富液进料位置:1 Above-Stage
	水蒸气进料位置:21 Above-Stage
	压力:110 kPa
蒸气预热器	直径:1.5 m
	高度:30 m
	填料:不锈钢孔板波纹
	类型:Heater
	水蒸气过热度: 0°C

根据以上参数设置单元模块,利用 Aspen Plus 软件进行直接蒸气解吸工艺流程解吸塔模型的建立,如图 1 所示。

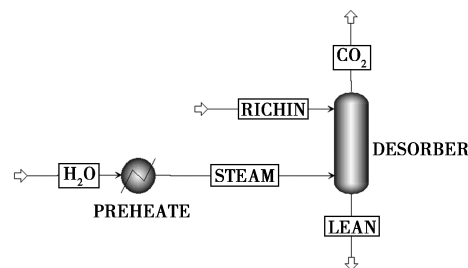


图 1 直接蒸气解吸法解吸塔模型

在 CO_2 再生过程中,需要大量的水蒸气将 CO_2 从液体中驱出。在目前的技术中,水蒸气是通过再沸器中的溶剂沸腾产生的。为了研究水蒸气对碳捕集系统解吸过程的影响,本文中基于 Aspen Plus 建立了解吸塔工艺模型,利用蒸气预热器将常温水蒸发,之后将水蒸气注入再生塔,该蒸气经再生塔与富液反应解吸出 CO_2 。

2 系统性能指标测量和计算方法

2.1 解吸率

解吸率用于评价醇胺富液对 CO_2 的解吸性能,根据解吸塔进口富液中 CO_2 的负荷与出口贫液中 CO_2 的负荷计算,参数指标表达式如下式所示:

$$\sigma = [(\alpha_{\text{rich}} - \alpha_{\text{lean}}) / \alpha_{\text{rich}}] \times 100\% \quad (3)$$

$$\alpha = \frac{(n_{\text{CO}_2} + n_{\text{MEACOO}^-} + n_{\text{HCO}_3^-} + n_{\text{CO}_3^{2-}})}{(n_{\text{MEA}} + n_{\text{MEACOO}^-} + n_{\text{MEA}^+})} \quad (4)$$

式中, σ 为系统解吸率, %; α_{rich} 为解吸塔进口富液 CO_2 负载, mol/mol (以 CO_2/MEA 计); α_{lean} 为解吸塔出口贫液 CO_2 负载, mol/mol; n_{CO_2} 为吸收剂中 CO_2 的摩尔流量, kmol/h; n_{MEACOO^-} 为吸收剂中 MEACOO^- 的摩尔流量, kmol/h; $n_{\text{HCO}_3^-}$ 为吸收剂中 HCO_3^- 的摩尔流量, kmol/h; $n_{\text{CO}_3^{2-}}$ 为吸收剂中 CO_3^{2-} 的摩尔流量, kmol/h; n_{MEA} 为吸收剂中 MEA 的摩尔流量, kmol/h; n_{MEA^+} 为吸收剂中 MEA^+ 的摩尔流量, kmol/h。

2.2 CO_2 产率

CO_2 产率是直观评价碳捕集系统碳解吸能力的指标, 根据模拟结果塔顶气体中 CO_2 的质量流量计算。 CO_2 产率可按式(5)计算:

$$v = M_{\text{塔顶CO}_2} \quad (5)$$

式中, v 为 CO_2 产率, kg/h; $M_{\text{塔顶CO}_2}$ 为解吸塔塔顶 CO_2 气体的质量流量, kg/h。

2.3 再生能耗

再生能耗是衡量工艺参数对再生效果影响的重要指标, 用于富液再生时所需的总能耗主要由 2 部分组成: 富液升温显热和反应热。再生能耗计算公式如下:

$$Q = Q_{\text{显热}} + Q_{\text{反应热}} \quad (6)$$

$$Q_{\text{显热}} = c_p \cdot m \cdot \Delta t \quad (7)$$

$$Q_{\text{反应热}} = G_{\text{CO}_2} \Delta q_{\text{CO}_2} \quad (8)$$

式中, m 为吸收剂溶液的循环量, kg/h; c_p 为吸收剂溶液的比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$; Δt 为再生塔底温度与入口工质温度差值, $^\circ\text{C}$; G_{CO_2} 为 CO_2 的逸出量, mol/h; Δq_{CO_2} 为产生 CO_2 所需的化学反应热, kJ/mol 。

2.4 加权无量纲因子

解吸塔模拟结果分析完成后, 对系统的各个评价指标进行优化, 采用加权的方式进行优化, 先对基础的性能参数做标准化参数, 接下来对几个评价指标制定权重比进行加权计算, 完成参数优化。

标准化公式如下式所示:

$$f_i' = [f_i(x) - f_i^{\min}] / (f_i^{\max} - f_i^{\min}) \quad (9)$$

$$f_i' = [f_i^{\max} - f_i(x)] / (f_i^{\max} - f_i^{\min}) \quad (10)$$

式中, f_i' 为各评价指标的标准化参数; $f_i(x)$ 为目标参数值; f_i^{\max} 和 f_i^{\min} 是评价指标参数的最大值和最小值。

标准化参数计算完成之后, 根据各个评价指标对系统影响的大小制定各个评价指标权重比, 然后进行线性加权计算。

加权无量纲因子计算公式如下:

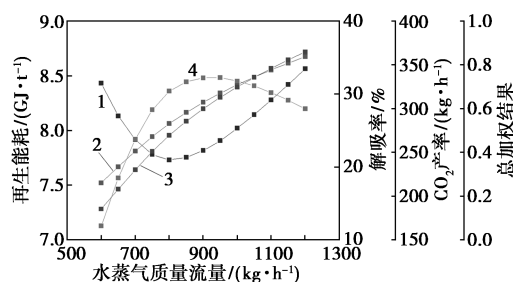
$$\zeta = \sum_{i=1}^n w_i x_i \quad (11)$$

系统总体的性能优化涉及多方面因素, 既要考虑各个参数独立运行时的性能最优化, 还应注重所有参数同时运行时能够实现它们相互之间的匹配性能最优化。本文中采用再生能耗、解吸率、 CO_2 产率 3 个评价指标加权的方式来优化各个运行参数, 3 个评价指标权重比各为 0.4、0.2、0.4。

3 系统再生能耗分析

3.1 水蒸气质量流量

在解吸工艺中, 富液在解吸塔中受到蒸气加热作用分解, 醇胺和 CO_2 再生^[13]。因此水蒸气质量流量直接影响解吸反应的进行程度, 进而影响系统性能。在本试验中, 将富液碳负载设为 0.4 mol/mol, 入塔蒸气过热度设为 0°C , 富液温度设为 90°C , 解吸压力设为 110 kPa, 富液质量流量为 12 000 kg/h, 水蒸气质量流量对各参数影响见图 2。



1—再生能耗; 2—解吸率; 3— CO_2 产率; 4—总加权结果

图 2 水蒸气质量流量对各参数影响变化曲线

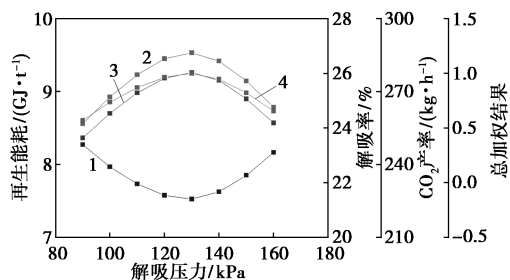
由图 2 可知, 随着水蒸气质量流量从 600 kg/h 上升至 1 200 kg/h, CO_2 产率呈均匀上升的趋势, 增加了 179.6 kg/h; 解吸率逐渐上升, 增加了 17.3%, 其中水蒸气质量流量从 600 kg/h 增加到 900 kg/h 时, 解吸率曲线上上升梯度最大, 增幅达 11%; 再生能耗呈先下降后上升的趋势, 在 800 kg/h 达到最低值 7.73 GJ/t; 加权无量纲因子先增大后减小, 在 950 kg/h 时最大。

造成这种现象的原因是当水蒸气质量流量增大时, 蒸气发生器的负荷也随着增大, 解吸塔内进入更多的水蒸气会加强解吸反应的进行, 捕集更多的 CO_2 。进入解吸塔的水蒸气质量流量刚开始增加时, 解吸反应解吸 CO_2 不彻底, 解吸余量不大, 因此再生能耗逐渐降低。当水蒸气质量流量为 950 kg/h 时, 总加权因子最大, 此时系统性能最好、耗能最少,

最终确定水蒸气质量流量的寻优区间为 900~1 000 kg/h。

3.2 解吸压力

解吸压力是影响系统性能的重要因素之一,在本试验中,将入塔富液碳负载设为 0.4 mol/mol,入塔蒸气过热度设为 0℃,富液温度设为 90℃,水蒸气质量流量设为 800 kg/h,富液质量流量设为 12 000 kg/h,解吸压力对各参数影响见图 3。



1—再生能耗;2—解吸率;3—CO₂ 产率;4—总加权结果

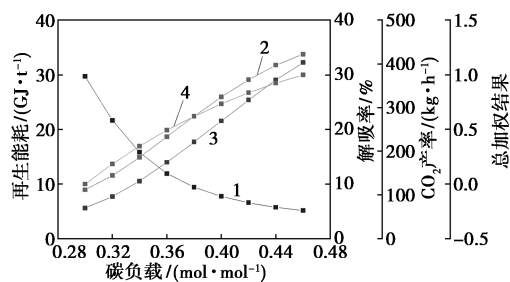
图 3 解吸压力对各参数影响变化曲线

由图 3 可知,随着解吸压力从 90 kPa 上升至 160 kPa, CO₂ 产率呈先升高后下降的趋势,在 130 kPa 达到最高值 277.8 kg/h;解吸率呈先升高后下降的趋势,在 130 kPa 达到最高值 26.7%;再生能耗呈先下降后上升的趋势,在 800 kg/h 达到最低值 7.53 GJ/t;加权无量纲因子先增大后减小,在 130 kPa 时最大。

随着解吸压力的升高,解吸过程的传质推动力提高,从而促进整个再生塔内传质速率、CO₂ 产率增大,系统再生能耗快速减小。系统再生能耗和 CO₂ 产率在 130 kPa 出现拐点,此后继续增大解吸压力,再生能耗逐渐增大,CO₂ 产率逐渐减小。之后随着解吸压力的上升,系统再生能耗逐渐增大,并且塔顶操作压力的增加会使得塔底部的温度上升,带来设备腐蚀与溶液降解问题,这并不利于碳捕集系统的操作控制与经济性。当解吸压力为 130 kPa 时,总加权因子最大,系统能耗最低的同时,系统解吸率最高、CO₂ 产率最大,最终确定解吸压力的寻优区间为 120~140 kPa。

3.3 富液碳负载

富液碳负载表征 1 mol 富液的 CO₂ 摩尔吸收容量,富液碳负载决定了系统内 CO₂ 的产率,进而影响再生能耗。在本试验中,将蒸气过热度设为 0℃,富液温度设为 90℃,解吸压力设为 110 kPa,水蒸气质量流量设为 800 kg/h,富液质量流量设为 12 000 kg/h,富液碳负载对各参数影响见图 4。



1—再生能耗;2—解吸率;3—CO₂ 产率;4—总加权结果

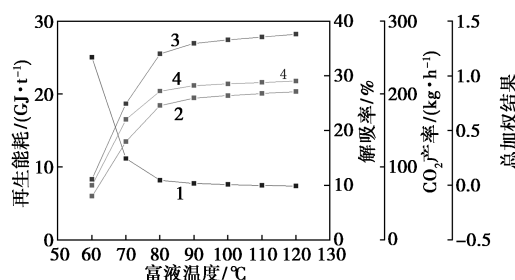
图 4 富液碳负载对各参数影响变化曲线

从图 4 可知,随着富液碳负载从 0.3 mol/mol 上升至 0.46 mol/mol, CO₂ 产率呈均匀上升趋势,增加了 333.29 kg/h;解吸率逐渐上升,增加了 24.8%,其中富液碳负载从 0.3 mol/mol 增加到 0.4 mol/mol 时,解吸率曲线上上升梯度最大,增幅达 17%;再生能耗呈不断下降的趋势,且下降趋势逐渐减缓,降低了 24.6 GJ/t;当富液碳负载从 0.3 mol/mol 增加到 0.4 mol/mol 时,解吸率曲线下下降梯度最大,下降幅度达 22 GJ/t;加权无量纲因子逐渐增大,在 0.46 mol/mol 时最大。

随着富液负荷增大,富液升温显热随着 MEA 溶液中 CO₂ 负荷的增加而降低,因此再生能耗随着 CO₂ 负荷的增加而降低,CO₂ 产率随着 CO₂ 负荷的增加而升高。当碳负载为 0.46 mol/mol 时,总加权因子最大,此时系统性能最好、耗能最少,最终确定富液碳负载的寻优区间为 0.4~0.5 mol/mol。

3.4 富液温度

二氧化碳与吸收剂在高于 100℃ 的条件下发生吸热反应,因此,富液温度直接影响解吸反应的进行程度,进而影响系统性能。在本试验中,将富液碳负载设为 0.4 mol/mol,入塔蒸气过热度设为 0℃,解吸压力设为 110 kPa,水蒸气质量流量设为 800 kg/h,富液质量流量设为 12 000 kg/h,富液温度对各参数影响见图 5。



1—再生能耗;2—解吸率;3—CO₂ 产率;4—总加权结果

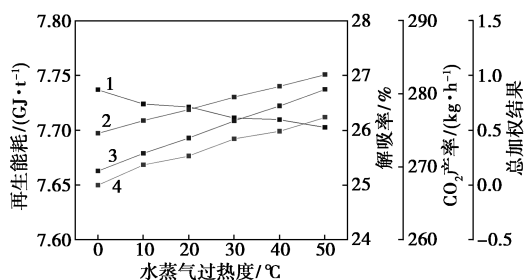
图 5 富液温度对各参数影响变化曲线

从图5可知,随着富液温度从60℃上升至120℃,CO₂产率呈不断上升的趋势,且上升趋势趋于减缓,其中富液温度从60℃增加到80℃时,CO₂产率曲线上升梯度最大,增大了172 kg/h;解吸率呈不断上升的趋势,且上升趋势趋于减缓,其中富液温度从60℃增加到80℃时,解吸率曲线上升梯度最大,增大了16.6%;再生能耗呈不断降低的趋势,且下降趋势趋于减缓,其中富液温度从60℃增加到80℃时,再生能耗曲线下降梯度最大,下降了16.9 GJ/t;加权无量纲因子逐渐增大,在120℃时最大。

造成这种现象的原因是随着富液温度的升高,解吸塔内温度逐渐升高,更有利于解吸反应的进行,解吸率增大,故随着进解吸塔富液温度的升高,所需能耗逐渐减少,CO₂产率逐渐增大。100℃之后再生能耗和CO₂产率变化趋势都趋于平缓,单纯增加富液温度已经不能明显地提高贫液的再生程度,此时已经接近解吸平衡。当富液温度为120℃时,总加权因子最大,此时系统性能最好、耗能最少,最终确定富液温度的寻优区间为90~120℃。

3.5 水蒸气过热度

从水和水蒸气的性质来说,过热度指的是过热蒸气温度与饱和温度之差,水蒸气过热度同样影响解吸反应的进行程度。在本试验中,将富液碳负载设为0.4 mol/mol,富液温度设为90℃,解吸压力设为110 kPa,水蒸气质量流量设为800 kg/h,富液质量流量设为12 000 kg/h,水蒸气过热度对各参数影响见图6。



1—再生能耗;2—解吸率;3—CO₂产率;4—总加权结果

图6 水蒸气过热度对各参数影响变化曲线

从图6可知,随着水蒸气过热度从0℃上升至50℃,CO₂产率呈上升趋势,增大了11.2 kg/h;解吸率略微上升,增加了1%;再生能耗略微下降,降低了0.03 GJ/t;加权无量纲因子逐渐增大,在50℃时最大。

造成这种现象的原因是随着水蒸气过热度的升高,解吸塔内温度逐渐升高,更有利于解吸反应的进

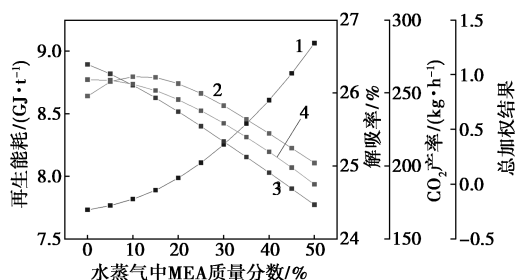
行,解吸率增大,CO₂产率增大,所需能耗逐渐减小。由此可见,水蒸气过热度越高,越有利于CO₂的解吸。当水蒸气过热度为50℃时,总加权因子最大,此时系统性能最好、耗能最少,最终确定水蒸气过热度的寻优区间为30~50℃。

3.6 水蒸气组分

上述模拟计算中水蒸气的组分为H₂O,而在碳捕集流程实际运行中,循环回到解吸塔的水蒸气中通常含有少部分MEA溶液和CO₂气体,下面通过改变水蒸气中MEA溶液和CO₂气体在水蒸气中的质量分数,分析水蒸气中MEA溶液和CO₂气体对模拟结果的影响。

3.6.1 水蒸气中MEA质量分数

在本试验中,将富液碳负载设为0.4 mol/mol,入塔蒸气设过热度设为0℃,富液温度设为90℃,解吸压力设为110 kPa,水蒸气质量流量设为800 kg/h,富液质量流量设为12 000 kg/h,水蒸气过热度对各参数影响见图7。



1—再生能耗;2—解吸率;3—CO₂产率;4—总加权结果

图7 水蒸气中MEA质量分数对各参数影响变化曲线

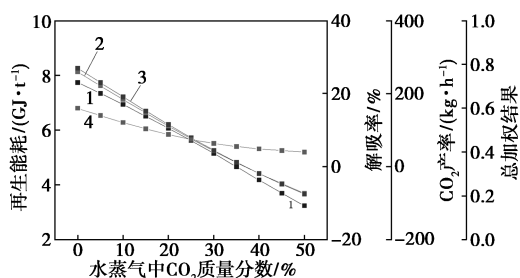
从图7可知,随着水蒸气中MEA质量分数从0上升至50%,CO₂产率呈均匀下降的趋势,降低了96 kg/h;解吸率呈先上升后降低的趋势,在10%时解吸率达到最大值26.2%;再生能耗呈不断上升的趋势,增加了1.33 GJ/t,其中水蒸气中MEA质量分数从30%增加到50%时,再生能耗曲线上升梯度最大,增大了0.81 GJ/t;加权无量纲因子逐渐降低,在0时最大。

造成这种现象的原因是随着水蒸气中MEA质量分数的升高,塔中MEA⁺、MECOO⁻离子和塔中MEA气体含量增大,极少部分气体产生MEA⁺、MECOO⁻离子,有利于解吸反应的正向进行,因此解吸率逐渐上升;而随着质量分数逐渐增大,塔中MEA气体含量增大,阻碍了CO₂解吸过程的传热传质,解吸率逐渐下降。当水蒸气MEA质量分数为0

时,总加权因子最大,此时系统性能最好、耗能最少,最终确定水蒸气中 MEA 质量分数的寻优区间为 0~10%。

3.6.2 水蒸气中 CO₂ 质量分数

在本试验中,将富液碳负载设为 0.4 mol/mol,入塔蒸气设过热度设为 0℃,富液温度设为 90℃,解吸压力设为 110 kPa,水蒸气质量流量设为 800 kg/h,富液质量流量设为 12 000 kg/h,水蒸气过热度对各参数影响见图 8。



1—再生能耗;2—解吸率;3—CO₂ 产率;4—总加权结果

图 8 水蒸气中 CO₂ 质量分数对各参数影响变化曲线

从图 8 可知,随着水蒸气中 CO₂ 质量分数从 0 上升至 50%,CO₂ 产率呈均匀下降的趋势,降低了 344.9 kg/h;解吸率呈降低的趋势,降低了 33%;再生能耗呈不断下降的趋势,降低了 4.49 CJ/t;加权无量纲因子逐渐降低,在 0 时最大。

造成这种现象的原因是随着水蒸气中 CO₂ 质量分数的升高,不利于解吸反应的正向进行,因此解吸率逐渐下降,CO₂ 净产率逐渐降低。由于水蒸气中含有部分 CO₂ 气体,因此塔顶 CO₂ 产率呈增大的趋势,因此再生能耗逐渐降低。当水蒸气 CO₂ 质量分数为 0 时,总加权因子最大,此时系统性能最好、耗能最少,最终确定水蒸气中 CO₂ 质量分数的寻优区间为 0~10%。

4 结论

为探究水蒸气及其他运行参数对解吸过程的影响,本文中基于 Aspen Plus 建立了解吸塔工艺模型,研究了水蒸气质量流量、解吸塔再生压力、富液温度、蒸气过热度、富液负荷等运行参数对解吸率、CO₂ 产率和再生能耗等评价指标的影响,结果如下。

(1)在 CO₂ 产率变化方面,碳负载和水蒸气中 CO₂ 质量分数的变化对于 CO₂ 产率影响巨大,其中碳负载从 0.3 mol/mol 上升至 0.46 mol/mol 时,CO₂ 产率增大了 475.5%;水蒸气中 CO₂ 质量分数从 0

上升至 50%时,CO₂ 产率降低了 127.8%。

(2)在解吸率变化方面,碳负载和水蒸气中 CO₂ 质量分数的变化对于 CO₂ 产率影响巨大,其中碳负载从 0.3 mol/mol 上升至 0.46 mol/mol 时,解吸率增大了 277.5%;水蒸气中 CO₂ 质量分数从 0 上升至 50%时,解吸率降低了 128.1%。

(3)在再生能耗变化方面,碳负载和富液温度的变化对于再生能耗影响巨大,其中碳负载从 0.3 mol/mol 上升至 0.46 mol/mol 时,再生能耗降低了 82.6%;富液温度从 60℃ 上升至 120℃ 时,再生能耗降低了 70.5%。

(4)根据加权优化结果,水蒸气质量流量的寻优区间为 900~1 000 kg/h,解吸压力的寻优区间为 120~140 kPa,富液碳负载的寻优区间为 0.4~0.5 mol/mol,富液温度的寻优区间为 90~120℃,水蒸气过热度的寻优区间为 30~50℃,水蒸气中 MEA 质量分数的寻优区间为 0~10%,水蒸气中 CO₂ 质量分数的寻优区间为 0~10%。

参考文献

- [1] Zhou C, Chen X. Forecasting China's energy consumption and carbon emission based on multiple decomposition strategy [J]. Energy Strategy Reviews, 2023, 49: 101160.
- [2] 张君宇, 宋猛, 刘伯恩. 中国二氧化碳排放现状与减排建议 [J]. 中国国土资源经济, 2022, 35(4): 38-44.
- [3] Krishnan A, Nighojkar A, Kandasubramanian B. Emerging towards zero carbon footprint via carbon dioxide capturing and sequestration [J]. Carbon Capture Science & Technology, 2023, 9: 100137.
- [4] 陆诗建, 刘苗苗, 刘玲, 等. 烟气胺法 CO₂ 捕集技术进展与未来发展趋势 [J]. 化工进展, 2023, 42(1): 435-444.
- [5] 李耀东, 李振林, 王辉, 等. 燃烧后化学吸收法脱碳节能工艺研究进展 [J]. 现代化工, 2023, 43(4): 60-65.
- [6] 赵东亚, 揭超, 李兆敏. 醇胺法碳捕集工艺解吸塔能耗分析 [J]. 中国石油大学学报: 自然科学版, 2016, 40(6): 150-155.
- [7] 高丽娟. CO₂ 捕集解吸塔顶蒸气热能回收及能量综合利用研究 [D]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2019.
- [8] Zhao B, Liu F, Cui Z, et al. Enhancing the energetic efficiency of MDEA/PZ-based CO₂ capture technology for a 650 MW power plant: Process improvement [J]. Applied Energy, 2017, 185: 362-375.
- [9] 马国龙, 张华, 李强, 等. MVR 热泵用于胺法捕集制氢弛放气 CO₂ 的能耗分析 [J]. 云南化工, 2019, 46(6): 53-54.
- [10] Pellegrini L A, Molioli S, Gamba S. Energy saving in a CO₂ capture plant by MEA scrubbing [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2011, 89(9): 1676-1683.
- [11] 王成满, 赵耀. 热电厂 CO₂ 捕集与利用技术进展 [J]. 广州化工, 2022, 50(20): 29-31.
- [12] 毛松柏, 叶宁, 朱道平. 低压 CO₂ 回收新技术捕集燃煤电厂烟气 CO₂ [J]. 化学工程, 2010, 38(5): 95-97.
- [13] 杨田萌, 杨凡, 热合米图力热则耶, 等. 醇胺吸收法捕集二氧化碳研究进展 [J]. 新疆石油天然气, 2024, 20(1): 52-60. ■