

引用格式:张良,尹龙天,李秀金. 沼气水洗技术中解吸工艺对提纯性能的影响分析与优化[J]. 北京化工大学学报(自然科学版), 2023, 50(3): 27-33.

ZHANG Liang, YIN LongTian, LI XiuJin. Analysis and optimization of the purification performance depending on the desorption process in biogas water scrubbing technology[J]. Journal of Beijing University of Chemical Technology (Natural Science), 2023, 50(3): 27-33.

沼气水洗技术中解吸工艺对提纯性能的影响分析与优化

张 良 尹龙天 李秀金

(北京化工大学 化学工程学院, 北京 100029)

摘 要:以中试规模的 $25 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 沼气压力水洗提纯实验系统为基础,耦合填料吸收塔/填料解吸塔和填料吸收塔/旋转解吸床两种工艺,研究解吸工艺对提纯性能的影响以及强化解吸的优化对比。塔/塔系统实验结果表明,当鼓风量 Q_a 从 0 增至 $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 时,吸收塔的分离效率快速上升(产品气 CO_2 体积分数 y_2 至 3% 以下)而后趋向稳定,权衡效率与能耗下 Q_a 与进气流量 G 的优化比值在 3~4 之间。在压力为 0.85~1.15 MPa、温度为 10~25 °C、液气比 1:8~1:5、进气 CO_2 体积分数为 35%~50% 及进气流量为 15~30 Nm^3/h 条件下,分析了解吸对分离性能的影响程度及机理,发现当进水 CO_2 摩尔分数达 0.000 1 时相对纯贫液的传质单元数 N_{OC} 上升幅度在 15.7%~42.8% 之间。通过塔/床系统实验得出当转速增至 840 r/min 时, y_2 快速下降至 2.02% 而后趋向稳定,而当转速超过 1 120 r/min 时塔/床系统比塔/塔系统的分离性能要优。

关键词: 沼气提纯; 压力水洗; 旋转床; 分离效率; 解吸影响

中图分类号: S216.4 **DOI:** 10.13543/j.bhxbzr.2023.03.003

引 言

通过分离沼气中的 CO_2 提纯制取生物天然气(主要成分 CH_4) 是厌氧发酵生产沼气领域产品高品质化利用的主要发展趋势之一,已成为替代化石天然气的重要可再生能源选项^[1-3]。目前可选择的相对成熟的提纯技术主要有压力水洗、膜分离、化学吸收、变压吸附以及有机溶剂吸收等,这些方法在技术与经济层面上各有优缺点,可根据原料沼气量、原料沼气成分、区域环境、后端需求等特点具体分析并选择^[4-8]。其中,压力水洗技术采用了操作稳定的塔器设备,且易通过增加设计塔径扩容处理量,吸收工艺环保(循环水吸收),对原料沼气成分要求较低(可接受较高浓度 H_2S 杂质),还适合寒冷区域(低

温有益吸收、降耗),因而成为当前国内外主流的沼气提纯技术之一^[9-10]。

然而,沼气压力水洗技术在实际工程应用中也存在不足:因其传质推动力相对其他技术较弱(CO_2 低压水溶解性不强),易造成主体工艺设备尺寸偏大、操作液气比过大(循环水量增大而升高能耗)、吸收不易彻底、吸收塔内气液分布不均、填料结垢等弊端^[11-13]。这种物理性溶解传质过程缓慢,受压力、温度等因素波动影响^[5,14-15],并且吸收后的富液解吸易不彻底,致使反向降低吸收过程的效率。常规的思路是从强化吸收的角度来提升整体设备的技术性能,注重于优化吸收过程参数的研究,但由于这种物理过程推动力本身的不足,难以实现本质性的提高。目前围绕不同的解吸程度对整体吸收性能的影响还缺乏深入的机理性研究,同时如能通过强化解吸来间接实现整体性能的提升,将会是一项非常具有工程应用价值的探索。

化工过程强化技术—超重力旋转床旋转产生的离心力能够强力破碎液滴降低解吸阻力,可应用于

收稿日期: 2022-06-16

基金项目: 中央高校基本科研业务费基地创新项目(JD2326)

第一作者: 男,1983 年生,博士,高级工程师

E-mail: liangspace@126.com

气体提纯领域,研究表明其有利于加速反应、改善传质效果,且设备具有结构紧凑的成本优势^[16-19]。因此针对上述技术研究现状,本文以中试规模 $25 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 的沼气压力水洗提纯实验装置为基础,研究解吸工艺对吸收性能的影响,分析不同操作因素的影响程度及机理。选用超重力旋转床作为强化解吸技术手段,采用塔/床组合水洗提纯技术^[20],实现在常规的塔/塔组合基础上的优化升级。

1 实验部分

1.1 实验系统与设备

实验系统(图 1)由填料吸收塔/填料解吸塔的传统组合和填料吸收塔/旋转解吸床的新型组合两种工艺耦合组成。原料气经过压缩提升至一定压力后在填料吸收塔内完成与吸收液水的逆流传质过程,塔顶得到分离后的产品气。吸收了 CO_2 的循环吸收液(即富液)先自然压入减压塔(初级减压),后根据不同工艺要求排入填料解吸塔或旋转解吸床(解吸工艺并联互换关系),根据不同的解吸原理得到可以循环实验的吸收液水(即贫液),产生的废气为解吸气(排空)。出于实验安全以及 CH_4 与 N_2 水溶物理特性相似的前提,本文实验系统采用 N_2 来替代沼气中的 CH_4 。

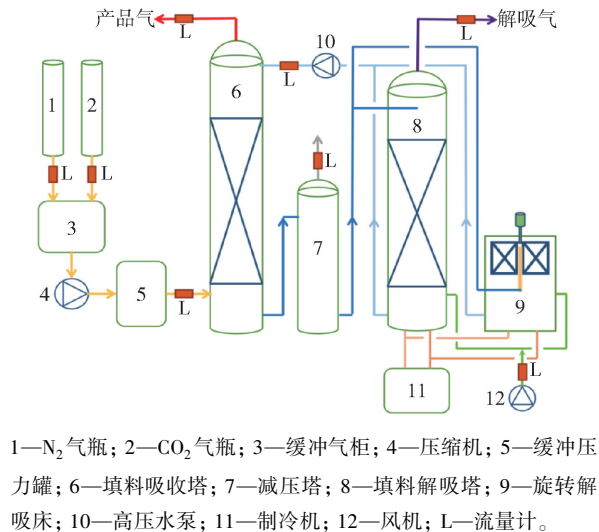


图 1 实验系统

Fig. 1 Experimental system

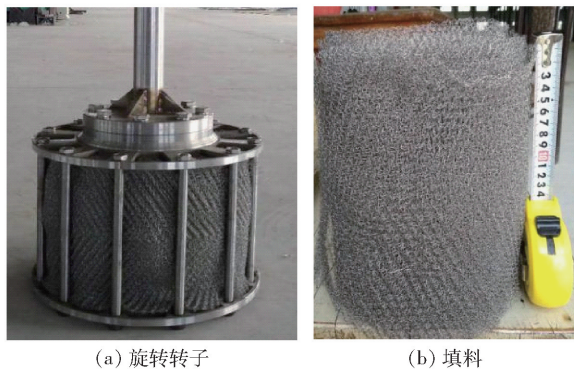
实验系统设计的原料气处理能力为 $25 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (即 $600 \text{ Nm}^3/\text{d}$), 达到中试实验规模。吸收和解吸工艺环节的主要设备参数见表 1。使用北京北分瑞利公司 SP2100A 型气相色谱仪进行气体成分测量

(取 3 次测试均值), 流量测量采用科隆公司生产的 250 型金属管浮子流量计。

表 1 吸收和解吸设备参数

Table 1 Parameters of the absorption and desorption equipments

设备	参数
填料吸收塔	金属鲍尔环填料, 填料层 $3 \times 2.4 \text{ m}$, 塔径 200 mm
填料解吸塔	金属鲍尔环填料, 填料层 5 m , 塔径 400 mm
旋转解吸床	最大转速 1440 r/min , 填料层外径 \times 内径为 $130 \text{ mm} \times 400 \text{ mm}$, 层高 200 mm , 304 过滤丝网填料(图 2)



(a) 旋转转子

(b) 填料

图 2 旋转转子及填料

Fig. 2 Rotator and packing

1.2 分析方法

实验系统的吸收效率可由产品气 CO_2 浓度(体积分,下同) y_2 和 CO_2 去除率 R_{CO_2} 来体现。忽略 N_2 在吸收过程的变化, y_2 和 R_{CO_2} 之间的关系可以直接用式(1)表示, 其中 y_1 为进气 CO_2 浓度。

$$y_2 = \frac{y_1(1 - R_{\text{CO}_2})}{100 - y_1 + y_1(1 - R_{\text{CO}_2})} \times 100\% = \frac{y_1(1 - R_{\text{CO}_2})}{100 - y_1 R_{\text{CO}_2}} \times 100\% \quad (1)$$

实验系统采用的原料气体最高 CO_2 浓度为 50%, 属于高含量气体吸收, 为了控制计算精度, 采用逐段计算法(气相含量变化分 10 层, $n = 10$), 再经过常规的化工吸收计算过程^[15,21] 完成对层传质单元高度 H_{OG} (单位 m) 和传质单元数 N_{OG} 的分析, 过程不再详述。最终结果见式(2) ~ (4), 其中 G' 为气相通流量, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, K_c 为总传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, a_t 为填料比表面积, m^2/m^3 , F_p 为填料层高度安全系数, H 为计算填料层高度, m 。

$$H_{\text{OG}} = \frac{G'}{K_c a_t} \quad (2)$$

$$N_{OG} = \int_{y_{n+1}}^{y_n} \frac{dy}{y - y_i} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - y_{n+1}}{1 - y_n} \tag{3}$$

$$H = F_P \sum (H_{OG} \cdot N_{OG})_n \tag{4}$$

2 结果与讨论

2.1 解吸效果对分离效率的影响

填料解吸塔鼓风量 Q_a 增大后, 塔内气液比增大, 一方面有利于增强气液之间的混合, 另一方面降低了气相中 CO_2 分压, 增大了 CO_2 从液相解吸至气相的传质推动力, 以上两方面因素均有利于提高解吸效率。在压力 $p = 1.0 \text{ MPa}$ 、温度 $T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ 、液气比 $L/G = 1:7$ (L 为循环水流量, G 为进气流量)、进气流量 $G = 20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 及进气 CO_2 浓度 $y_1 = 50\%$ 的工艺操作条件下, 填料吸收塔分离效率结果 (图 3) 表明, 更彻底的解吸效果 (增大吸收塔的传质推动力) 会带来更高的填料吸收塔分离效率。当 Q_a 从 0 增长到 $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 时吸收塔分离效率快速上升, 产品气 CO_2 浓度从超过 12% 迅速下降至 3% (国内车用天然气标准成分要求^[22]) 以下, 而 CO_2 去除率 R_{CO_2} 则很快上升至 97% 以上。同时, 还可以发现这种吸收塔分离效率的增强是有限度的 (因传质推动力存在平衡限度)。就本文实验体系而言, 当鼓风量超过 $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 后, 吸收塔分离效率就进入了相对稳定状态, 不再出现明显变化。此结果对于工程应用具有重要意义, 意味着在特定的操作条件下, 解吸的影响可达到极限, 工程应用中应根据具体的工艺条件设置最低优化鼓风量, 避免出现为过度提高分离效率而浪费电能的现象。推荐的鼓风量 Q_a 与进气流量 G 的优化比值在 3~4 之间。

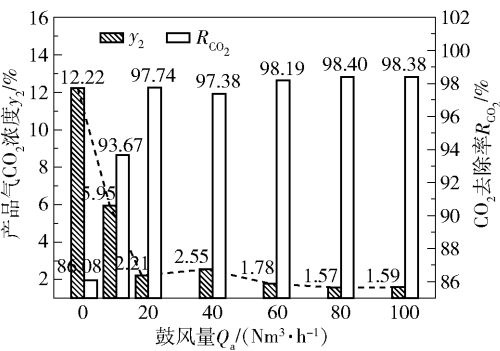


图 3 解吸塔鼓风量对分离效率的影响
Fig. 3 Influence of an air blast flow in the desorption tower on the separation efficiency

2.2 不同因素对分离能力影响程度的理论分析

从式(3)可以看出, 改变填料吸收塔循环进液的 CO_2 浓度 (来自解吸塔, 反映解吸的状态和程度) 本质上是改变传质单元数 N_{OG} 。进液 CO_2 浓度变大后, 液相传质推动力下降, 计算得出传质单元数 N_{OG} 变大, 即理论上得到同样的分离效率需要更大的填料层高度, 在实际塔高不变 (式(4)) 的前提下, 填料吸收塔的分离能力自然会逐渐下降。

通过改变进水 CO_2 摩尔分数 x_2 的数值, 可以计算分析出在相对纯贫液 ($x_2 = 0$) 条件下, 不同因素对传质单元数 N_{OG} 的增大百分比, 即传质单元数相对变化值 $R_{N_{OG}}$ 的影响程度。图 4~8 总体上反映出在常规的工艺操作范围条件下, 即 $p = 0.85 \sim 1.15 \text{ MPa}$ 、 $T = 10 \sim 25 \text{ }^\circ\text{C}$ 、 $L/G = 1:8 \sim 1:5$ 、 $y_1 = 35\% \sim 50\%$ 、 $G = 15 \sim 30 \text{ Nm}^3/\text{h}$, 进水 CO_2 摩尔分数 x_2 对相对变化值 $R_{N_{OG}}$ 的影响都是一致的, 随着 x_2 的增大, 体现吸收塔分离性能的传质单元数 N_{OG} 快速上升, 造成了分离性能的相对下降, 当 x_2 达 0.000 1 时传质单元数 N_{OG} 上升幅度在 15.7%~42.8% 之间。此外, 这种影响程度不是单一不变的, 在不同的工艺操作温度、压力、液气比和进气流量及浓度条件下, 影响程度各有不同。图 4 表明在压力上升且各压力间的变化相对均匀的条件下, 传质单元数相对变化值 $R_{N_{OG}}$ 上升速率不断下降, 反映了压力上升使得溶解推动力增强, 从而提升了分离能力。图 5 反映的温度影响情况与压力大体相反, 温度低有利于促进物理吸收, 随着温度下降, $R_{N_{OG}}$ 上升速率不断下降。可以看出这种改变物理特性的压力/温度因素对分离能力的影响是较为明显、均匀的, 且整体上压力的影响程度要大于温度。

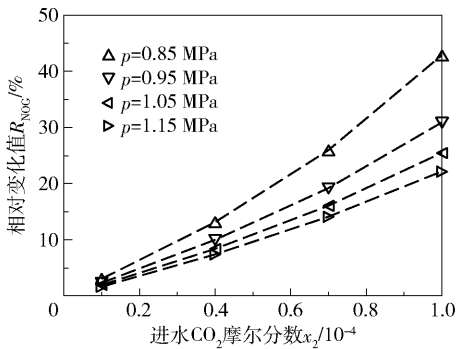


图 4 不同压力的影响程度
Fig. 4 Influence degree for different pressures

然而, 对于液气比、进气 CO_2 浓度及进气量此

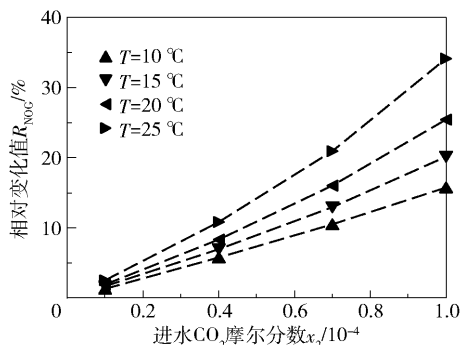


图5 不同温度的影响程度

Fig. 5 Influence degree for different temperatures

类改变物理量的因素,其变化的影响程度要小很多。图6表明不同液气比下 R_{NOG} 的差别不大,说明更高的液气比(即更多的吸收液水)有利于更多进气被吸收,但并不会对 R_{NOG} 的上升速率造成较大影响。图7表明更高的进气 CO_2 浓度(代表更大的气相传质推动力)有利于更多进气被吸收,但同样对 R_{NOG} 的相对影响不大。图8的重叠数据直接表明从理论计算角度,仅改变进气量不会对 R_{NOG} 产生影响,因为此时没有改变传质推动力的因素出现。

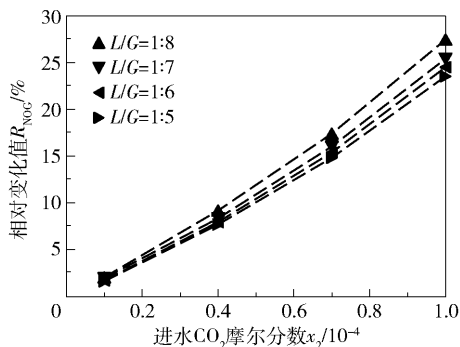


图6 不同液气比的影响程度

Fig. 6 Influence degree for different liquid-gas volume ratios

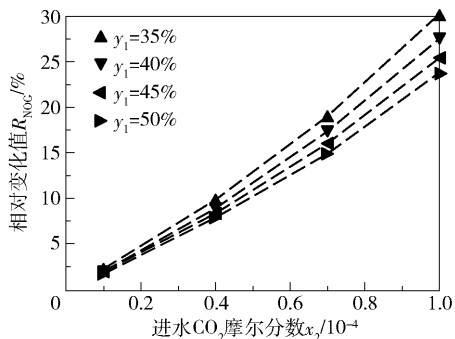
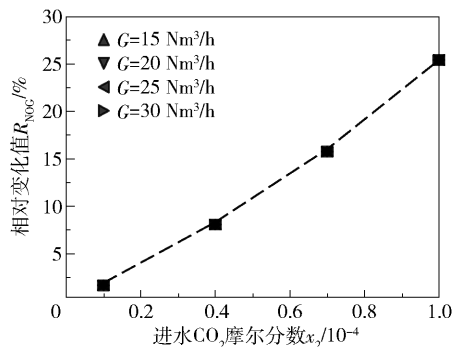
图7 不同进气 CO_2 浓度的影响程度Fig. 7 Influence degree for different gas intake CO_2 concentrations

图8 不同进气流量的影响程度

Fig. 8 Influence degree for different intake gas flows

传质单元高度 H_{OG} 和传质单元数 N_{OG} 共同决定了填料层高度(式(4)),因此 H_{OG} 的变化同样影响填料吸收塔的分离能力。图9分析了各因素单独变化($p = 0.85 \sim 1.15 \text{ MPa}$ 、 $T = 10 \sim 25 \text{ }^\circ\text{C}$ 、 $L/G = 1:8 \sim 1:5$ 、 $y_1 = 35\% \sim 50\%$ 及 $G = 15 \sim 30 \text{ Nm}^3/\text{h}$)对 H_{OG} 的影响程度,其中纵坐标范围统一为(0.28, 0.42),以示各因素影响程度的不同。

由图9可以发现,类似前述的影响原理,高的压力(图9(a))、高的液气比(图9(c))和高的进气 CO_2 浓度(图9(d))会强化传质推动力,使得传质单元高度降低,即完成1个传质单元需要的高度更小。而高温虽然不利于吸收,但其对 H_{OG} 的影响是微乎其微的(图9(b))。从图9(e)可看出,进气流量 G 虽然理论上不影响 N_{OG} ,但其值与 H_{OG} 是正相关的(式(2))。

2.3 塔/床组合系统与塔/塔组合系统的效果对比

图10给出了新型填料吸收塔/旋转解吸床组合系统中改变转速对整体吸收效率的影响。旋转是动态旋转解吸与静态填料解吸的关键区别。由前文可知解吸程度越高,整套系统中填料吸收塔的分离能力越强。从图10可以看出随着转速的提升,产品气 CO_2 浓度 y_2 从11.50%迅速下降至2.02%及更低,对应的 CO_2 去除率 R_{CO_2} 上升至97.94%以上;同时还可以看出在 $n = 840 \text{ r/min}$ 后产品气 CO_2 浓度趋于稳定,表明转速的影响存在极限值。这是因为转速越高,液滴的雾化效果越好,气液接触面积增大, CO_2 向外的传质阻力减少,带来了最佳的解吸效果。但当转速足够大时解吸效果将主要受限于温度、分压等其他因素,因而出现了性能极限。

图11给出了新型填料吸收塔/旋转解吸床组合系统与传统填料吸收塔/填料解吸塔组合系统的性能对比。由图11可以得到以下几点:(1)鼓风量对

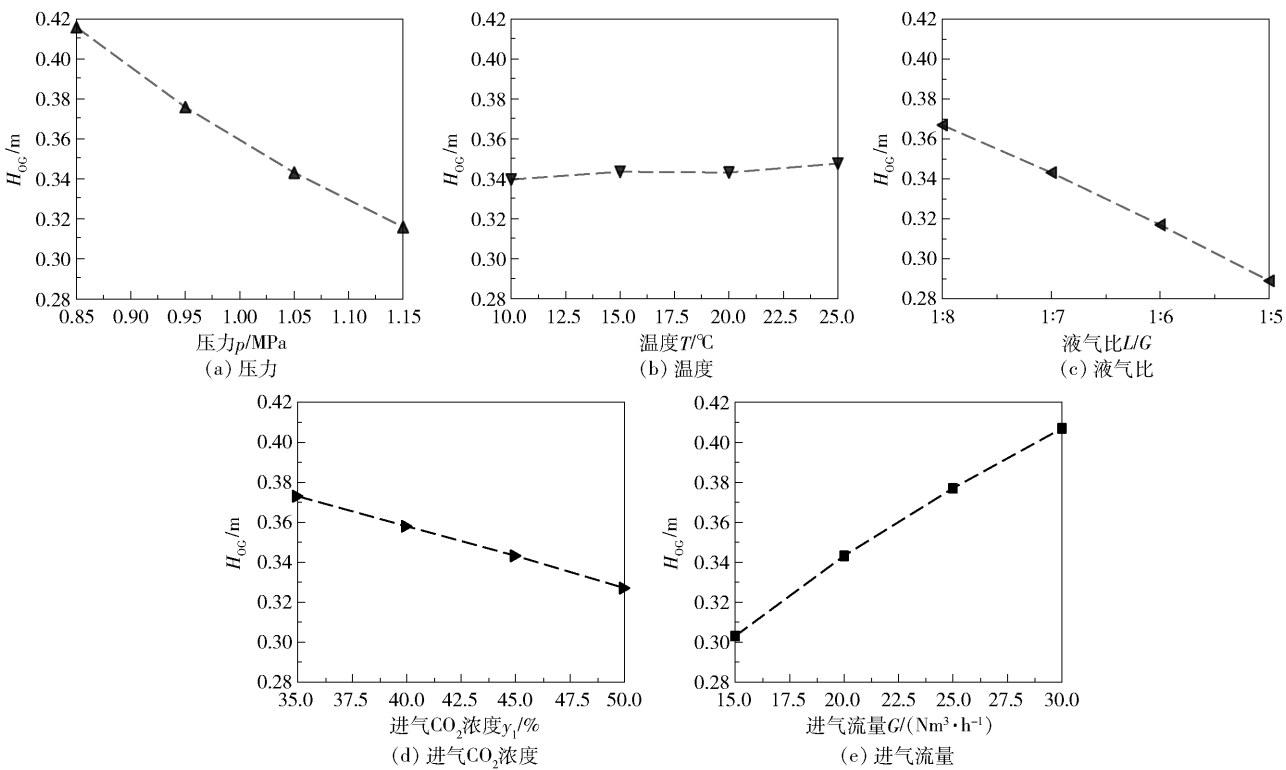


图 9 不同因素对传质单元高度 H_{OG} 的影响

Fig. 9 Influence of different factors on the height of the mass transfer unit H_{OG}

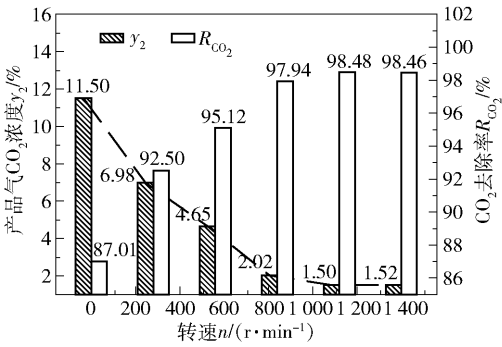


图 10 转速 n 对分离效率的影响

Fig. 10 Influence of the rotation speed n on the separation efficiency

吸收效率的影响是一致的,都是在鼓风量增加的前期产生快速影响,与提纯系统整体的解吸结构形式无关,并存在其影响的极限(鼓风量极限值大体相同,约为 $40 \text{ Nm}^3/\text{h}$);(2)转速越高,增加鼓风量带来的分离效率提升越明显,如在转速为 0 条件下,鼓风量从 0 增至 $100 \text{ Nm}^3/\text{h}$, y_2 仅从 15.21% 降至 10.52%,而在转速为 $1\,400 \text{ r/min}$ 条件下, y_2 可从 11.85% 迅速降至标准成分要求值 3% 以下并趋于稳定,同时当转速较大时这种转速带来的提升会很

缓慢,如图 11 中 $1\,120 \text{ r/min}$ 和 $1\,400 \text{ r/min}$ 两个条件下的数据几乎重合;(3)与传统塔/塔组合系统相比,新型塔/床组合系统并不是一定占优。当转速在 840 r/min 以下时塔/塔组合系统明显优于塔-床组合系统,但当转速达到 $1\,120 \text{ r/min}$ 时情况发生逆转,说明对于塔/床组合系统只要合理控制操作转速,即可带来十分有益的工程效果,并将在控制设备投资与空间(结构紧凑)方面形成优势。

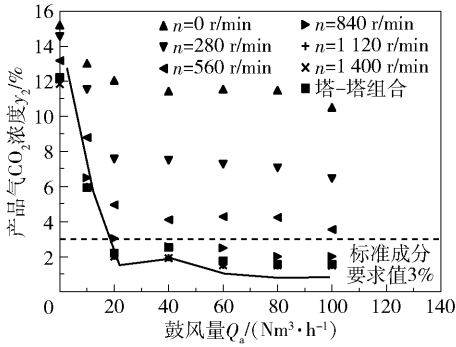


图 11 旋转解吸床和填料解吸塔性能对比

Fig. 11 Performance comparison between the rotating desorption bed and a packed desorption tower

3 结论

(1) 在吸收塔压力 $p = 1.0 \text{ MPa}$, 温度 $T = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$, 液气比 $L/G = 1:7$, 进气流量 $G = 20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 及进气 CO_2 浓度 $y_1 = 50\%$ 的工艺条件下, 鼓风量 Q_a 从 0 增长到 $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 时, 吸收塔中产品气 CO_2 浓度 y_2 迅速下降至 3% (对应 CO_2 去除率 R_{CO_2} 97% 以上) 以下, 而后继续增大鼓风量影响趋于稳定。从分离效率和能耗角度权衡, 鼓风量 Q_a 与进气流量 G 的优化比值在 3~4 之间。

(2) 随着进水 CO_2 摩尔分数 x_2 的增加, 传质单元数 N_{OG} 快速上升。在相对纯贫液进水条件下, 进水 CO_2 摩尔分数 x_2 达到 0.000 1 时传质单元数 N_{OG} 上升幅度在 15.7%~42.8% 之间。在压力、温度等改变物理特性的因素变化下, 进水 CO_2 摩尔分数对分离性能的影响较为明显, 而对于液气比、进气 CO_2 浓度及进气流量等改变物理量的因素, 其影响的程度要小很多。

(3) 在填料吸收塔/旋转解吸床组合系统中转速是影响系统吸收性能的关键因素, 随着转速增大至 840 r/min , 反映吸收塔分离效率的产品气 CO_2 浓度迅速下降至 2.02% (对应去除率 R_{CO_2} 达 97.94% 以上)。当转速 $n \leq 840 \text{ r/min}$ 时传统塔/塔组合系统的分离性能明显优于新型塔/床组合系统, 但当转速 $n \geq 1120 \text{ r/min}$ 时旋转变强解吸的优势将显现。

参考文献:

- [1] SAHOTA S, SHAH G, GHOSH P, et al. Review of trends in biogas upgradation technologies and future perspectives [J]. *Bioresource Technology Reports*, 2018, 1: 79–88.
- [2] AUGELLETTI R, GALLI S, GISLON P, et al. Biogas upgrading through CO_2 removal by chemical absorption in an amine organic solution: physical and technical assessment, simulation and experimental validation [J]. *Biomass and Bioenergy*, 2020, 141: 105729.
- [3] ZHAO J, LI Y, DONG R J. Recent progress towards in-situ biogas upgrading technologies [J]. *Science of the Total Environment*, 2021, 800: 149667.
- [4] KHAN M U, LEE J T E, BASHIR M A, et al. Current status of biogas upgrading for direct biomethane use: a review [J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2021, 149: 111343.
- [5] LOMBARDI L, FRANCINI G. Techno-economic and environmental assessment of the main biogas upgrading technologies [J]. *Renewable Energy*, 2020, 156: 440–458.
- [6] 韩文彪, 王毅琪, 徐霞, 等. 沼气提纯净化与高值利用技术研究进展[J]. *中国沼气*, 2017, 35(5): 57–61.
HAN W B, WANG Y Q, XU X, et al. Progress on purification and high value application of biogas [J]. *China Biogas*, 2017, 35(5): 57–61. (in Chinese)
- [7] AGHEL B, BEHAEIN S, WONGWISES S, et al. A review of recent progress in biogas upgrading: with emphasis on carbon capture [J]. *Biomass and Bioenergy*, 2022, 160: 106422.
- [8] ARDOLINO F, CARDAMONE G F, PARRILLO F, et al. Biogas-to-biomethane upgrading: a comparative review and assessment in a life cycle perspective [J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2021, 139: 110588.
- [9] WANTZ E, BENIZRI D, DIETRICH N, et al. Rate-based modeling approach for high pressure water scrubbing with unsteady gas flowrate and multicomponent absorption applied to biogas upgrading [J]. *Applied Energy*, 2022, 312: 118754.
- [10] WANG H L, MA C Y, YANG Z H, et al. Improving high-pressure water scrubbing through process integration and solvent selection for biogas upgrading [J]. *Applied Energy*, 2020, 276: 115462.
- [11] 张良, 袁海荣, 李秀金. 沼气水洗提纯吸收塔的体积吸收系数研究[J]. *可再生能源*, 2019, 37(1): 1–6.
ZHANG L, YUAN H R, LI X J. Study on volumetric absorption coefficient in absorption tower for water scrubbing biogas upgrading [J]. *Renewable Energy Resources*, 2019, 37(1): 1–6. (in Chinese)
- [12] TYNELL Å, BÖRJESSON G, PERSSON M. Microbial growth on pall rings—a problem when upgrading biogas with the water-wash absorption technique [J]. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 2007, 141: 299–320.
- [13] COZMA P, WUKOVITGS W, MĂMĂLIGĂ I, et al. Modeling and simulation of high pressure water scrubbing technology applied for biogas upgrading [J]. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 2015, 17: 373–391.
- [14] COZMA P, WUKOVITS W, MĂMĂLIGĂ I, et al. Analysis and modelling of the solubility of biogas components in water for physical absorption processes [J]. *Environment Engineering and Management Journal*, 2013, 12(1): 147–162.
- [15] 中国石化集团上海工程有限公司. 化工工艺设计手册(上册)[M]. 4 版. 北京: 化学工业出版社, 2009.

- Sinopec Shanghai Engineering Company Limited. Chemical process design handbook (Volume I) [M]. 4th ed. Beijing: Chemical Industry Press, 2009. (in Chinese)
- [16] SHENG M P, XIE C X, ZENG X F, et al. Intensification of CO₂ capture using aqueous diethylenetriamine (DETA) solution from simulated flue gas in a rotating packed bed [J]. Fuel, 2018, 234:1518–1527.
- [17] MA H J, CHEN Y S. Evaluation of effectiveness of highly concentrated alkanolamine solutions for capturing CO₂ in a rotating packed bed [J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2016, 55: 55–59.
- [18] DHANEESH K P, RANGANATHAN P. A comprehensive review on the hydrodynamics, mass transfer and chemical absorption of CO₂ and modelling aspects of rotating packed bed [J]. Separation and Purification Technology, 2022, 295: 121248.
- [19] ZHANG W, XIE P, LI Y X, et al. Hydrodynamic characteristics and mass transfer performance of rotating packed bed for CO₂ removal by chemical absorption: a review [J]. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2020, 79: 103373.
- [20] ZHANG L, WACHEMO A C, YUAN H R, et al. Comparative analysis of residence and diffusion times in rotating bed used for biogas upgrading [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2018, 26: 2148–2152.
- [21] 丁忠伟, 刘伟, 刘丽英. 化工原理(下册) [M]. 北京: 高等教育出版社, 2014.
- DING Z W, LIU W, LIU L Y. Principle of chemical engineering (Volume II) [M]. Beijing: Higher Education Press, 2014. (in Chinese)
- [22] 中国国家能源局. 车用压缩天然气: GB18047—2017 [S]. 2017.
- National Energy Administration. Compressed natural gas as vehicle fuel: GB18047—2017 [S]. 2017. (in Chinese)

Analysis and optimization of the purification performance depending on the desorption process in biogas water scrubbing technology

ZHANG Liang YIN LongTian LI XiuJin

(College of Chemical Engineering, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

Abstract: This study focuses on the influence of the desorption process and enhanced desorption optimization for biogas upgrading using pressure water scrubbing technology. Two systems based on a packed absorption tower/packed desorption tower and a packed absorption tower/rotating desorption bed were included in a pilot-scale (25 Nm³/h) test device. In the tower/tower system the separation efficiency of the absorption tower rose rapidly (with CO₂ concentration in the product gas y_2 below 3%) along with the air blast flow Q_a from 0 to 20 Nm³/h and then tended to be stable. The optimal ratio of air blast flow Q_a and intake gas flow G was in the range 3 to 4 when balancing efficiency and energy consumption. The effect of desorption on the separation performance was analyzed under the conditions of pressure p 0.85–1.15 MPa, temperature T 10–25 °C, liquid-gas volume ratio L/G 1:8–1:5, gas intake CO₂ concentration y_1 35%–50%, and intake gas flow G 15–30 Nm³/h. When the CO₂ molar content in the intake water reached 0.000 1, the increase in the number of transfer units N_{OG} was in the range 15.7%–42.8% relative to the pure lean liquid. The CO₂ concentration in the product gas y_2 decreased rapidly to 2.02% as the rotation speed exceeded 840 r/min and then tended to be stable in the tower/bed system. When the rotation speed was over 1 120 r/min, the tower/bed system afforded higher separation efficiency than the tower/tower system.

Key words: biogas upgrading; pressure water scrubbing; rotating packed bed (RPB); separation efficiency; desorption influence

(责任编辑: 吴万玲)