

# 膜分离-变压吸附协同捕集低浓度烟气 二氧化碳工艺模拟研究

李 飒<sup>1</sup>, 林千果<sup>1,2\*</sup>, 徐 冬<sup>3</sup>, 林汉驰<sup>4</sup>, 段晓雅<sup>1</sup>, 王 昊<sup>1</sup>

(1. 华北电力大学环境科学与工程学院, 北京 102206; 2. 英国爱丁堡大学商学院, 英国爱丁堡 EH8 9YL;  
3. 国电新能源技术研究院, 北京 102206; 4. 华北电力大学苏州研究院, 江苏 苏州 215123)

**摘要:**利用软件 PRO II 和 Aspen Adsorption 分别模拟协同工艺中膜分离和变压吸附过程,通过引入气体流量修正系数解决气体流量不匹配问题,提高膜-变压吸附协同碳捕集工艺模拟的准确性。案例研究表明,引入流量修正系数解决了协同工艺模拟过程中出现的气体流量不匹配问题,实现了稳态膜分离和动态循环变压吸附过程的耦合。与以往的膜-变压吸附协同工艺模拟方法相比较,更好地识别了能耗降低和捕集率提升的技术途径。

**关键词:**CO<sub>2</sub> 捕集;膜分离;变压吸附;模拟

中图分类号:TK01;TM62

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2021)09-0201-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2021.09.040

## Simulation of low-concentration carbon dioxide captured by synergic process of membrane separation and pressure swing adsorption

LI Sa<sup>1</sup>, LIN Qian-guo<sup>1,2\*</sup>, XU Dong<sup>3</sup>, LIN Han-chi<sup>4</sup>, DUAN Xiao-ya<sup>1</sup>, WANG Hao<sup>1</sup>

(1. College of Environmental Science and Engineering, North China Electric Power University, Beijing 102206, China; 2. Business School, University of Edinburgh, Edinburgh EH8 9YL, UK;  
3. Guodian New Energy Technology Research Institute, Beijing 102206, China;  
4. Suzhou Institute of North China Electric Power University, Suzhou 215123, China)

**Abstract:** PRO II software and Aspen Adsorption software are respectively employed to simulate membrane separation and pressure swing adsorption process in synergic process. The issue of gas flow mismatch is solved by adding a flow rate correction coefficient to improve the accuracy of simulation on membrane separation-pressure swing adsorption collaborative carbon capture process. The results through a case study indicate that the steady-state and dynamic processes are well integrated by adding the flow rate correction coefficient. Compared with previous simulation methods, the technical approach to energy consumption reduction and capture rate improvement are more accurately identified.

**Key words:** carbon dioxide capture; membrane separation; pressure swing adsorption; simulation

普遍认为,二氧化碳(CO<sub>2</sub>)是导致温室效应的主要气体。碳捕集技术是降低CO<sub>2</sub>排放量的一种有效途径<sup>[1]</sup>。目前,主要的碳捕集技术包括化学吸收法、低温深冷法、物理吸附法和膜分离法。早期的化学吸收和低温深冷碳捕集技术能耗和成本均较高。随着新型CO<sub>2</sub>分离膜材料和吸附剂的研发和应用,物理吸附法和膜分离法逐渐受到广泛的重视。这2种工艺被认为是传统化学吸收法和低温深冷法的替代品<sup>[2-3]</sup>,且它们可以集成到膜-吸附协同工艺中<sup>[4]</sup>。膜分离法具有工艺简单、操作方便、占地面积小等优点,但同时得到高捕集率和高体积分数产品气需要多阶段过程<sup>[5]</sup>,单独使用膜分离法捕集低浓度CO<sub>2</sub>成本高昂且能耗较高<sup>[6]</sup>。变压吸附分离

技术(PSA)可获得高体积分数产品气<sup>[7]</sup>,但同时也存在吸附剂容量有限、对杂质容忍度低、处理大气量时设备占地面积大、不易获得高捕集率等缺点<sup>[8]</sup>,同时吸附剂的吸附量和吸附速率都会随着吸附气体浓度的下降而降低<sup>[9-10]</sup>,不利于低浓度CO<sub>2</sub>吸附<sup>[11]</sup>。膜分离和变压吸附2种过程的耦合集成可以实现能量的梯级利用和气体组分的优化匹配,从而降低碳捕集能耗,提升捕集率。准确模拟2种过程的耦合集成可以识别能耗降低和捕集率提升的技术途径。

但是由于PSA工艺的动态循环特性,导致其模拟具有挑战性,随着膜分离过程的增加,准确模拟膜-变压吸附协同工艺的难度更大。目前,常用的膜-变压吸附协同工艺模拟方法分为2类。一类是

收稿日期:2020-10-08;修回日期:2021-07-07

基金项目:北京市重点研发计划(Z181100005118017)

作者简介:李飒(1996-),女,硕士生;林千果(1971-),男,博士,教授,博士生导师,研究方向为二氧化碳捕集、利用与封存,通讯联系人,lilinshi@hotmail.com。

黑箱法<sup>[12]</sup>,将 PSA 单元建模为一个简单的分离器直接与膜分离过程结合。Esteves 等<sup>[3]</sup>将 PSA 工艺建模为一个简单的分离器,并与膜组件结合对二元混合物进行整体分离,但是缺乏详细的 PSA 模拟过程信息。另一类是迭代法,通常将待分离气体先通入膜分离装置,膜分离的产品气流入 PSA 工艺,PSA 的尾气再回流至膜分离装置前进行二次分离,然后重复模拟直至收敛。因变压吸附动态循环模拟的复杂性,同时为了适应膜分离的稳态模拟过程,采用稳态循环简化模型替代膜-变压吸附协同工艺中变压吸附的动态循环过程,Burkhard 等<sup>[12]</sup>应用软件 Aspen Adsorption 中的稳态循环简化模型代替动态循环模型模拟协同工艺中的变压吸附过程,但稳态循环简化模型难以精细反映前后 2 个不同过程的气体流量不匹配问题,影响了模拟结果的准确性。

据此,为进一步提高膜-变压吸附协同工艺模拟的准确性,本文中采用迭代法模拟膜-变压吸附协同工艺,应用软件 PRO II 和 Aspen Adsorption 分别模拟膜-变压吸附协同工艺中的稳态膜分离和动态循环 PSA 过程。因膜分离工艺模拟是一个稳态过程,膜分离的产品气即 PSA 的输入气体是一个固定变量,故输入气体的温度、组成和压力等物理量均固定,而 PSA 模拟是一个动态循环过程,故在模拟的过程中气体流量为自由变量。因此,在膜分离与 PSA 工艺连接处针对气体流量的变化引入流量修正系数,解决协同工艺模拟过程中出现的气体流量不匹配问题,实现稳态膜分离和动态变压吸附过程的耦合,准确识别能耗降低和捕集率提升的技术途径。

## 1 膜-变压吸附协同工艺模拟

采用软件 PRO II 和 Aspen Adsorption 分别模拟膜分离和变压吸附过程。目前,有很多软件可用于模拟膜分离工艺,其中 PRO II 因具有庞大的物性数据库、完整的膜分离单元操作模块及强大的计算能力成为国内外学者广泛使用的工具,故最终选择 PRO II 对膜分离工艺过程进行模拟。变压吸附模拟则借助过程模拟软件 Aspen Adsorption 进行模拟,该软件专门为模拟吸附分离过程而开发,能够模拟混合气体在固定吸附床的动态循环吸附分离过程<sup>[13]</sup>。

### 1.1 PRO II 模拟稳态膜分离工艺

膜分离法是指利用特殊膜材料对混合气中各组

分的选择透过性差异达到气体分离的目的<sup>[14]</sup>。PRO II 对膜分离工艺模拟基于以下假设<sup>[15]</sup>:①渗透侧气体和非渗透侧气体的压力均恒定;②膜两侧的驱动力(分压)根据理想气体分压定律计算;③非渗透侧气体均匀混合;④渗透侧气体是活塞流(平推流);⑤进气压降可以忽略;⑥膜的渗透性能不随压力和进料组分组成发生变化;⑦忽略气体在传递过程中的物质和能量损失。

### 1.2 Aspen Adsorption 模拟变压吸附动态循环工艺

变压吸附工艺的原理是利用吸附质在吸附剂上的亲和性、扩散系数等吸附特性的差异,通过周期性的压力变换实现气体的分离或提纯<sup>[16]</sup>。为同时获得吸附塔内过程变量在时间和空间上全面的数据,在软件 Aspen Adsorption 中对各组分在吸附塔内流动相和固定相边界处的质量、动量和能量传递过程进行微元化分析,建立动态平衡方程,应用上风差分法(USD1)将这些方程离散化得到一系列微分代数方程。为了提高计算速度和准确性,在求解动态平衡方程时基于以下假设<sup>[17-18]</sup>:各气体组分遵循理想气体定律;仅考虑轴向扩散,忽略径向的温度、速度、浓度梯度;采用 Langmuir 模型描述 CO<sub>2</sub> 和 N<sub>2</sub> 在吸附剂上的竞争吸附;塔内压降采用 Eugen 方程进行计算;吸附动力学采用线性推动力(LDF)方程;吸附过程是一个非等温的能量传递过程。

### 1.3 膜-变压吸附协同工艺模拟

应用软件 PRO II 和 Aspen Adsorption 分别模拟稳态膜分离和动态变压吸附工艺过程,假设膜与变压吸附工艺连接处的能量损耗和物质损失可以忽略不计。为保证模拟整体性和准确性,膜分离及变压吸附工艺模拟过程中选用相同的热力学状态方程,保证气体处于平衡态时,温度、压强、体积、物质的量、温度等物理量之间的变化关系相同。

在膜-变压吸附协同工艺模拟过程中,一方面,膜分离是一个稳态过程,膜分离的产品气通入变压吸附过程的流速是一个固定变量,故输入气体的温度、组成和压力等物理量均固定,而 PSA 是一个动态循环过程,故在模拟的过程中气体流速为自由变量;另一方面,在动态循环 PSA 模拟过程中涉及到众多阀门需要调节,阀门开度和吸附床体积等参数均会对气体流速造成影响,导致吸附床中的实际流速与输入流速不符。实际动态循环变压吸附模拟过程中,气体流速、阀门开度与吸附床参数的关系式推

导如下<sup>[19]</sup>。

首先,根据理想气体状态方程可得:

$$P_b V_b = nRT_b \quad (1)$$

式中, $P_b$  为床层的压力, kPa;  $V_b$  为床层的有效体积; $m^3$ ;  $n$  为床层物质的摩尔数, kmol;  $R$  为气体常数;  $T_b$  为床层温度, K。

假设温度和体积均保持不变,压力变化率与物料变化率的关系如下:

$$\partial P_b / \partial n = RT_b / V_b \quad (2)$$

通过阀门的流量可以表示为阀门压降的线性函数:

$$F = C_v \Delta P = C_v (P_b - P_u) \quad (3)$$

式中, $F$  为原料气通过阀门的流量, kmol/s;  $C_v$  为阀门开度;  $P_u$  为阀门流出侧的压力, kPa。这个表达式可以重新表示为摩尔流量:

$$\partial n / \partial t = C_v (P_b - P_u) \quad (4)$$

假设阀门下游压力恒定,则床层压力变化率可由下式求得:

$$\begin{aligned} \partial P_b / \partial t &= (\partial P_b / \partial n) \times (\partial n / \partial t) = \\ &= (RT_b / V_b) C_v (P_b - P_u) \end{aligned} \quad (5)$$

在吸附床的启动和结束压力之间进行积分可得:

$$(RT_b C_v / V_b) dt = \int_{P_s}^{P_e} [1 / (P_b - P_u)] dP_b \quad (6)$$

$P_s$  为吸附床开始运行时的压力, kPa;  $P_e$  为吸附床结束运行时的压力, kPa。积分时间运行 1 个周期后可得:

$$\begin{aligned} (RT_b C_v / V_b) T_i [\ln(P_b - P_u)]_{P_s}^{P_e} = \\ \ln[(P_s - P_u) / (P_e - P_u)] \end{aligned} \quad (7)$$

$T_i$  为吸附床循环运行 1 个周期的时间, s。对上述表达式进行重新排列,得到阀门线性常数  $C_v$  的值为:

$$C_v = [V_b / (RT_b T_i)] \ln[(P_s - P_u) / (P_e - P_u)] \quad (8)$$

故:

$$\begin{aligned} F = C_v (P_b - P_u) = \\ [V_b (P_b - P_u) / (RT_b T_i)] \ln[(P_s - P_u) / (P_e - P_u)] \end{aligned} \quad (9)$$

由此可知,在气体的输入压力、温度、气体组分等确定时,变压吸附过程的实际气体流速与输入流速无关,而与吸附床体积、温度、循环时间等因素有关。与此同时,稳态膜分离模拟是个瞬时过程,动态循环变压吸附工艺模拟是一个间歇操作过程。在实际生产过程中,膜分离与 PSA 工艺连接处有储气罐和阀门,储气罐可存储能量保证工艺气压稳定,阀门可调节 2 个工艺的反应时间不匹配问题。故在膜-

变压吸附耦合工艺模拟过程中,假定工艺连接处有储气罐,故可不考虑变压吸附与膜分离操作时间差异问题。故模拟过程中流速不匹配问题可转化为流量不匹配问题。在膜-变压吸附协同工艺模拟过程中,难以精准调节相关参数使变压吸附实际处理流量与膜产品气流量完全相等,故在膜分离与 PSA 工艺连接处针对气体流量的变化引入流量修正系数,解决协同工艺模拟过程中出现的气体流量不匹配问题,实现稳态膜分离和动态循环变压吸附过程的耦合。气体流量修正系数的计算方法如式(10)所示。

$$\alpha = Q_p / Q_m \quad (10)$$

式中, $\alpha$  为气体流量修正系数;  $Q_m$  为膜分离过程产品气的总流量,  $m^3$ ;  $Q_p$  为变压吸附过程实际处理总气量,  $m^3$ 。

## 2 案例研究

为了验证膜-变压吸附协同工艺模拟的有效性,选择某一膜-变压吸附协同工艺并应用于某混合气体碳捕集过程,同时对引入气体流量修正系数的必要性、可行性和模拟结果进行分析。

### 2.1 案例工艺及参数

采用的膜-变压吸附协同工艺如图 1 所示,由  $CO_2$ 、 $N_2$  组成的混合气体通入压缩机,在进料侧加压,同时渗透侧抽真空的条件下渗透过一级膜,一级膜截流侧的尾气带有一定压力,无需增压即可直接进入  $CO_2$  变压吸附单元。在  $CO_2$  变压吸附单元中,截留气中少量的未被一级膜分离的  $CO_2$  被吸附,在真空抽吸下,解吸成较高浓度的  $CO_2$ ,再与一级膜渗透气经混合加压后通入二级膜,经过二级膜分离后即可得到高回收率高体积分数的产品气。为了提高膜-吸附协同工艺的整体性,将二级膜的截流气回流至一级膜前进一步分离提纯,以提高整体工艺的捕集率,同时实现能量的梯级利用。

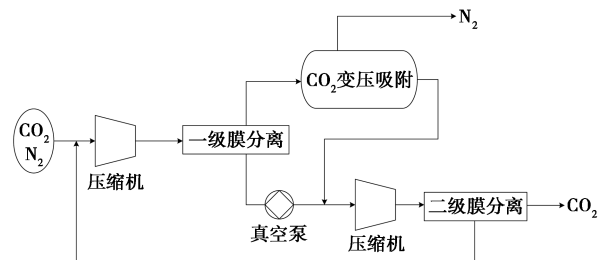


图 1 膜-变压吸附协同工艺示意图

鉴于本研究针对低浓度  $CO_2$  碳捕集,在膜-变压吸附协同工艺模拟过程中,膜分离过程选用高

CO<sub>2</sub> 渗透系数和高 CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> 选择性的促进传递膜; PSA 过程选择具有较大的 CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> 分离系数和适合制备高体积分数的 CO<sub>2</sub> 产品气的 13X 作为吸附剂。应用上述膜-变压吸附协同工艺对 N<sub>2</sub> 和 CO<sub>2</sub> 的混合气体进行捕集,其中原料气流量为 65.00 m<sup>3</sup>/h,温度为 40.00℃,压力为 0.1 MPa,压缩机的出口压力为 0.3 MPa,绝热效率为 90.00%,热力学方法均选择 Peng-Robinson 状态方程法。变压吸附选用一床四步动态循环工艺,单周期包含吸附、均压、解吸、回流冲洗 4 个步骤。协同工艺的操作参数如表 1<sup>[20]</sup>所示。

表 1 吸附塔及吸附剂相关参数

变量	数值	变量说明
Hb/m	0.10	吸附塔高
Db/m	0.07	吸附塔直径
MTC/s <sup>-1</sup>	1.53×10 <sup>-2</sup>	CO <sub>2</sub> 线性推动力方程系数
MTC/s <sup>-1</sup>	1.39×10 <sup>-2</sup>	N <sub>2</sub> 线性推动力方程系数
IP1(CO <sub>2</sub> )/(mol·g <sup>-1</sup> ·MPa <sup>-1</sup> )	1.11×10 <sup>-3</sup>	CO <sub>2</sub> 等温线参数
IP1(N <sub>2</sub> )/(mol·g <sup>-1</sup> ·MPa <sup>-1</sup> )	6.83×10 <sup>-6</sup>	N <sub>2</sub> 等温线参数
IP2(CO <sub>2</sub> )/K	1691.00	CO <sub>2</sub> 等温线参数
IP2(N <sub>2</sub> )/K	1799.00	N <sub>2</sub> 等温线参数
IP3(CO <sub>2</sub> )/MPa <sup>-1</sup>	8.852×10 <sup>-1</sup>	CO <sub>2</sub> 等温线参数
IP3(N <sub>2</sub> )/MPa <sup>-1</sup>	3.448×10 <sup>-1</sup>	N <sub>2</sub> 等温线参数
IP4(CO <sub>2</sub> )/K	1287.00	CO <sub>2</sub> 等温线参数
IP4(N <sub>2</sub> )/K	217.90	N <sub>2</sub> 等温线参数
DH(CO <sub>2</sub> )/(kJ·mol <sup>-1</sup> )	-24.60	CO <sub>2</sub> 吸附热
DH(N <sub>2</sub> )/(kJ·mol <sup>-1</sup> )	-15.70	N <sub>2</sub> 吸附热

## 2.2 结果分析

为后续表达方便,选取 1 个参考例。由 15.00% 的 CO<sub>2</sub> 和 85.00% 的 N<sub>2</sub> 组成流速为 65.00 m<sup>3</sup>/h 混合气通入一级膜,当一级膜的渗透压为 0.013 MPa,膜面积为 450 m<sup>2</sup>,CO<sub>2</sub>、N<sub>2</sub> 渗透系数分别为 1 000、20 GPU 时<sup>[21]</sup>,得到一级膜截留侧气体总流速为 54.58 m<sup>3</sup>/h,CO<sub>2</sub>、N<sub>2</sub> 的体积分数分别为 11.06%、88.94%。

图 2 为参考例的一级膜截留气通入变压吸附装置后,CO<sub>2</sub> 产品体积分数随着膜分离的产品气即变压吸附输入气体流量的稳定性曲线。随着变压吸附输入气体流量变化,CO<sub>2</sub> 产品体积分数保持不变。进一步证实膜分离的产品气即变压吸附输入气体的温度、组成和压力等物理量均固定的情形下,实际气体流量为自由变量,只与阀门开度和吸附床自身的

参数有关,而与输入流量无关,证明气体流量修正系数的必要性。

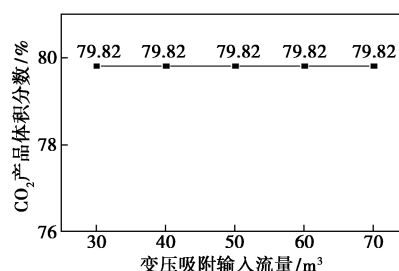


图 2 CO<sub>2</sub> 产品体积分数随变压吸附输入流量变化的稳定性曲线

因在膜-变压吸附协同工艺模拟过程中,变压吸附的产品流量及体积分数要作为二级膜分离的输入条件,故需考察引入气体流量修正系数后,在变压吸附模拟过程中,处理气量变化对于 CO<sub>2</sub> 产品体积分数产生影响。图 3 为在变压吸附模拟过程中,CO<sub>2</sub> 产品体积分数随实际处理气量变化的稳定性曲线。当变压吸附处理气量的变化量为 0.32% 时,产品体积分数的变化量为 0.05%,产品体积分数的变化很小可以忽略不计。在上述参考例的输入条件及变压吸附的操作条件下,变压吸附的实际处理气量为 54.67 m<sup>3</sup>/h。根据计算可得修正系数为 1.001 6 即处理气量变化量为 0.16%,故此时变压吸附的产品气体积分数变化也可以忽略不计。据此,证明了气体流量修正系数的可行性,即引入气体流量修正系数后,实现了稳态膜分离与动态循环变压吸附过程的耦合。

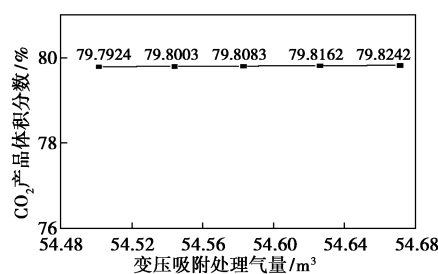


图 3 CO<sub>2</sub> 产品体积分数随变压吸附处理气量变化的稳定性曲线

表 2 为引入气体流量修正系数后,膜-变压吸附协同工艺运行结果的差异,由表可知,气体流量修正系数引入后,协同工艺总捕集率大幅度提高,总体积分数略有提高,但总能耗降低。因引入气体流量修正系数后,变压吸附的产品气流量增加即输入二级膜的气体量增加,故而捕集率大幅度增加;二级膜的膜分离性能参数没变,故捕集体积分数略有增加;

引入气体流量修正系数后变压吸附处理气量增加故能耗降低。

表2 有无气体流量修正系数膜-变压吸附协同工艺模拟运行结果差异

	捕集率/%	产品体积分数/%	能耗/(kJ·mol <sup>-1</sup> )
修正前	71.98	85.03	3.25
修正后	75.08	85.62	3.15

### 3 结论

采用软件 PRO II 和 Aspen Adsorption 分别模拟膜-变压协同工艺中的膜分离和变压吸附过程,通过引入气体流量修正系数,解决了以往关于膜-变压吸附协同工艺的模拟方法难以精细反映前后2个不同过程的气体流量不匹配问题,提高了膜-变压吸附协同碳捕集工艺模拟的准确性。案例研究的结果如下。

(1)在吸附床参数保持不变的情况下,随着膜的产品气即变压吸附输入流量的变化,CO<sub>2</sub>捕集率和产品体积分数保持不变,证明膜-变压吸附协同工艺模拟过程中气体流量修正系数的必要性。

(2)引入气体流量修正系数后,变压吸附产品气体积分数变化很小可以忽略不计,证明膜-变压吸附协同工艺模拟过程中气体流量修正系数的可行性。解决了膜-变压吸附协同工艺模拟过程中出现的气体流量不匹配问题,实现了稳态膜分离和动态循环变压吸附过程的耦合。

(3)引入气体流量修正系数后,膜-变压吸附协同工艺总捕集率大幅度增加,总体积分数略有增加,同时总能耗减少。与以往的膜-变压吸附协同工艺模拟方法相比较,更好地识别了能耗降低和捕集率提升的技术途径。

### 参考文献

[1] Dickmeis J, Kather A. Offgas treatment downstream the gas processing unit of a pulverised coal-fired oxyfuel power plant with polymeric membranes and pressure swing adsorption [J]. Energy Procedia, 2013, 37: 1301-1311.

[2] Nikolić D D, Kikkinides E S. Modelling and optimization of hybrid PSA/membrane separation processes [J]. Adsorption, 2015, 21 (4): 283-305.

[3] Esteves I A A C, Mota, José P B. Gas separation by a novel hybrid membrane/pressure swing adsorption process [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2007, 46(17): 5723-5733.

[4] Akinlabi C O, Gerogiorgis D I, Georgiadis M C, et al. Modelling, design and optimisation of a hybrid PSA-membrane gas separation process [J]. Computer Aided Chemical Engineering, 2007, 24(7): 363-370.

[5] Brunetti A, Scura F, Barbieri G, et al. Membrane technologies for CO<sub>2</sub> separation [J]. Journal of Membrane Science, 2010, 359(1/2): 115-125.

[6] Baker R W, Wijmans J G, Kaschemekat J H. The design of membrane vapor-gas separation system [J]. Journal of Membrane Science, 1998, 151(1): 55-62.

[7] Kenney C N, Kirkby N F. Pressure swing adsorption [M]. Zeolites: Science and Technology VCH Publishers, 1984.

[8] Santos J C, Portugal A F, Magalhães F D, et al. Optimization of medical PSA units for oxygen production [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2006, 45(3): 1085-1096.

[9] Alie C, Backham L, Croiset E, et al. Simulation of CO<sub>2</sub> capture using MEA scrubbing: a flowsheet decomposition method [J]. Energy Conversion & Management, 2005, 46(3): 475-487.

[10] 毛松柏, 叶宁, 肖九高, 等. 低分压二氧化碳回收新技术的开发和应用 [J]. 化学工业与工程技术, 2004, 25(3): 12-15.

[11] 马超援. 低浓度 CO<sub>2</sub> 捕集技术的现状与进展 [J]. 山西建筑, 2016, 42(12): 185-186.

[12] Ohs B, Falkenberg M, Wessling M. Optimizing hybrid membrane-pressure swing adsorption processes for biogenic hydrogen recovery [J]. Chemical Engineering Journal, 2019, 364: 452-461.

[13] 何东荣, 周向辉, 张东辉. 利用 ASPEN-ADSIM 模拟变压吸附分离过程 [J]. 天然气化工: C1 化学与化工, 2009, (3): 11-15.

[14] 郭智, 张新妙, 章晨林, 等. 膜分离法分离煤气中 CO<sub>2</sub> 材料及应用研究进展 [J]. 现代化工, 2016, 36(6): 42-45.

[15] Low B T, Zhao L, Merkel T C, et al. A parametric study of the impact of membrane materials and process operating conditions on carbon capture from humidified flue gas [J]. Journal of Membrane Science, 2013, 431: 139-155.

[16] 步学朋. 二氧化碳捕集技术及应用分析 [J]. 洁净煤技术, 2014, 20(5): 9-13.

[17] Zhou Y, Shen Y, Fu Q, et al. CO Enrichment from low-concentration syngas by a layered-bed VPSA process [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2017, 56(23): 6741-6754.

[18] Ding Z, Han Z, Fu Q, et al. Optimization and analysis of the VPSA process for industrial-scale oxygen production [J]. Adsorption- Journal of the International Adsorption Society, 2018, 24(5): 499-516.

[19] Adsorption Reference Guide [M]. Aspen Technology, Inc. 2004.

[20] 刘冰, 孙伟娜, 安亚雄, 等. 带循环的二阶变压吸附碳捕集工艺模拟、实验及分析 [J]. 化工学报, 2018, 69(11): 4788-4797.

[21] Brinkmann T, Naderipour, Céline, et al. Pilot scale investigations of the removal of carbon dioxide from hydrocarbon gas streams using poly (ethylene oxide)-poly (butylene terephthalate) PolyActive™ thin film composite membranes [J]. Journal of Membrane Science, 2015, 489: 237-247. ■