

doi: 10.3969/j.issn.2095-0411.2024.01.007

变压吸附制氧过程传质特性数值分析

祝显强, 孙 媛, 孙宪航

(常州大学 石油与天然气工程学院, 江苏 常州 213164)

摘要: 研究了变压吸附制氧过程中吸附时间对制氧性能的影响, 提出了利用浓度波传递模型分析变压吸附制氧过程传质特性、计算最佳吸附时间的方法。结果表明, 吸附过程中吸附床内氮气浓度波形状随着时间和轴向位置而变化, 理想传热传质条件下, 氮气浓度波传递速度比实际吸附过程浓度波传递速度快, 实际过程中由于传质和传热阻力, 浓度波传递速度减少 26%。基于浓度波传递模型计算的最佳吸附时间与实验值误差在 0.5 s 以内。

关键词: 变压吸附; 吸附时间; 浓度波; 制氧过程; 数值模拟

中图分类号: TQ 028

文献标志码: A

文章编号: 2095-0411(2024)01-0060-09

Numerical analysis of mass transfer characteristics during pressure swing adsorption oxygen production process

ZHU Xianqiang, SUN Yuan, SUN Xianhang

(School of Petroleum and Natural Gas Engineering, Changzhou University, Changzhou 213164, China)

Abstract: The effect of adsorption time on the performance of pressure swing adsorption (PSA) oxygen production process was experimentally investigated and a concentration wave model was proposed for analyzing the mass transfer characteristics and calculating the optimal adsorption time during the PSA process. The results showed that the shape of N₂ loading profile at adsorption step changed with time and axial position, and the propagation velocity of the N₂ concentration wave with ideal conditions was greater than the practical propagation velocity. The limited heat and mass transfer resistance slowed down the propagation of the concentration wave during the practical adsorption process, and the reduction degree of the concentration wave velocity was about 26%. The errors between the optimal adsorption time calculated though the concentration wave model and the experimental adsorption time were within 0.5 s.

收稿日期: 2023-06-17。

基金项目: 常州市应用基础研究资助计划 (CJ20235015); 常州大学科研启动资助项目 (ZMF21020032, ZMF21020388)。

作者简介: 祝显强 (1989—), 男, 青海乐都人, 博士, 讲师。E-mail: zhu@cczu.edu.cn

引用本文: 祝显强, 孙媛, 孙宪航. 变压吸附制氧过程传质特性数值分析[J]. 常州大学学报 (自然科学版), 2024, 36(1): 60-68.

Key words: pressure swing adsorption; adsorption time; concentration wave; oxygen production; numerical simulation

变压吸附 (Pressure swing adsorption, PSA) 是已在中小规模的气体分离和纯化领域得到广泛应用的分离技术,尤其是适合于空气分离制氧领域^[1-2]。PSA 技术是获得高纯度氧气的较为经济的方法,主要用于医疗救治和高原富氧等方面^[3-5]。充压、吸附、降压、反吹清洗等是组成 PSA 循环的基本步骤,其中吸附时间和循环时间是影响 PSA 过程性能的主要工艺参数^[6-7]。为了实现吸附床循环连续交替工作,循环中吸附过程时间(包括充压、吸附步骤时间)通常等于解吸过程时间(包括降压和反吹步骤时间)。由于充压时间一般很短,因此吸附时间直接决定着循环时间。吸附时间取决于制氧过程中吸附剂的有效装填高度、进料速度和最低目标产品浓度。研究人员对不同循环时间下 PSA 制氧过程的性能进行了大量研究^[8-16]。MOFARAH 等^[8]研究了循环时间对 PSA 制氧过程的产氧浓度和回收率的影响,结果表明吸附过程存在最佳循环时间,此时氧气回收率最高。快速变压吸附和快速循环 PSA 工艺相继提出,进一步确定了循环时间是影响制氧过程性能的关键工艺参数^[10-12]。课题组^[4,11]研究了循环时间对快速循环 PSA 性能的影响,结果表明在最佳循环时间下,快速循环变压吸附系统的生产率显著提高,达到 450 L/(h·kg),是传统 PSA 制氧过程生产率的 1~4 倍。

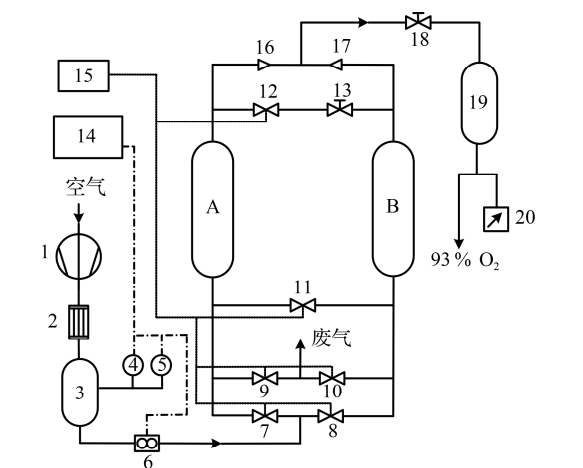
实际 PSA 过程中,通过人工调整吸附时间和循环时间等参数,对比分析相应性能,从而确定最佳吸附时间和循环时间。PSA 循环达到稳定状态一般需要近 30 次循环^[12,14],这一过程繁琐且耗时。为了快速计算出最佳吸附时间,文章提出利用浓度波传递模型计算 PSA 制氧过程的最佳吸附时间,通过数值模拟分析实际 PSA 制氧过程中浓度波在吸附床内的传递过程,通过浓度波传递速度反推计算实际的最佳吸附时间,并与实验的最佳吸附时间对比,验证模型的准确性。

1 实验部分

1.1 实验系统

为了研究 PSA 制氧过程中吸附时间等工艺参数对制氧性能的影响,建立了如图 1 所示的实验系统。图 1 系统的制氧过程原理为:原料空气经压缩机压缩和散热器冷却后,进入吸附床 A 和 B,吸附床内装填有对氮气有较高吸附作用的吸附剂,在高压下吸附剂对空气中氮气进行吸附,在吸附床的另一端即可获得氧体积分数为 93% 的产品气。通过电磁阀的开闭实现两个吸附床的气流换向,完成吸附与解吸过程,使吸附床 A 和 B 交替工作,吸附阶段生产的氧气经过控制阀和缓冲罐后排出,解吸阶段的废气则通过电磁阀排出。

PSA 制氧循环步骤如图 2 所示,吸附床 A 和 B 按照不同顺序经历原料气充压 (Pressurization, PR)、吸附 (Adsorption, AD)、均压降 (Pressure equalize down, PED)、降压解吸 (Blowdown, BD)、反吹清洗 (Purge, PU) 和均压升 (Pressure



1—空气压缩机; 2—散热器; 3—原料气储罐; 4—精密压力表; 5—温度传感器; 6—质量流量计; 7, 8, 9, 10, 11, 12—电磁阀; 13—节流阀; 14—上位计算机; 15—可编程逻辑控制器; 16, 17—单向阀; 18—控制阀; 19—产品气罐; 20—氧浓度检测仪。

图 1 PSA 制氧实验系统

Fig.1 PSA oxygen production experimental system

equalize up, PEU) 步骤。

1.2 实验内容

研究不同进气速度 u_{in} 和吸附压力 p_H 下 PSA 制氧过程的最佳吸附时间, 按照表 1 的实验内容和条件, 测量和计算不同循环过程中产品的氧气体积分数和氧气回收率。制氧循环的充压时间 t_{PR} 、吸附时间 t_{AD} 和均压降时间 t_{PED} 分别等于降压时间 t_{BD} 、反吹时间 t_{PU} 和均压升时间 t_{PEU} , 以实现吸附床 A 和吸附床 B 连续交替工作。

2 数学模型

2.1 控制方程

为了简化模型, 采用以下假设: 原料空气为氮氧体积分数为 79% 和 21% 的理想气体混合物; 吸附等温线可用扩展 Langmuir 模型^[17] 描述; 吸附传质速率可用线性推动力 (Linear driving force, LDF) 模型^[18] 计算; 假设吸附床径向、吸附剂颗粒内浓度和温度梯度为 0, 吸附床壁热传导和外壁传热阻力可忽略。

氧氮组分质量守恒方程为^[19]

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} - \frac{\partial}{\partial z} \left(D_L \frac{\partial c_i}{\partial z} \right) + \frac{\partial (uc_i)}{\partial z} + \frac{1 - \epsilon_b}{\epsilon_b} \rho_s \frac{\partial q_i}{\partial t} = 0 \quad (1)$$

式中: c_i 为组分 i 的物质的量浓度 ($i=1$ 代表氧气), mol/m^3 ; t 为时间, s ; z 为轴向高度, m ; D_L 为气体轴向扩散系数, m^2/s ; u 为气体速度, m/s ; ϵ_b 为吸附床孔隙率; ρ_s 为颗粒密度, kg/m^3 ; q_i 为组分 i 的吸附量, mol/kg 。

气体总质量守恒方程为^[19]

$$\frac{\partial c}{\partial t} + u \frac{\partial c}{\partial z} + c \frac{\partial u}{\partial z} + \frac{1 - \epsilon_b}{\epsilon_b} \rho_s \sum_{i=1}^2 \left(\frac{\partial q_i}{\partial t} \right) = 0 \quad (2)$$

式中 c 为氧氮总物质的量浓度, mol/m^3 。

气体能量守恒方程为^[20]

$$\rho_f C_f \frac{\partial T_f}{\partial t} + \rho_f C_f \frac{\partial (T_f u)}{\partial z} = K_f \frac{\partial^2 T_f}{\partial z^2} + \frac{1 - \epsilon_b}{\epsilon_b} \frac{6h_f}{d_p} (T_s - T_f) - \frac{4h_w}{\epsilon_b d_{in}} (T_f - T_w) \quad (3)$$

式中: ρ_f 为气体密度, kg/m^3 ; C_f 为气体比热容, $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$; T_f 为气体温度, K ; K_f 为气体热扩散系数, $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$; h_f 为气固换热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; d_p 为颗粒直径, m ; h_w 为气壁换热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; d_{in} 为吸附床直径, m ; T_s 为吸附剂温度, K ; T_w 为吸附床壁温度, K 。

吸附剂能量守恒方程为^[20]

$$\rho_s C_s \frac{\partial T_s}{\partial t} = K_s \frac{\partial^2 T_s}{\partial z^2} + \frac{6h_f}{d_p} (T_f - T_s) + \rho_s \sum_{i=1}^2 \left(H_i \frac{\partial q_i}{\partial t} \right) \quad (4)$$

式中: C_s 为吸附剂比热容, $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$; K_s 为吸附剂热扩散系数, $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$; H_i 为组分 i 的吸附热, J/mol 。

吸附动力学采用 LDF 模型^[18]

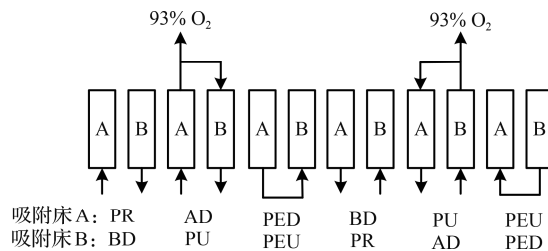


图 2 PSA 制氧循环

Fig.2 Cycle of pressure swing adsorption oxygen production process

表 1 实验内容和条件

Table 1 Experimental contents and conditions

序号	$u_{in}/(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$	p_H/kPa	t_{PR}/s	t_{AD}/s	t_{PED}/s
1	0.196	270~420	2	5~9	0.5
2	0.312			3~7	
3	0.402			1~5	
4	0.505			1~4	

$$\frac{\partial q_i}{\partial t} = K_i (q_i^m - q_i) \quad (5)$$

式中: K_i 为组分 i 的传质系数, s^{-1} ; q_i^m 为组分 i 的平衡吸附量, mol/kg 。

床层压降计算采用 Ergun 方程^[21]

$$\frac{\partial p}{\partial z} = -\frac{150\mu(1-\epsilon_b)^2}{d_p^2\epsilon_b^3}u - \frac{1.75\rho_f(1-\epsilon_b)}{d_p\epsilon_b^3}u^2 \quad (6)$$

式中: p 为气体压力, Pa ; μ 为动力黏度, $Pa \cdot s$ 。

理想气体方程为

$$c_i = p_i/RT_i = py_i/RT_i \quad (7)$$

式中: p_i 为气体组分 i 的压力, Pa ; R 为气体常数, $J/(mol \cdot K)$; y_i 为组分 i 的体积分数。

2.2 数学模型参数计算

Langmuir 吸附等温线模型参数见表 2, 计算公式为^[17,22-23]

$$q_i^m = \frac{q_i^s b_i p_i}{1 + \sum b_i p_i}, b_i = b_i^0 \exp\left(\frac{H_i}{RT_i}\right), H_i = -RT_i^2 \left(\frac{\partial \ln p}{\partial T_i}\right)_{q_i^m} \quad (8)$$

式中: q_i^s 为组分 i 饱和吸附量, mol/kg ; b_i 和 b_i^0 为

Langmuir 模型参数, kPa^{-1} 。

吸附动力学参数计算式为^[18, 22]

$$K_i = \frac{60D_e}{Ed_p^2}, D_e = \frac{\epsilon_p}{\tau_p} \left(\frac{1}{D_K} + \frac{1}{D_m} \right) \quad (9)$$

式中: D_e 为有效传质系数, m^2/s ; E 为无量纲亨利

系数; ϵ_p 为颗粒孔隙率; τ_p 为吸附剂孔道曲折因子; D_K 为努森扩散系数, m^2/s ; D_m 为分子扩散系数, m^2/s 。

床层平均孔隙率^[15]为

$$\epsilon_b = 0.38 + 0.073 \left[1 + \frac{(d_{in}/d_p - 2)^2}{(d_{in}/d_p)^2} \right] \quad (10)$$

气体轴向扩散系数^[22]为

$$D_L = \gamma_1 D_m + \frac{ud_p}{Pe(1 + \gamma_1 D_m/(ud_p))} \quad (11)$$

式中: γ_1 为轴向曲折因子; Pe 为贝克来数。

气体与吸附剂间对流换热准数^[24]计算式为

$$Nu = 2.0 + 1.1 (Re^{0.6} Pr^{1/3}) \quad (12)$$

式中: Nu 为努塞尔数; Re 为雷诺数; Pr 为普朗特数。

气体与吸附床壁间对流换热准数^[22]计算式为

$$Nu = \left(1 - \frac{d_p}{d_{in}} \right) Re^{0.61} Pr^{1/3} \quad (13)$$

模拟中采用的部分模型参数及物性参数见表 3, 表中 p_L 为解吸压力, kPa ; y_i^F 为原料气中氧气体积分数; L 为吸附床高度, m ; T_F 为进气温度, K ; T_{PU} 为反吹温度, K ; T_W 为床壁温度, K 。

表 2 Langmuir 吸附等温线模型参数

Table 2 Langmuir isotherm parameters of adsorbents

组分	$q_i^s/(mol \cdot kg^{-1})$	b_i^0/kPa^{-1}	$H_i/(J \cdot mol^{-1})$
O ₂	2.31	3.0039×10^{-6}	14 274.1
N ₂		4.5641×10^{-7}	24 179.3

表 3 部分模型参数及物性参数

Table 3 Partial model parameters and physical parameters

参数名	参数值
p_H/kPa	270~420
p_L/kPa	101.325
y_i^F	0.21
d_{in}/m	0.095
L/m	0.4
T_F/K	313.15
T_{PU}/K	298.15
T_W/K	298.15
$C_s/(J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1})$	1 172
d_p/m	0.000 5
$\rho_s/(kg \cdot m^{-3})$	656
ϵ_b	0.52
ϵ_p	0.33

2.3 边界条件

PSA 制氧循环不同步骤的边界条件见表 4, 表中 p_{PEU} 为 PEU 步骤结束时的压力, kPa; u_{in} 为进气速度, m/s; p_{PED} 为 PED 步骤结束时压力, kPa; u_{PU} 为反吹速度, m/s; y_1 为氧气体积分数; y_1^{PU} 为反吹气中氧气体积分数。

表 4 PSA 制氧循环不同步骤的边界条件

Table 4 Boundary conditions of PSA oxygen production cycle with different steps

步骤	进气端	出气端
PR	$D_L \frac{\partial y_1}{\partial z} = -u (y_1^{\text{F}} - y_1)$ $K_f \frac{\partial T_f}{\partial z} = -u \rho_f C_f (T_{\text{F}} - T_f)$	$u=0, \frac{\partial y_1}{\partial z}=0, \frac{\partial T_f}{\partial z}=0$ $p=p_{\text{H}} + (p_{\text{PEU}} - p_{\text{H}}) (t/t_{\text{PR}} - 1)^2$
AD	$u=u_{\text{in}}, p=p_{\text{H}}$ $D_L \frac{\partial y_1}{\partial z} = -u (y_1^{\text{F}} - y_1)$ $K_f \frac{\partial T_f}{\partial z} = -u \rho_f C_f (T_{\text{F}} - T_f)$	$\frac{\partial y_1}{\partial z}=0, \frac{\partial T_f}{\partial z}=0$
PED	$\frac{\partial y_1}{\partial z}=0, \frac{\partial T_f}{\partial z}=0$ $p=p_{\text{H}} + (p_{\text{PED}} - p_{\text{H}}) (t/t_{\text{PED}})$	$u=0, \frac{\partial y_1}{\partial z}=0, \frac{\partial T_f}{\partial z}=0$
BD	$\frac{\partial y_1}{\partial z}=0, \frac{\partial T_f}{\partial z}=0$	$u=0, \frac{\partial y_1}{\partial z}=0, \frac{\partial T_f}{\partial z}=0$ $p=p_{\text{L}} + (p_{\text{PED}} - p_{\text{L}}) (t/t_{\text{BD}} - 1)^2$ $u=u_{\text{PU}}$
PU	$\frac{\partial y_1}{\partial z}=0, \frac{\partial T_f}{\partial z}=0, p=p_{\text{L}}$	$D_L \frac{\partial y_1}{\partial z} = -u_{\text{PU}} (y_1^{\text{PU}} - y_1)$ $K_f \frac{\partial T_f}{\partial z} = -u_{\text{PU}} \rho_f C_f (T_{\text{PU}} - T_f)$
PEU	$\frac{\partial y_1}{\partial z}=0, \frac{\partial T_f}{\partial z}=0$ $p=p_{\text{L}} + (p_{\text{PEU}} - p_{\text{L}}) (t/t_{\text{PEU}})$	$u=0, \frac{\partial y_1}{\partial z}=0, \frac{\partial T_f}{\partial z}=0$

2.4 离散及求解方法

利用内节点法将计算域划分为 100 个子区域, 对上述方程在子区域内进行积分获得节点方程组, 其中对流项离散采用一阶迎风格式, 时间步长取为 0.01 s, 采用 Matlab R2019a 软件编写程序并求解, 求解迭代误差小于等于 10^{-4} 。模型验证详细结果可见之前工作^[15], 产氧体积分数模拟值与实验值误差小于 1.5%, 吸附床中点位置气体温度模拟值与实验值误差小于 2 K, 可认为模型能较合理预测制氧过程传质特性。

2.5 浓度波传递模型

在忽略轴向扩散、床层压降等因素的理想条件下, 组分浓度守恒方程 (1) 可简化为

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} + \frac{\partial c_i}{\partial z} \frac{u}{1 + \left(\frac{1 - \epsilon_b}{\epsilon_b} \right) \frac{dq_i^{\text{m}}}{dc_i}} = 0 \quad (14)$$

式 (14) 即为理想条件下组分浓度变化的特征方程, 根据该方程可得到吸附床内组分浓度波传递速度 w_c 为^[22]

$$w_c = \frac{u}{1 + \left(\frac{1 - \epsilon_b}{\epsilon_b} \right) \frac{dq_i^m}{dc_i}} \quad (15)$$

实际吸附过程存在轴向扩散、压降等因素,此时吸附床内组分浓度波传递速度 w'_c 可表示为

$$w'_c = (1 - \theta) w_c \quad (16)$$

式中 θ 为常数,代表实际吸附过程偏离理想条件时由于轴向扩散、压降等因素存在阻碍浓度波传递的程度。

由于吸附过程传质区占床层高度比例很小^[22],实际吸附时间 (t_{AD}) 可近似按式 (17) 计算

$$t_{AD} \approx \frac{L}{w'_c} \quad (17)$$

3 结果与讨论

3.1 循环步骤结束时刻吸附相氮气浓度分布

各循环步骤结束时刻吸附相氮气浓度分布如图 3 所示。可见在均压升、充压和吸附阶段结束时,吸附相氮气浓度沿吸附床轴向呈逐渐减小趋势,并且存在氮气浓度剧烈变化区,在充压和吸附阶段形成了陡峭的氮气浓度波锋面。在浓度波锋面后面(靠近进气端)的床层已经达到或接近饱和状态,在锋面前面(靠近出气端)的床层吸附相氮气浓度很小。随着吸附过程的进行,吸附相氮气浓度波锋面在床层中不断传播和移动,吸附阶段结束时刻的氮气浓度波锋面已接近吸附床出气端。吸附阶段结束时与均压升阶段结束时氮气浓度曲线之间的区域就是吸附过程床层工作容量。

在降压和反吹阶段结束时,由于吸附床内压力较低,床层吸附相氮气浓度较小,床层得到解吸再生,并且由于反吹清洗采用产品氧气,反吹阶段结束时比降压阶段结束时床层吸附相的氮气浓度更小。由此可以得出,对于平衡吸附分离过程,采用弱吸附组分对吸附床进行反吹清洗不但可以提高气相中轻组分的浓度,同时还可以明显降低强吸附组分在吸附相中的浓度。因此,利用反吹气对床层清洗可以大大提高产品气中的氧气体积分数。

3.2 吸附床内吸附相氮气浓度波传输过程

图 4 为不同进气速度、不同时刻下气相氮气浓度的床层分布,可见气相氮气浓度和吸附相氮气浓度分布类似,在床层轴向形成了陡峭的浓度波锋面。在吸附开始时刻气相氮气浓度波锋面分布较为平缓,随着吸附的进行,气相氮气浓度波锋面随之变得陡峭。这是由于随着吸附过程的进行,靠近吸附床出气端床层吸附能力逐渐被利用,大部分氮气被吸附剂吸附,从而形成陡峭的气相氮气浓度波锋面。同时,随着进气速度的增加,气相氮气浓度波的传递速度也增加。这是由于较大的进气速度下吸附床层达到饱和状态的时间也随之变短。

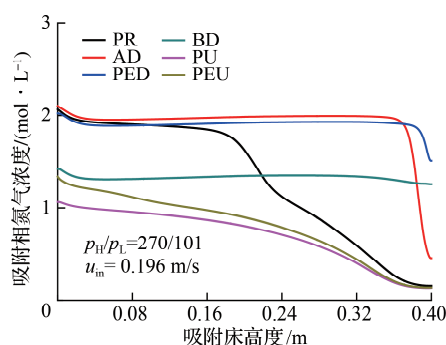


图 3 循环步骤结束时刻吸附相氮气浓度分布
Fig.3 Nitrogen concentration distribution at the end of each step

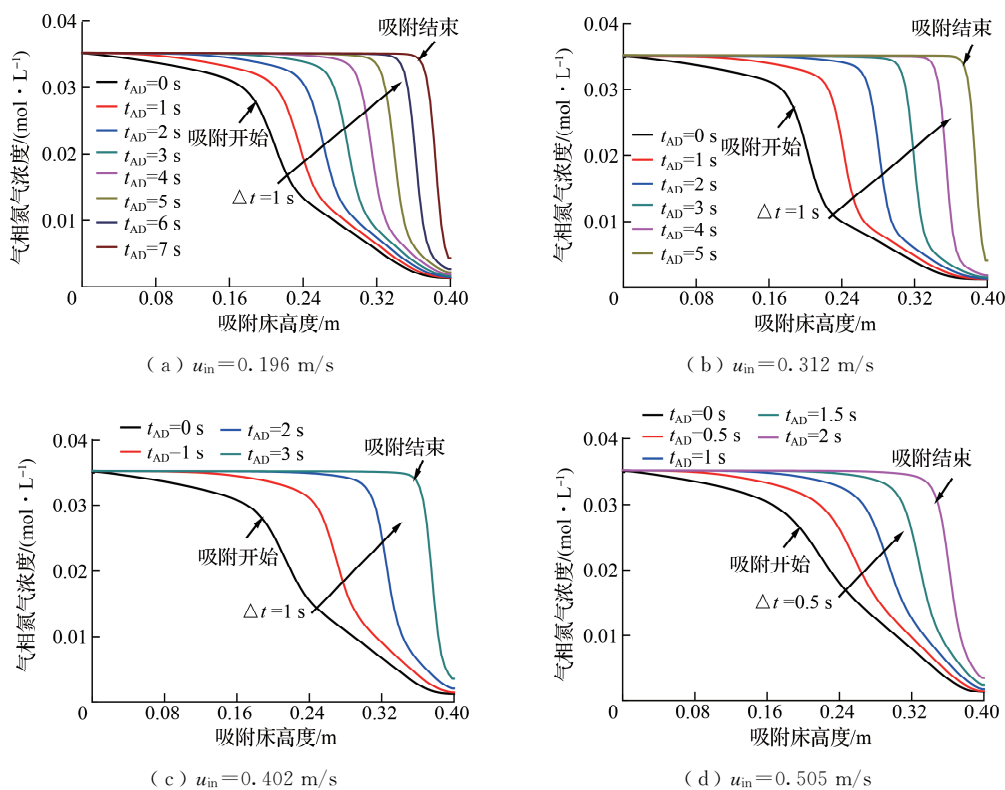


图 4 不同吸附时刻气相氮气浓度床层分布

Fig.4 Propagation of nitrogen concentration wave with different gas velocity

由式(16)计算得到不同吸附压力条件下理想条件和实际过程氮气浓度波传递速度对比,如图5所示。由图5可以看出,理想条件下氮气浓度波传递速度比实际吸附过程浓度波传递速度快,且吸附压力对浓度波传递速度的影响很小,这是由于理想情况下吸附过程传热传质阻力很小,传热传质过程瞬时完成,而实际吸附过程受传热传质阻力、轴向扩散等因素的影响。通过拟合分析(拟合相关系数 $R^2 \geq 0.98$),可得到实际吸附过程氮气浓度波传递速度的表达式为

$$w'_c = (1 - 0.26) w_c \quad (18)$$

将式(18)与式(16)对比,可得 θ 为0.26。这表明,由于传热传质阻力等因素的存在,实际吸附过程氮气浓度波传递速度仅为理想条件浓度波传递速度的74%,即实际吸附过程比理想条件需要更长的操作时间。

3.3 基于浓度波传递模型计算最佳吸附时间

图6为吸附压力为270 kPa时,吸附时间对PSA制氧过程产品气中氧气体积分数和回收率影响的实验结果。由图6(a)所示,随吸附时间增加,产品气中氧气体积分数呈现先增加后减小的趋势,产品气中氧气体积分数存在最大值,约为94%。这是由于吸附时间较短时,空气中氮气未得到吸附剂充分吸附即被排出,导致产品气中氧体积分数较低;随着吸附时间的延长,空气中大部分氮气被吸

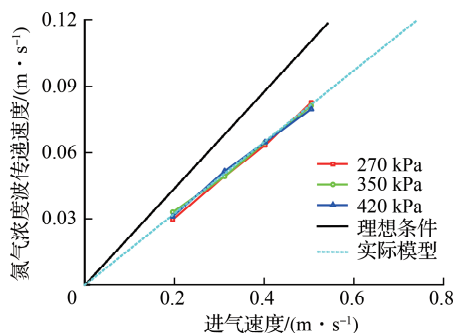


图5 理想条件和实际过程氮气浓度波传递速度对比

Fig.5 Propagation velocity of nitrogen concentration wave with different conditions

附剂完全吸附,吸附进行得更加充分,产品气氧体积分数逐渐升高,直到吸附剂吸附量达到饱和,再增加吸附时间将导致吸附床层被氮气穿透,使得产品气氧体积分数下降。由图 6 (b) 所示,随吸附时间增加,氧气回收率逐渐增加,这是由于随着吸附时间的增加产氧量有所增加导致。综合产品气中氧气体积分数和回收率实验结果,可以得到进气速度分别为 0.196, 0.312, 0.402, 0.505 m/s 时,PSA 制氧过程的实验最佳吸附时间分别为 7.1, 5.0, 3.0, 2.0 s。

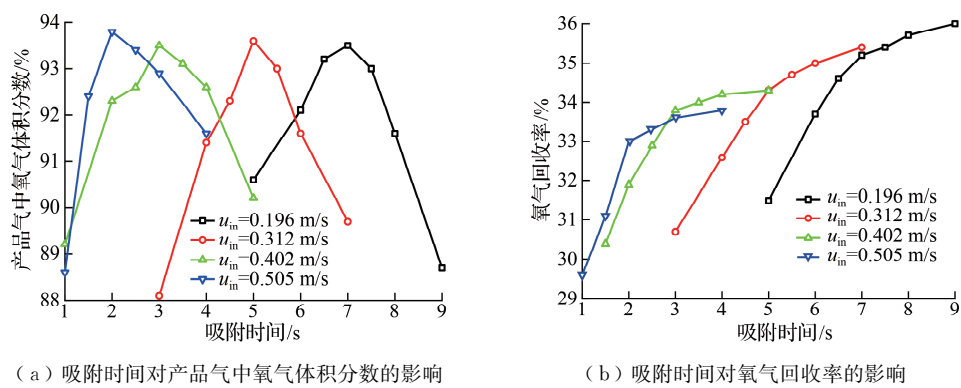


图 6 吸附时间对吸附过程产品气中氧气体积分数和回收率影响

Fig.6 Effect of adsorption time on oxygen concentration and recovery

根据浓度波模型计算得到不同吸附压力下最佳吸附时间和实验最佳吸附时间的对比见表 5。其中吸附压力为 270, 350, 420 kPa 时,实验最佳吸附时间分别标记为为 t_{AD1} , t_{AD2} 和 t_{AD3} ,而计算最佳吸附时间分别标记为为 t_{E1} , t_{E2} 和 t_{E3} 。可以看出根据浓度波模型计算的最佳吸附时间和实验最佳吸附时间误差较小,与实验值最大误差在 0.5 s 以内,利用该模型能快速地计算出吸附时间。

表 5 实验最佳吸附时间和模型计算最佳吸附时间对比

Table 5 Comparison of optimum adsorption time of experiment and model calculation

$u_{in}/(m \cdot s^{-1})$	实验最佳吸附时间/s			计算最佳吸附时间/s			最大误差/s
	t_{AD1}	t_{AD2}	t_{AD3}	t_{E1}	t_{E2}	t_{E3}	
0.196	7.1	7.2	6.9	6.60	6.74	6.56	0.50
0.312	5.0	4.8	5.2	4.54	4.55	4.8	0.46
0.402	3.0	3.2	2.8	3.07	3.02	2.6	0.20
0.505	2.0	2.0	1.8	2.24	1.82	1.75	0.24

4 结 论

变压吸附分离制氧过程的均压升、充压和吸附阶段结束时,吸附相和气相氮气浓度沿吸附床长度方向呈逐渐减小趋势,并且存在氮气浓度剧烈变化区,在充压和吸附阶段形成了陡峭的氮气浓度波锋面。随着吸附的进行,氮气浓度波在吸附床内传递,且浓度波锋面随着过程进行变得陡峭。由于传热传质阻力等因素的影响,实际吸附过程氮气浓度波传递速度仅为理想条件氮气浓度波传递速度的 74%。基于浓度波传递模型计算的最佳吸附时间与实验值误差在 0.5 s 以内。

参考文献:

[1] ACKLEY M W. Medical oxygen concentrators: a review of progress in air separation technology[J]. Adsorption, 2019, 25(8): 1437-1474.

- [2] CHAI S W, KOTHARE M V, SIRCAR S. Rapid pressure swing adsorption for reduction of bed size factor of a medical oxygen concentrator[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2011, 50(14): 8703-8710.
- [3] ZHU X Q, LIU Y S, YANG X, et al. Study of a novel rapid vacuum pressure swing adsorption process with intermediate gas pressurization for producing oxygen[J]. *Adsorption*, 2017, 23(1): 175-184.
- [4] 祝显强, 刘应书, 曹永正, 等. 高原低气压环境局部弥散供氧特性[J]. *应用基础与工程科学学报*, 2016, 24(2): 378-390.
- [5] 刘应书, 祝显强, 曹永正, 等. 弥散供氧流动特性及其富氧效果[J]. *工程科学学报*, 2015, 37(10): 1370-1375.
- [6] ZHU X Q, WANG X W. Experimental study of a rotary valve multi-bed rapid cycle pressure swing adsorption process based medical oxygen concentrator[J]. *Adsorption*, 2020, 26(8): 1267-1274.
- [7] MORAN A, TALU O. Limitations of portable pressure swing adsorption processes for air separation[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2018, 57(35): 11981-11987.
- [8] MOFARAHI M, TOWFIGHI J, FATHI L. Oxygen separation from air by four-bed pressure swing adsorption[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2009, 48(11): 5439-5444.
- [9] WU C W, VEMULA R R, KOTHARE M V, et al. Experimental study of a novel rapid pressure-swing adsorption based medical oxygen concentrator: effect of the adsorbent selectivity of N_2 over O_2 [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2016, 55(16): 4676-4681.
- [10] VEMULA R R, KOTHARE M V, SIRCAR S. Performance of a medical oxygen concentrator using rapid pressure swing adsorption process: effect of feed air pressure[J]. *AIChE Journal*, 2016, 62(4): 1212-1215.
- [11] ZHU X Q, LIU Y S, YANG R T. Effects of operating temperature on the performance of small scale rapid cycle pressure swing adsorption air separation process[J]. *Adsorption*, 2021, 27(2): 205-212.
- [12] ZHENG X G, YAO H, HUANG Y. Orthogonal numerical simulation on multi-factor design for rapid pressure swing adsorption[J]. *Adsorption*, 2017, 23(5): 685-697.
- [13] 田涛, 刘冰, 石梅生, 等. 双塔微型变压吸附制氧机实验和模拟[J]. *化工学报*, 2019, 70(3): 969-978.
- [14] QADIR S, LI D F, GU Y M, et al. Experimental and numerical analysis on the enhanced separation performance of a medical oxygen concentrator through two-bed rapid pressure swing adsorption[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2021, 60(16): 5903-5913.
- [15] 祝显强, 刘应书, 杨雄, 等. 中间气两步充压对快速真空变压吸附制氧的影响[J]. *化工学报*, 2016, 67(10): 4264-4272.
- [16] 祝显强, 刘应书, 杨雄, 等. 吸附及解吸压力对快速变压吸附床内速度及循环性能的影响[J]. *工程科学学报*, 2016, 38(7): 993-1001.
- [17] LANGMUIR I. The adsorption of gases on plane surfaces of glass, mica and platinum[J]. *Journal of the American Chemical Society*, 1918, 40(9): 1361-1403.
- [18] GLUECKAUF E, COATES J I. Theory of chromatography; the influence of incomplete equilibrium on the front boundary of chromatograms and on the effectiveness of separation[J]. *Journal of the Chemical Society*, 1947: 1315-1321.
- [19] HUANG W C, CHOU C T. Comparison of radial- and axial-flow rapid pressure swing adsorption processes[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2003, 42(9): 1998-2006.
- [20] CHAI S W, KOTHARE M V, SIRCAR S. Numerical study of nitrogen desorption by rapid oxygen purge for a medical oxygen concentrator[J]. *Adsorption*, 2012, 18(2): 87-102.
- [21] ERGUN S. Fluid flow through packed columns[J]. *Chemical Engineering Progress*, 1952, 48: 89-94.
- [22] RUTHVEN D. Principles of adsorption and adsorption processes[M]. New York: Wiley, 1984.
- [23] SIRCAR S. Gibbsian surface excess for gas AdsorptionRevisited[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 1999, 38(10): 3670-3682.
- [24] WAKAO N, KAGUEI S, FUNAZKRI T. Effect of fluid dispersion coefficients on particle-to-fluid heat transfer coefficients in packed beds[J]. *Chemical Engineering Science*, 1979, 34(3): 325-336.