

变压吸附分离 CH_4/CO_2 模拟计算与工艺设计

田 玲

(中国纺织科学研究院有限公司, 生物源纤维制造技术国家重点实验室, 北京 100025)

摘 要: 利用 Aspen adsim 模拟软件, 以 CH_4/CO_2 混合气体为研究对象, 采用硅胶作为吸附剂, 对变压吸附过程进行模拟计算。建立单塔动态吸附模型, 流动模型为考虑轴向扩散的一维活塞流模型; 吸附方程为扩展的 Langmuir 方程; 传质模型选用线形推动力 (Linear Drive Force, 简称 LDF) 模型; 采用塔底进料方式; 床层动量平衡采用 Ergun 方程计算。利用该模型分别考察了不同流量、压力和温度下的床层穿透曲线。掌握了各种参数对变压吸附过程的影响, 获得工艺设计和操作运行的优化解 (操作温度 298.15 K、压力 0.6 MPa、吸附时间 550 S 以内)。在高压低温的优化条件下, 建立双塔循环吸附过程模型, 实现了系统的稳定操作。通过模拟计算, 推进生物天然气提纯技术进步, 为工程设计提供可靠的依据。

关键词: 变压吸附; CH_4/CO_2 ; Aspen adsim; 模拟计算; 工艺设计

中图分类号: S216.4; TE992 **文献标志码:** B **文章编号:** 1000-1166(2023)01-0066-07

DOI: 10.20022/j.cnki.1000-1166.2023010066

Simulation Calculation and Process Design of CH_4/CO_2 Separation by Pressure Swing Adsorption / TIAN Ling / (State Key Laboratory of Bio-Based Fiber Manufacturing Technology, China Textile Academy, Beijing 100025, China)

Abstract: The pressure swing adsorption process is simulated by Aspen adsim simulation software. The research object is CH_4/CO_2 mixed gas, and silica gel is used as adsorbent. In the established single tower dynamic adsorption model, flow model is a one-dimensional piston flow model considering axial diffusion, and the adsorption equation is an extended Langmuir equation, as well as the linear drive force (LDF) model is selected as the mass transfer model. Mixed gas enters from the bottom of tower; the bed momentum balance is calculated by Ergun equation. The model is used to investigate the bed penetration curves under different flow, pressure and temperature. The influence of various parameters on PSA process is mastered, and the optimal solution of process design and operation is obtained, i. e. operating temperature is 298.15 K, pressure is 0.6 MPa and adsorption time within 550 s. Under the optimized conditions of high pressure and low temperature, the model of double tower circulating adsorption process is established to realize the stable operation of the system. Simulation calculation can promote the progress of biogas purification technology, and provide rationales for the engineering design.

Key words: pressure swing adsorption; CH_4/CO_2 ; Aspen adsim; simulation calculation; process design

据国家发改委、国家统计局和海关总署发布的数据:2021 年我国天然气产量为 2053 亿立方米, 表观消费量为 3726 亿立方米, 天然气进口量为 1675 亿立方米, 天然气消费量和对外依存度都达到历史新高^[1]。我国天然气消费量增长的加快, 为生物天然气发展提供了广阔的市场空间。国家发展改革委等有关部门印发的《关于促进生物天然气产业化发展的指导意见》^[2] 提出: 到 2025 年, 我国生物天然气年产量将超过 100 亿立方米; 2030 年, 超过 200

亿立方米。生物天然气作为化石天然气的重要补充, 既有利于增加国内天然气供应, 又可降低天然气进口依存度。

生物天然气是由各类城乡有机废弃物厌氧发酵后产生的沼气经净化提纯获得, 属于绿色低碳清洁可再生的能源。沼气的组成主要包括 CH_4 、 CO_2 、水蒸汽和少量空气, 此外还可能含有 H_2S 、 NH_3 、有机硫成分、烷烃、芳烃和有机硅 (硅氧烷) 等成分。由于产生沼气的原料种类和来源不同, 沼气中各组分

收稿日期: 2022-06-04 修回日期: 2022-08-21

作者简介: 田 玲 (1982 -), 女, 汉族, 河北黄骅人, 硕士, 高级工程师, 研究方向为生物基纤维溶剂回收工程化, E-mail: yuandian988@163.com

含量不同,其中甲烷占比 50% ~ 70%,二氧化碳占比 30% ~ 40%^[3]。沼气提纯主要是脱碳处理,将 CO₂ 脱除后,提升甲烷纯度到 95% 以上。目前沼气净化提纯的技术主要有变压吸附分离(PSA)、化学吸收、物理吸收、膜分离和低温分离法^[4~6]。经对比分析,变压吸附沼气提纯法具有成本低、能耗低、效率高以及装置自动化程度高等特点^[7~9],在国外得到广泛的应用,国内亦有工程实例^[10~12]。随着变压吸附工程技术的发展和应用,模拟计算在工程设计中的作用越来越重要。基于计算机数值仿真方法对变压吸附模型进行计算,使复杂、高难度的工作变得简单化。通过调整模型参数,便可以对各种工艺参数进行优化设计,有效缩短技术开发周期,提高工程设计的效率和质量。本文利用 Aspen adsim 模拟软件,以 CH₄/CO₂ 混合气体为研究对象,对变压吸附沼气提纯过程进行模拟计算。该软件是 Aspen 公司开发的专业变压吸附优化软件,已有一些文献报道了将其应用于虚拟组分变压吸附过程模拟^[13]、变压吸附富氧^[14~15]、甲烷/氮气分离^[16]、CO 提纯^[17]、低温空气分离^[18]等领域,并取得了显著的研究成果。根据以上案例中理论模型计算方法,建立处理量为 200 m³·h⁻¹ 的变压吸附 CH₄/CO₂ 分离单塔吸附模型和双塔循环吸附模型,考察不同工艺参数对穿透曲线的影响以及变压吸附过程分离效果,并完成工艺设计。

1 模型建立

1.1 参数选取

1.1.1 吸附剂

吸附剂选用变压吸附专用硅胶,该类硅胶具有吸附容量大,吸、脱附速度快,选择性强,分离系数高的特点,主要用于二氧化碳气体的回收、分离及净化。沈圆辉^[19]对比硅胶和碳分子筛在沼气提纯中的分离性能,硅胶工艺要优于碳分子筛。对比用碳分子筛及模型选用硅胶规格参数见表 1

表 1 碳分子筛和硅胶规格参数

参 数	数 值	
	碳分子筛	硅胶
颗粒直径 d_p/m	0.0018	0.002
堆积密度 $\rho_B/(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	670	780
比表面积 $a/(\text{m}^2 \cdot \text{g}^{-1})$	770	750
孔隙率 ε_p	0.4	0.35
形状系数 S_{Fac}	0.87	1

1.1.2 吸附床层

设计气体处理量为 200 m³·h⁻¹,混合气体中甲烷含量 60%,二氧化碳含量 40%。气体向上通过吸附剂床层颗粒的间隙使动量损失产生压力降,如果压力降大于吸附剂颗粒的密度和重力加速度,因曳引力的作用将使床层流态化,此流化速度 v_m 决定最小吸附床层直径的极限值^[20],取

$$V_m = -\frac{\mu\xi_1}{2\rho_0\xi_2} + \left[\left(\frac{\mu\xi_1}{2\rho_0\xi_2} \right)^2 + \frac{\rho_B g}{\rho_0\xi_2} \right]^{1/2} \quad (1)$$

式中: ξ_1 为 $1471(1 - \varepsilon_i)^2/(\varepsilon_i^3 d_p^2 g)$; ξ_2 为 $17.16(1 - \varepsilon_i)/(\varepsilon_i^2 d_p g)$; d_p 为吸附剂颗粒直径, m; ρ_0 为气体的初始密度, kg·m⁻³; ε_i 为床层孔隙率。

以硅胶作为吸附剂,带入各参数计算得 $v_m = 1.07 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$,取气体流速为向上流动的流化极限值的 50% 左右,即 $v_m = 0.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

由 $4V = v \times \pi D^2$ 计算可得,吸附塔直径 $D = 413 \text{ mm}$,设计操作弹性 70% ~ 120%,故吸附塔直径圆整至 500 mm。

根据吸附剂用量确定吸附塔床层高度。

$$\text{吸附剂用量} = \frac{\text{单位时间处理量} \times \text{CO}_2\% \times \text{吸附时间}}{\text{吸附剂对 CO}_2 \text{ 动态吸附量}} \quad (2)$$

由吸附试验获取硅胶在 0.6 MPa 下对 CO₂ 的动态吸附量为 15.2 mL·g⁻¹,取吸附时间为 120 s,计算得所需吸附剂为 175.4 kg,则床层体积为 0.233 m³,吸附塔床层高度 1.19 m,考虑到吸附床层传质区长度以及无效高度,吸附塔高度设计为 2 m。

1.2 单塔动态吸附模型

1.2.1 模型假设

利用 Aspen adsim 模拟软件建立单塔动态吸附模型,模拟流程图如图 1 所示。模型采用填装硅胶吸附剂的单层吸附床层,设置的吸附塔参数为: $D = 0.5 \text{ m}$, $H = 2.0 \text{ m}$, $\varepsilon_i = 0.4$ 。原料气为甲烷/二氧化碳混合气体,其中甲烷体积分数为 60%、二氧化碳为 40%。

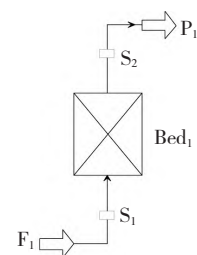


图 1 单塔动态模拟流程图

模型建立过程进行如下假设和设置:

1) 假设气体为理想气体; 2) 床层内流动相模型为考虑轴向扩散的一维活塞流模型; 3) 吸附过程为等温操作, 忽略热效应引起的床层温度的波动; 4) 吸附平衡方程采用扩展的 Langmuir 方程; 5) 传质模型选用 LDF 模型; 6) 进料方式采用塔底进料; 7) 床层动量平衡采用 Ergun 方程计算, 其计算公式为:

$$\frac{\partial P}{\partial z} = - \left[\frac{1.5 \times 10^3 (1 - \varepsilon_i)^2}{(2r_p \psi)^2 \varepsilon_i^3} \mu \nu_g + 1.75 \times 10^{-5} M \rho_g \frac{(1 - \varepsilon_i)}{2r_p \psi \varepsilon_i^3} \nu_g^2 \right] \quad (3)$$

式中: P 为气体压力, MPa; ε_i 为床层空隙率; ν_g 为气体表观速率, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$; μ 为动态气体粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$; r_p 为吸附剂颗粒半径, m ; ρ_g 为气体密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$; M 为气体摩尔质量, $\text{kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$; ψ 为颗粒形状因子。

1.2.2 数学模型

模型微元体积中 i 组分的物质平衡关系为:

$$-D_L \frac{\partial^2 C_i}{\partial z^2} + \frac{\partial}{\partial z}(uc_i) + \frac{\partial C_i}{\partial t} + \rho_p \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \right) \frac{\partial \bar{q}_i}{\partial t} = 0 \quad (4)$$

式中: D_L 为轴向扩散系数, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 。

总传质平衡方程为:

$$-D_L \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} + \frac{\partial}{\partial z}(uc) + \frac{\partial C}{\partial t} + \rho_p \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \right) \sum_{i=1}^n \frac{\partial \bar{q}_i}{\partial t} = 0 \quad (5)$$

式中: c 为在总体流动中的气相浓度, $\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$; u 为空塔流速, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$; t 为时间, s ; ε 为空隙率; ρ_p 为颗粒密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$; $\bar{q}_i$ 为组分 i 平均吸附量, $\text{mol} \cdot \text{g}^{-1}$ 。

模型计算工程中, 偏微分方程的离散化选用一阶向上差分法, 即 Upwind Differencing Schemel (UDS1), 该方法基于一阶泰勒展开, 其形式为:

$$\frac{\partial \Gamma_i}{\partial z} = \frac{\Gamma_i - \Gamma_{i-1}}{\Delta z} \quad (6)$$

式中: Γ_i 为状态变量。

将吸附塔沿床层离散成 20 个节点, 每两个节点之间的距离为 0.1 m, 满足模拟中的精度要求。

1.3 双塔循环吸附模型

1.3.1 模型设计

变压吸附过程模拟采用 Aspen adsim 软件进行计算, 模拟流程图如图 2 所示。模型采用填装硅胶吸附剂的单层吸附床层, 设置的吸附塔参数为: $D = 0.5 \text{ m}$, $H = 2.0 \text{ m}$, $\varepsilon_i = 0.4$ 。原料气为甲烷/二氧化碳混合气体, 其中甲烷体积分数为 60%、二氧化碳

为 40%, 气体流量为 $200 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, 吸附压力为 0.6 MPa, 温度为 298.15 K。流程为双塔动态循环模拟, 采用吸附、放空、吹扫、原料气升压的 4 步时序进行, 设置吸附和吹扫时间为 60 s、放空及升压均为 15 s。利用 Peng-Robinson 状态方程对 CH_4/CO_2 物性进行计算, 床层为吸附平衡方程采用扩展的 Langmuir 方程, 传质动力学过程选用 LDF 模型, 吸附床层为非等温操作、床层非绝热, 动量平衡采用 Ergun 方程。

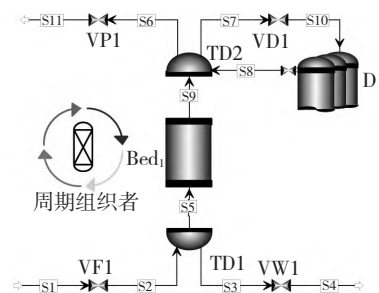


图2 两塔变压吸附静态/动态模拟流程图

1.3.2 数学模型

双塔模拟模型吸附床层为非等温操作、非绝热, 床内的热平衡方程:

$$(\varepsilon_i \rho_g C_{pg} + \rho_B C_{ps}) \frac{\partial T}{\partial t} + \varepsilon \rho_g C_{pg} u \frac{\partial T}{\partial z} - \sum_{i=1}^n (1 - \varepsilon) H_i \frac{\partial \bar{q}_i}{\partial t} + \frac{2h}{R_b} (T - T_w) = 0 \quad (7)$$

式中: T 为温度, K; u 为空塔流速, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$; c 为在总体流动中的气相浓度, $\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$; t 为时间, s ; ρ_B 为床层堆积密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$; C_p 为热容, $\text{J} \cdot \text{K}^{-1}$; g, s 分别指气相和固相; H 为吸附热, $\text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$; T_w 为壁温, K; h 为传质热系数, $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$; R_b 为床层半径, m 。

总传质平衡方程为:

$$-D_L \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} + \frac{\partial}{\partial z}(uc) + \frac{\partial C}{\partial t} + \rho_p \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \right) \sum_{i=1}^n \frac{\partial \bar{q}_i}{\partial t} = 0 \quad (8)$$

偏微分方程的离散化选用二阶中心差分法, 即 2nd Order Central Finite Difference (CFD2), 其形式为:

$$\frac{\partial^2 \Gamma_i}{\partial z^2} = \frac{\Gamma_{i+1} - 2\Gamma_i + \Gamma_{i-1}}{\Delta z^2} \quad (9)$$

时间微商采用一阶向后差分法近似 (1st Order Backward Finite Difference), 如式:

$$\frac{\partial u(t_n, x_j)}{\partial t} \approx \frac{u(t_n, x_j) - u(t_{n-1}, x_j)}{\Delta t} \quad (10)$$

式中: u 为空塔流速, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

2 模拟结果与讨论

2.1 单塔动态吸附模拟

改变通过吸附床层的气体状态,采用动态的方法模拟 CH_4/CO_2 混合气体经过吸附床的穿透曲线,为工艺操作的优化以及工业设计提供参数。

2.1.1 气体流量对穿透曲线的影响

在 298.15 K、0.6 MPa 以及气体组成不变的固定条件下,通过改变混合气体的流量,模拟得到不同流量下混合气体在 $D=0.5\text{ m}$, $H=2.0\text{ m}$ 吸附床层的穿透曲线,如图 3 所示。随着流量的增加,穿透曲线逐渐向时间较短方向移动,且拐点的斜率增大。以出口气体中 CO_2 体积含量为 2% 为穿透点,则 $40\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ 的穿透时间约为 1500 s、 $100\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ 的穿透时间约为 1200 s,而 $200\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ 的穿透时间只有 550 s 左右,由于传质区的存在,床层并未完全饱和,所以穿透时间与流量大小并不是成倍数变化的关系,因此在工程设计中要考虑传质区的长度,控制吸附时间在穿透时间之内,才能保证产品气的质量。

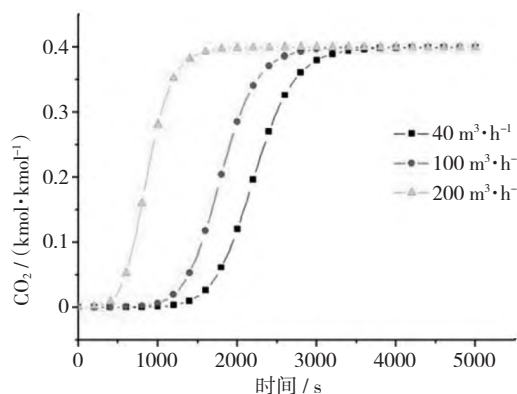


图 3 不同流量的穿透曲线

2.1.2 吸附压力对穿透曲线的影响

固定吸附温度为 298.15 K、气体组成不变、气体流量为 $200\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$,模拟不同压力下混合气体在 $D=0.5\text{ m}$, $H=2.0\text{ m}$ 吸附床层的穿透曲线,结果如图 4 所示。随着吸附压力的增加,穿透曲线依次向时间较长的方向移动,床层有效的吸附时间增长。同样以出口气体中 CO_2 体积含量为 2% 为穿透点,则 0.3 MPa 穿透时间约为 100 s,0.6 MPa 穿透时间约为 550 s,0.8 MPa 穿透时间约为 700 s,1.0 MPa 穿透时间为 950 s 左右。可见增加压力使吸附剂对重组分的吸附能力增强,有利于吸附分离过程的进行,因此在工程设计或工艺优化过程中可通过提高

操作压力的方法,来提高工艺处理能力和分离效果。但是提高系统压力会增大压缩负荷以及吸附塔承受能力,无形中增加了运行费用。本工程设计选取的适中吸附压力为 0.6 MPa。

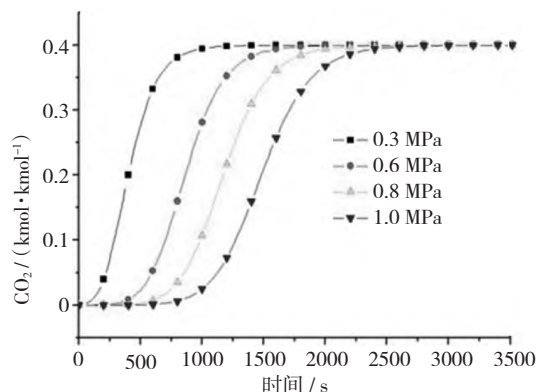


图 4 不同压力下的穿透曲线

2.1.3 吸附温度对穿透曲线的影响

改变吸附温度,其他操作条件不变,且吸附压力设置为 0.6 MPa,考察温度对吸附过程的影响。模拟的穿透曲线见图 5。以出口气体中 CO_2 体积含量为 2% 为穿透点,273.15 K 的穿透时间约为 600 s,298.15 K 的穿透时间约为 550 s,313.15 K 的穿透时间约为 500 s,333.15 K 的穿透时间约为 400 s,可见随着温度的升高,吸附剂对二氧化碳的吸附能力减弱,使产品气中甲烷浓度降低,不利于吸附过程的进行。工程设计中应选择较低的操作温度,一般室温或环境温度即可,操作时间控制在床层穿透时间之内。由于原料气在进入吸附塔之前需进行压缩升温,造成温度升高,因此在压缩机后可设置冷干装置,在降温的同时去除原料气中的部分水分。

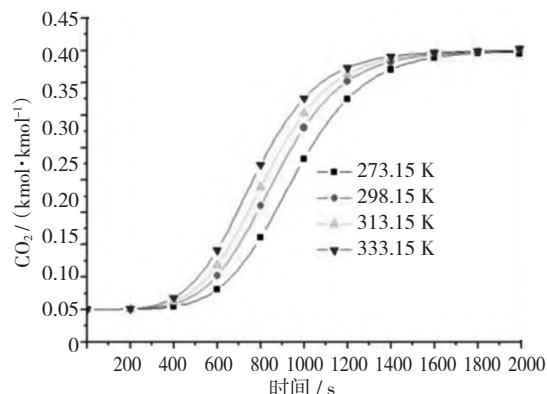


图 5 吸附温度对穿透曲线的影响

2.2 双塔循环吸附模拟

稳态模拟过程中系统处于稳定运行状态,系统

各操作参数,物料都不发生变化。图 6~10 为稳态循环系统模拟 298.15 K, 0.6 MPa 下甲烷和二氧化碳组分的分离情况。

在吸附压力的穿透时间之内,系统可实现稳定的操作,在工程设计中可根据吸附压力设置多次均压,以回收塔内的甲烷产品气,提高气体回收率。

3 工艺设计

3.1 工艺流程

根据模拟计算结果,设计工艺流程如图 11 所示。该工艺选取 4 塔循环操作,单塔吸附,经过两次均压过程以回收塔内甲烷气体。另外,压缩机后配

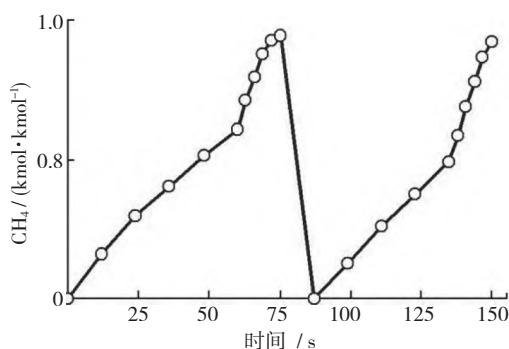


图 6 吸附床层内甲烷浓度变化

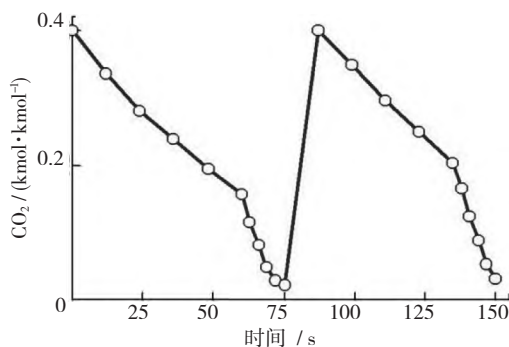


图 7 吸附床层内二氧化碳浓度变化

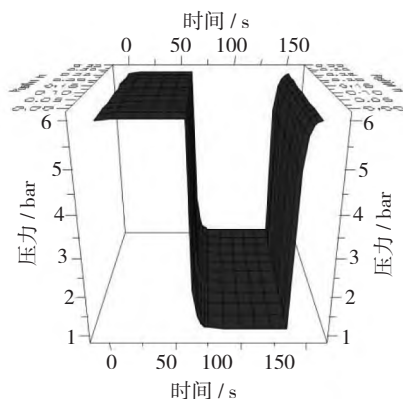


图 8 吸附床层压力变化

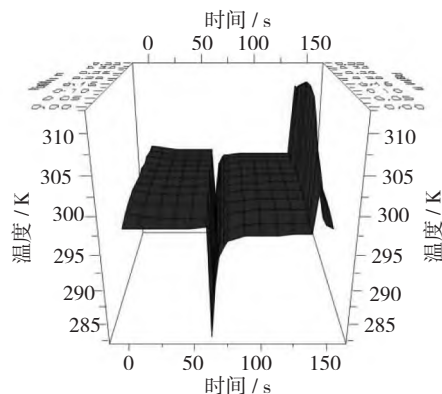


图 9 吸附床层温度变化

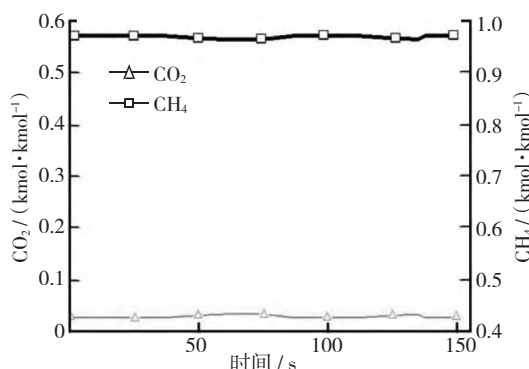


图 10 产品气组成

置冷干机用于除水和降低气体温度,气体出口温度设定为 25℃。

PSA 部分的具体工作过程如下(以 A 塔为例叙述):

3.1.1 吸附过程

原料气自塔底进入吸附塔 A,在吸附压力下,选择吸附所有杂质,不被吸附的甲烷等气作为产品从塔顶排出。当吸附前沿(传质区前沿)到达吸附剂预留段的下部时停止吸附。

3.1.2 一均降压过程

吸附结束后,A 塔停止进原料,然后通过程控阀与刚完成二均升步骤的塔相连进行均压,这时 A 塔死空间内的高压甲烷气就均入相应的塔得以回收,直到两塔的压力基本相等时,结束一均降过程。

3.1.3 二均降压过程

一均降压结束后,A 塔又通过程控阀与刚完成抽真空步骤的塔相连进行均压,这时 A 塔死空间内的高压甲烷气均入相应的塔,得以继续回收。直到两塔的压力基本相等时,结束二均降压过程。

3.1.4 逆放过程

二均降压过程结束后,A 塔中杂质已开始从吸

附剂中解吸出来,于是打开逆放程控阀,逆放出的解吸气排入大气。

3.1.5 抽真空过程

逆放过程结束后,打开抽真空程控阀,由水环式真空泵将吸附塔压力降至 -0.04 MPa 左右。抽出的解吸气排入大气。

3.1.6 二均升压过程

抽真空过程结束后,A 塔通过程控阀与刚完成一均降压步骤的塔相连进行均压升压,这时该塔死空间内的高压甲烷气就流入 A 塔被回收,同时 A 塔压力得以继续上升,直到两塔压力基本相等。

3.1.7 一均升压过程

二均升压过程结束后,A 塔通过程控阀与刚完成吸附步骤的塔相连进行均压升压,回收该塔死空间内的高压甲烷气,同时 A 塔压力得以继续上升,直到两塔压力基本相等。

3.1.8 产品气升压过程

经连续两次均压升压过程后,用产品气对吸附塔进行最后的升压,直到使其达到吸附压力。

经过以上步骤后,A 塔的吸附剂得到了完全再生,同时又重新达到了吸附压力,因而已可无扰动地转入下一次吸附。各吸附塔的工作过程与 A 塔均完全相同,只是在时间上互相错开,4 个塔交替吸附即可实现连续分离提纯甲烷气的目的。

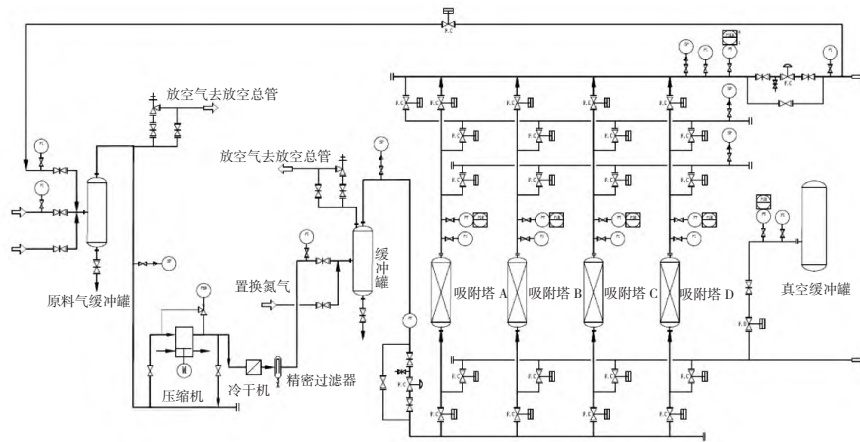


图 11 四塔变压吸附流程图

3.2 时序设计

由模拟的 0.6 MPa 下床层穿透曲线可知,该条

件下的穿透时间为 550 s,考虑到设计裕量,取吸附时间为 300 s,具体时序安排如表 2 所示。

表 2 4-1-2/V 时序表

4-1-2/V	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	A	A	A	1D	IS	2D	D	V	2R	1R	FR	FR
B	1R	FR	FR	A	A	A	1D	IS	2D	D	V	2R
C	D	V	2R	1R	FR	FR	A	A	A	1D	IS	2D
D	1D	IS	2D	D	V	2R	1R	FR	FR	A	A	A
	T1	T2	T3	T1	T2	T3	T1	T2	T3	T1	T2	T3
初始值(S)	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

注:A 为吸附; 1D 为一均降; 2D 为二均降; D 为逆放; V 为抽真空; 1R 为一均升; 2R 为二均升; FR 为终充; IS 为隔离。

4 结论

利用 Aspen Adsime 软件模拟沼气提纯,结果表明:在固定床层参数的条件下, CO_2 穿透曲线随流量增大而变得陡峭,穿透时间明显缩短;提高吸附压力可以有效的增强吸附剂对 CO_2 的吸附能力;温度对穿透曲线的影响没有流量和压力明显,但吸附是

放热过程,因此低温更有利于分离过程的进行。通过模拟计算,结合经济成本因素,工艺设计和操作运行的优化解宜选择操作温度为常温(298.15 K)、压力 0.6 MPa、吸附时间控制在 550 S 以内即可满足要求的分离效果,为工程设计提供了可靠的依据。随着生物天然气产业化发展,需要加快推进沼气提纯技术进步与工程建设现代化,在实验研发的基础

上,基于计算机模拟将变压吸附沼气提纯工程设计标准化、成套化和系列化。

参考文献:

- [1] 李永昌. 2021 年我国天然气运行情况浅析[N/OL]. 石油商报, 2022-02-22[2022-05-26]. <https://www.in-en.com/finance/html/energy-2250661.shtml>.
- [2] 国家发展改革委等. 关于促进生物天然气产业化发展的指导意见[EB/OL]. (2019-12-04)[2022-05-26]. http://www.gov.cn/zhengce/zhengceku/2019-12/26/content_5464147.htm.
- [3] 王波, 王超, 于光林, 等. 欧洲生物天然气产业发展的思考[J]. 中国能源, 2019, 41(12): 40-44.
- [4] 于干. 化学吸收法/变压吸附法脱除沼气中 CO₂ 的实验研究[D]. 杭州: 浙江工业大学, 2013.
- [5] 王震. 甲烷/二氧化碳的吸附法分离[D]. 天津: 天津大学, 2005.
- [6] 韩雨雪, 陈彬剑, 赵晶. 中国沼气提纯技术发展现状[J]. 山东化工, 2021, 50(02): 67-68.
- [7] 王利军. 生物天然气工艺技术研究与应用[J]. 再生资源与循环经济, 2019, 12(11): 38-42.
- [8] 刘露, 段振红, 贺高红. 天然气脱除 CO₂ 方法的比较与进展[J]. 化工进展, 2009, 28(S1): 290-292.
- [9] 杨中贵, 周历科, 张勇, 等. 变压吸附气体分离技术研究进展[J]. 化工管理, 2022(03): 76-78.
- [10] 高晓林. 欧洲 PSA 技术工艺流程及设备系统分析[J]. 中国高新科技, 2019(57): 96-99.
- [11] 冉毅, 蔡萍, 黄家鹄, 等. 国内外沼气提纯生物天然气技术研究及应用[J]. 中国沼气, 2016, 34(5): 61-66.
- [12] 包海军. 我国沼气提纯技术及生物天然气产业发展情况[J]. 中国沼气, 2021, 39(1): 54-58.
- [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, 2009, 34(03): 11-15.
- [14] 周圆圆, 韦向攀, 张东辉. 三塔真空变压吸附富氧工艺过程模拟[J]. 化工进展, 2011, 30(S2): 263-267.
- [15] 韦向攀. 吸附剂改性实验与富氧工艺过程模拟[D]. 天津: 天津大学, 2010.
- [16] 周圆圆, 杨华伟, 张东辉. 甲烷/氮气变压吸附分离的实验与模拟[J]. 天然气化工, 2011, 36(05): 21-27.
- [17] 赵春风, 丁艳宾, 马正飞, 等. 变压吸附法提纯含氮气体中 CO 的模拟计算与设计[J]. 南京工业大学学报(自然科学版), 2011, 33(04): 83-87.
- [18] Siddharth Ranjan Mohanty, A. M. Mohanty. Analysis of steady state cryogenic air separation unit and simulation of fixed bed adsorption separation of air[J]. International Journal of Engineering and Management Research, 2018, 8(5): 173-176.
- [19] 沈圆辉. 真空变压吸附沼气升级及二氧化碳捕集过程研究[D]. 天津: 天津大学, 2020.
- [20] 叶振华. 化工吸附分离过程[M]. 北京: 中国石化出版社, 1992: 308.