

径向流氦氢分离床的流阻特性

丁卫东, 占 勤, 连旭东

中国原子能科学研究院 反应堆工程技术研究所, 北京 102413

摘要: 氦氢分离床作为聚变堆氚提取系统重要部件, 为了更加深入地研究径向流氦氢分离结构参数对内部流场分布及压阻的影响, 指导结构设计, 借助 COMSOL 耦合建立径向流吸附床过滤器以及粉末层流体流动的二维数值模型, 对床体填充特性、结构参数及气体流动方式的影响进行了模拟。结果表明: 颗粒半径大于 $40\text{ }\mu\text{m}$ 时, 随着颗粒半径的减小, 床层压阻有所增大, 但增大幅度较小; 当颗粒半径小于 $40\text{ }\mu\text{m}$ 时, 床层压阻急剧增大, 随着孔隙率的减小, 粉末层压阻逐渐增大, 且增加幅度变大。通过对床体粉末层高径比、内外流道截面积比以及流体流动方式对流体均匀分布的影响分析可知, 当床体高径比为 $7\sim 12$ 、内外截面积比为 $0.38\sim 1.00$ 时, 压阻较为合适, 流场更加均匀, 径向床流动方式推荐 CF-II 型。

关键词: 径向; 氦氢分离床; 流阻特性; 数值模拟

中图分类号: TL92

文献标志码: A

文章编号: 0253-9950(2025)02-0150-08

doi: 10.7538/hhx.2025.47.02.0150

Flow Resistance Characteristics of Radial Flow Helium-Hydrogen Separation Bed

DING Wei-dong, ZHAN Qin, LIAN Xu-dong

Department of Reactor Engineering Technology, China Institute of Atomic Energy, Beijing 102413, China

Abstract: The helium-hydrogen separation bed, as a critical component of tritium extraction system in fusion reactors, serves as the collection site for hydrogen isotope gases. Its adsorption separation efficiency and reliability can directly determine the extraction efficiency and reliability of tritium within the system. In order to further study the influence of the structure parameters on flow field distribution and resistance to guide the structure design. In this paper, a two-dimensional numerical model of the radial flow adsorption bed filter and the powder layer was established by coupling with COMSOL, and the influence of the bed filling characteristics, structural parameters and gas flow mode were simulated. The results show that when the particle radius is greater than $40\text{ }\mu\text{m}$, the bed layer flow resistance increases small with the decrease of the particle radius. When the particle radius is less than $40\text{ }\mu\text{m}$, the bed layer resistance increases sharply. With the decrease of porosity, the flow resistance increases gradually, and the increase range becomes larger. Considering the pressure resistance effect of the bed and the challenges in powder packing, the recommended packing porosity(ϵ) should be maintained within the range of $0.52\sim 0.60$. Through analyses of the bed height-diameter ratio, the cross-sectional area ratio, and the fluid flow mode on the fluid

收稿日期: 2024-03-12; 修订日期: 2024-04-11

基金项目: 科技部国家重点研发计划专项(2022YFB3807002)

distribution, it is found that the bed height-diameter ratio of 7-12, the internal and external cross-sectional area ratio of 0.38-1.00 have more suitable flow resistance. It is verified that the CF-II type radial bed flow mode is recommended. When the cross-sectional area ratio(S) ranges from 0.38 to 1.00, the pressure difference across the powder layer shows no significant variation with changes in S , and this range is recommended for implementation. Regarding fluid flow patterns, comparative analysis reveals that centrifugal structures exhibit superior pressure resistance uniformity over centripetal configurations, with the CF-II configuration demonstrating optimal homogeneity. Therefore, the CF-II configuration is recommended for radial flow adsorption beds.

Key words: radial flow; helium-hydrogen separation bed; flow resistance characteristic; numerical simulation

聚变堆由于具有良好的经济性、持久性及安全性等优势,被称为“未来能源”^[1-3]。为实现聚变反应的氦自持,聚变堆中配置了包层的氦提取系统(TES),其中氦载气与氢同位素气体之间的分离技术作为提取系统中的重要工序,其效率可直接影响包层氦的产额。各国提取系统设计部门均要求系统提氦效率 $\geq 90\%$ ^[4-6],对氦氢分离工艺的提取效率要求更高。为及时高效地提取增殖包层中的氦,增殖包层的He载气流速达0.1~1 g/s,必须高效解决所涉及的大流量氦氢同位素分离工艺问题。

氦氢分离部件是实现氦氢同位素分离的工艺部件,氢同位素气体在此收集,其吸附分离效率和可靠性可直接影响TES中氦的提取效率和可靠性。欧洲氦冷固态包层的TES,采用ZrCo系列氦氢分离床替代传统工艺——低温分子筛吸附法,回收包层及等离子体区的氢同位素气体^[7-8]。氦氢分离床保证吸附效率的同时应尽量减小压降,提高床体粉末吸附的均匀性,从而提高粉末利用率,降低系统阻力。

径向流气式结构相比其他结构具有压阻小、效率高的特点^[9-10]。流体沿床层轴向高度均匀分布是径向吸附床保持较高性能的必要条件。王恒等^[11]应用计算流体力学软件对径向吸附床内的流场进行三维数值模拟计算,考察影响 Π 型反应器内流场均布的关键因素。发现高径比 R 越小, Π 型反应器内流体分布越均匀,高径比 R 选10为最佳。马素娟^[12]、Fawzy^[13]、王浩宇^[14]等通过实验与模拟结合的研究方法,采用商业CFD软件FLUENT、COMSOL建立了大型径向吸附床内流体流动的数学模型,并对径向流吸附床气体流动类型进行了数值模拟研究。结果表明,在床体

阻力作用下,大部分气体沿径向流过床层,在床层中部速度分布比较均匀,通过数值模拟研究外流道宽度、外流道气流分布孔开孔率等结构参数变化对径向流吸附床内性能的影响规律,对吸附床的结构设计起指导意义。

当前关于径向床流场研究主要集中在化工领域的大型吸附床,基本采用Ergun型经验公式作为阻力压降的主要表达式,多孔介质的使用多为毫米级以上的填充介质,且流场的划分也主要集中在层流和湍流上。所研究的氦氢分离床,床体结构较小,所用填充粉末多为微细多孔介质(微米级),且支撑填充粉末的过滤器的压阻特性同样需考虑,工艺流量较小,流阻特性不同于大型化工吸附床。本工作拟结合现有小型径向流氦氢分离床,采用COMSOL软件建模分析微细多孔介质的气体流动阻力特性,以便指导后期应用床体的结构优化设计,并为后续构建氦氢分离床体的穿透模型提供数据支撑。

1 模型与计算方法

1.1 物理模型

由于氦氢分离床采用氦载气,氦浓度为ppm量级,同时流速较快,吸附反应放热及氢含量的影响暂时忽略,流动阻力特性仅考虑氦气的影响。径向流氦氢分离床主体结构为中间的 $Zr_{0.8}Ti_{0.2}Co$ 粉末填充层以及支撑粉末的内外层金属结构过滤器。主要部件包括内流道、外流道、内侧过滤器、外侧过滤器、金属粉末层,图1^[15]为结构示意图,粉末包夹在内外层过滤器之间,流动阻力主要由内外侧过滤器和中部金属粉末层的压阻组成。由于金属粉末粒度较小(微米级),包夹粉末层的内外侧过滤器过滤精度小,压阻无法忽略,

流阻特性需耦合考虑粉末层与内外侧过滤器所产生的影响。所研究床体为实验室现有小型径向工艺试验床,床体参数列入表1,内外侧过滤器采用烧结丝网过滤器,由河南新乡新利净化有限公司生产。

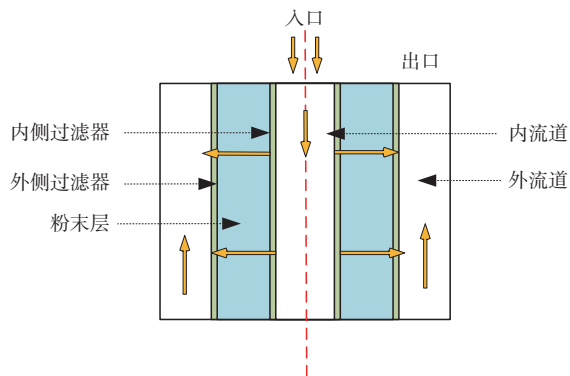


图1 径向流氦氢分离床结构示意图^[15]

Fig. 1 Schematic diagram of radial flow helium-hydrogen separation bed^[15]

表1 床体结构参数

Table 1 Structure parameters of radial bed

编号	内侧过滤器 外径/mm	外侧过滤器 内径/mm	过滤器有效高度 /mm	粉末填充层 厚度/mm	过滤器名义 精度/ μm
JX-1	30	48.6	30	9.3	5

1.2 几何模型

采用COMSOL软件针对径向床过滤器和粉末层建立几何模型,吸附床结构为完全轴对称,为减小计算量,采用二维轴对称方式构建模型,几何模型划分为5个求解域,分别为内侧过滤器区域、外侧过滤器区域、粉末层区域、内流道区域和外流道区域。最后对所构建的5个区域进行自由三角形网络划分,网络大小校准方式采用流体动力学,定义细化网络,网络划分示于图2。

1.3 控制方程

Brinkman同时考虑了惯性项和重力项的作用,修正Darcy方程得到了Brinkman动量方程。该方程是描述多孔介质流体流动最完整的动量方程。

内外侧过滤器和金属粉末层均属于多孔介质,对于多孔介质流体流动物理场选用COMSOL软件中的Brinkman方程物理场模块,控制区域分为两个部分:一部分为粉末层与内外侧过滤器的多孔介质区域,一部分为无多孔介质的空白流体流动区域。

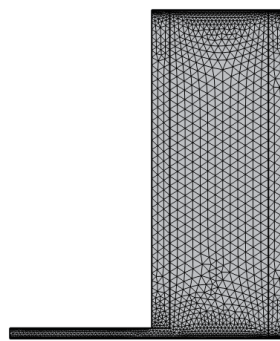


图2 径向流氦氢分离床网络划分示意图

Fig. 2 Grid division diagram of radial flow helium-hydrogen separation bed

多孔介质区域的动量方程如式(1)。

$$\frac{1}{\varepsilon_p} \rho \frac{\partial \vec{u}}{\partial t} + \frac{1}{\varepsilon_p} \rho (\vec{u} \cdot \nabla) \vec{u} = \nabla \cdot [-p\vec{I} + \overline{\mathbf{K}}] - \vec{S} + \vec{F} \quad (1)$$

其中: ρ , 密度; ε_p , 粉末孔隙率; $\vec{u}$, 气体流速; $\vec{S}$, 多孔介质引起的动量损失源项; $\vec{F}$, 作用在单位质量流体微团上的体积力项; $\nabla \cdot [-p\vec{I} + \overline{\mathbf{K}}]$ 为张量, 表示各向同性与各向异性, 其中 p 为压力, 考虑气体的弱可压缩性, 其中 $\overline{\mathbf{K}}$ 表示如下:

$$\overline{\mathbf{K}} = \mu \frac{1}{\varepsilon_p} (\nabla \vec{u} + (\nabla \vec{u})^T) - \frac{2}{3} \mu \frac{1}{\varepsilon_p} (\nabla \cdot \vec{u}) \vec{I} \quad (2)$$

其中: μ , 气体黏度; T , 温度。连续性方程如式(3)。

$$\frac{\partial \varepsilon_p \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{u}) = Q_m \quad (3)$$

式中 Q_m 为多孔介质质量源项, 因入口为纯氦气, 不考虑吸附反应, Q_m 视为0。

对于无多孔介质的气体流动区域的动量方程如式(4)。

$$\rho \frac{\partial \vec{u}}{\partial t} + \rho (\vec{u} \cdot \nabla) \vec{u} = \nabla \cdot [-p\vec{I} + \overline{\mathbf{K}}] + \vec{F} \quad (4)$$

其中 $\overline{\mathbf{K}}$ 表示如下:

$$\overline{\mathbf{K}} = \mu (\nabla \cdot \vec{u} + (\nabla \cdot \vec{u})^T) - \frac{2}{3} \mu (\nabla \cdot \vec{u}) \vec{I} \quad (5)$$

连续性方程如式(6)。

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{u}) = 0 \quad (6)$$

多孔介质动量方程式(1)中的动量损失源项表达式如式(7)。

$$\vec{S} = \mu k^{-1} \vec{u} + \beta \varepsilon_p \rho |\vec{u}| \vec{u} + \frac{Q_m}{\varepsilon_p} \vec{u} \quad (7)$$

式中: 右侧第一项为黏性阻力项, 与流速成正比, k 为渗透率; 第二项为惯性阻力项, 与流速的平方成正比; β 为惯性阻力系数, 表示如式(8)。

$$\beta = \frac{C_F}{\sqrt{k}} \quad (8)$$

其中, C_F 为 Forchheimer 参数。渗透率和 C_F 定义分别如式(9)、(10)。

$$k = \frac{\varepsilon_p^3 D_p^2}{A \cdot (1 - \varepsilon)^2} \quad (9)$$

$$C_F = \frac{B}{\sqrt{A}} \varepsilon_p^{-\frac{5}{2}} \quad (10)$$

其中: D_p 为平均颗粒直径; A 、 B 为黏性项和惯性项经验系数, 模拟过程依据 Ergun 型经验公式, A 选取 150, B 选取 1.75。因流体流动中不涉及物相反应, 式(7)中右侧第三项忽略不计。动力黏度是关于温度的函数, 采用 COMSOL 材料库中氦气动力黏度(式(11))。

$$\mu = 3.73 \times 10^{-6} + 6.84 \times 10^{-8} T + 5.07 \times 10^{-11} T^2 + 2.37 \times 10^{-14} T^3 \quad (11)$$

式中, T 为流体温度, K。

气体流速变化时, 引起多孔介质层气体的压力和密度发生变化, 考虑气体的弱可压缩性, 氦气密度通过理想气体状态方程(式(12))进行求解。

$$\rho = \frac{p M_{\text{He}}}{RT} \quad (12)$$

其中: R 为普适气体常数; M_{He} 为氦气相对分子质量。

1.4 初始条件与边界条件

床体流体设定为氦气, 提取系统运行过程压力在一个大气压左右, 故设定系统压力为 0.1 MPa, 设定床体工作温度为室温, 氦气在该温度、压力下的密度、黏度系数分别为 0.17 kg/m^3 、 $1.864 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。吸附床内所有壁面看作无滑移边界, 对壁面处的流体流动采用近壁面法函数处理。

初始条件设定: 初始时刻床内温度均匀为 297 K, 初始流速为 0, 床体内初始压力设定为 $1.01 \times 10^5 \text{ Pa}$ 。

边界条件设定: 床体不考虑换热, 外部温度边界为恒温 297 K, 采用速度入口、压力出口边界设定, 出口压力边界条件为 $1.01 \times 10^5 \text{ Pa}$, 抑制回流; 入口速度采用标准质量流速控制, 范围为 $0 \sim 50 \text{ L/min}$, 按需设定。

2 结果与讨论

2.1 径向床层压阻特性

2.1.1 粉末层颗粒度的影响 采用 JX-1 床体结构, 建立几何模型, 丝网过滤器压阻特性参数采

用前期拟合验证后的数据, 粉末层填充 $\text{Zr}_{0.8}\text{Ti}_{0.2}\text{Co}$, 当孔隙率 $\varepsilon=0.54$ 时, 研究粉末层颗粒半径(R_p)为 20、30、40、60、80、100 μm 时, 流速 Q 为 $2 \sim 50 \text{ L/min}$ 时床层压阻变化, 结果示于图 3。由图 3 可知: $R_p > 40 \mu\text{m}$ 时, 随着颗粒半径的减小, 床层压阻有所增大, 但增大幅度较小; 当 $R_p < 40 \mu\text{m}$ 时, 床层压阻急剧增大。分析原因, 粉末层颗粒半径较大时, 粉末层产生的压阻较小, 床层压阻主要由内外丝网过滤器引起, 导致其压阻差别较小, 而当粉末层颗粒半径较小、体积和孔隙率不变时, 粉末层表面积增大, 粉末颗粒产生的压阻效应增大, 导致床层压阻急剧增加。考虑压阻效应的增大, 推荐颗粒半径为 $40 \sim 100 \mu\text{m}$ 。

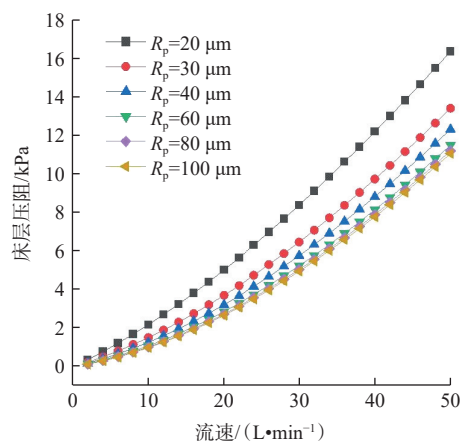


图3 径向流吸附床层粉末层颗粒度-压阻特性曲线

Fig. 3 Particle size-pressure resistance characteristic curves of radial flow adsorption bed

2.1.2 粉末层孔隙率的影响 颗粒半径为 40 μm 时, 研究孔隙率 ε 分别为 0.44、0.48、0.52、0.56、0.60, 流速(Q)为 $2 \sim 50 \text{ L/min}$ 时, 床层压阻的变化, 结果示于图 4。由图 4 可知: 随着孔隙率的减小, 粉末床层压阻逐渐增大, 且增加幅度变大, 主要原因为, 孔隙率较大时, 粉末层所产生的压阻较小, 床层压阻主要由内外丝网过滤器引起, 孔隙率较小时, 体积和颗粒度不变, 床层内填充粉末增多, 表面积增大, 金属粉末所引起的阻力特性增大。考虑床层的压阻效应及粉末的装填难度, 推荐装填孔隙率 ε 为 0.52~0.60。

2.2 径向床流场分布分析

床内流场均匀性直接影响流体速度场的分布特性, 这种速度场的非均匀分布会引发压力梯度的形成, 从而导致金属氢化物在床体不同区域的

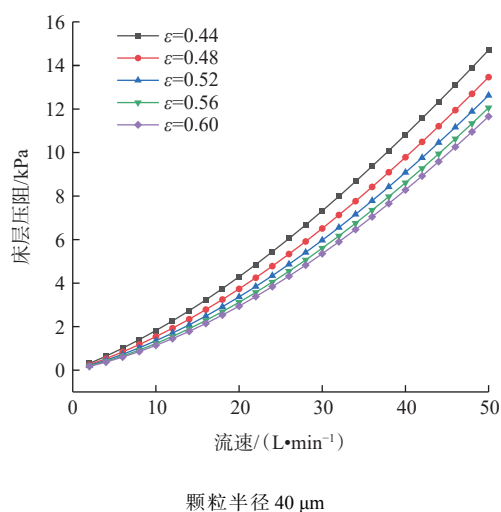


图4 径向流吸附床粉末层孔隙率-压阻特性曲线

Fig. 4 Porosity-pressure resistance characteristic curves of radial flow adsorption bed

吸/放氢效率产生显著差异。现针对床体结构参数及流动方式对流场分布的影响进行模拟分析。其中结构参数包括高径比、内外流道截面积比。流动方式包括Ⅱ型离心流结构(CF-Ⅱ)、Z型离心流结构(CF-Z)、Ⅱ型向心流结构(CP-Ⅱ)、Z型向心流结构(CP-Z)四种。

2.2.1 高径比的影响 为了方便描述吸附床结构参数对粉末层流场的影响,定义粉末层高径比(H)为式(13)。

$$H = \frac{L}{\delta} \quad (13)$$

其中: δ 为粉末层厚度, L 为粉末层高度。设定床体填充体积为230 cm³,孔隙率0.55,粉末 R_p 为50 μm,内侧过滤器外径为30 mm,设定入口流速为100 L/min,流体流动方式为CF-Ⅱ结构,分别考察高径比为7、12、22、40情况下,吸附床内粉末层的流场分布情况。模拟参数表列入表2。首先选取高径比为12的结构对粉末层轴向入口压力和轴向出口压力作图,结果示于图5。按照表2中参数模拟床体流场分布,绘制粉末层轴向进出口压差示于图6。由图5可知:粉末层入口压力在上、下端部急剧增大,在中部压力呈下降趋势,这主要是由于粉末层和丝网过滤器压阻特性参数相差较大,在边界结合区域出现压力突变区,出口两端的压力变化同样出现了突变区,同时发现粉末层轴向中部入口压力和出口压力变化趋势一致,压差值趋于相同。由图6可知:高径比小时,粉末层较低,同一轴向高度会有更多的

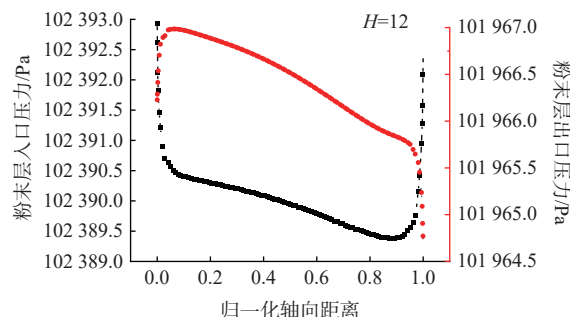
流体通过,对应气体流速越高,粉末层压阻参数一定,则表现床体压阻较高,但由于CF-Ⅱ型结构粉末层入口和出口端压力变化趋势一致,导致在

表2 高径比影响参数

Table 2 Influence parameters of height to diameter ratio

样品	粉末层厚度/mm	粉末层高度/mm	高径比
GJ-1	15	108.3	7
GJ-2	12	145.0	12
GJ-3	9.3	200.0	22
GJ-4	7	282.2	40

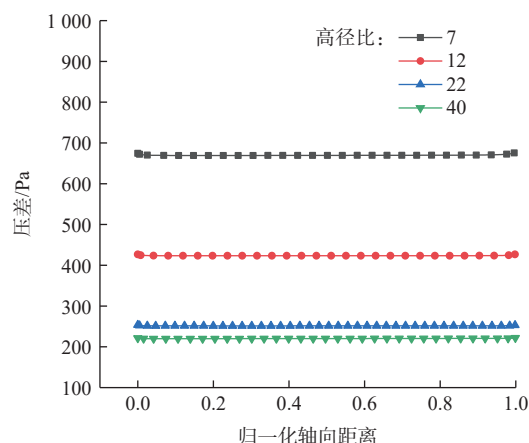
注:床体填充体积为230 cm³,孔隙率0.55,粉末 R_p 为50 μm,内侧过滤器外径为30 mm,设定入口流速为100 L/min,流体流动方式为CF-Ⅱ结构



床体填充体积为230 cm³,孔隙率0.55,粉末 R_p 为50 μm,内侧过滤器外径为30 mm,设定入口流速为100 L/min,流体流动方式为CF-Ⅱ结构

图5 样品GJ-2的粉末层入口和出口端轴向压力分布

Fig. 5 Axial pressure distribution at inlet and outlet of powder layer of sample GJ-2



床体填充体积为230 cm³,孔隙率0.55,粉末 R_p 为50 μm,内侧过滤器外径为30 mm,设定入口流速为100 L/min,流体流动方式为CF-Ⅱ结构

图6 高径比对粉末层轴向压差的影响

Fig. 6 Influence diagram of H on axial pressure difference of powder layer

粉末层轴向压差无明显变化。考虑压阻太小, 吸附气体在粉末层停留时间短, 影响吸附效率, 压阻太大会增加系统负荷, 床体结构建议高径比为 7~12。

2.2.2 内流道与外流道截面积比的影响 考虑吸附床内流道与外流道截面积比对流场的影响, 定义内流道与外流道截面积比 S 如式(14)。

$$S = \frac{D_1^2 - D_2^2}{D_3^2 - D_4^2} \quad (14)$$

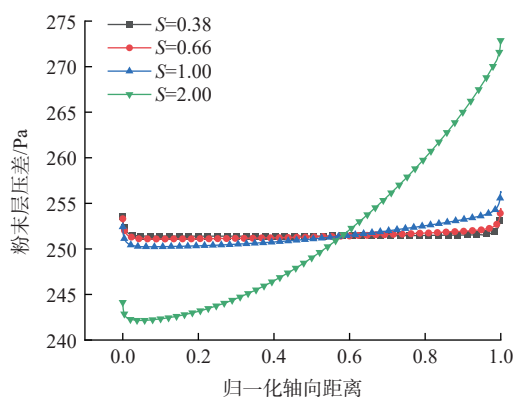
其中: D_1 为内流道外径, D_2 为内流道内径, D_3 为外流道外径, D_4 为外流道内径。设定床体填充体积为 230 cm^3 , 孔隙率为 0.55, 粉末层颗粒半径为 $50 \mu\text{m}$, 粉末层厚度为 9.3 mm , 高径比为 22, 内侧过滤器外径为 30 mm , 内流道内径为 16.6 mm , 外流道内径为 52 mm , 设定入口流速为 100 L/min , 流场为 CF-II 结构, 分别考察内外流道截面积比 S 为 0.38、0.66、1.00、2.00 情况下, 吸附床内粉末层的流场分布情况。模拟参数列入表 3, 经模拟后绘制粉末层轴向进出口压差示于图 7。由图 7 可知: S 为 0.38~1.00 时, 粉末层两端压差并未随内外流道的截面积比变化而发生明显的变化, 仅当 $S=2.00$ 时, 粉末层压降沿轴向变化幅度明显加大, 相比高径比来说, 内外流道的截面积比的选择更加重要; 当 $S<0.66$ 时, 床层上部和下部压阻基本一致; 当 $S>0.66$ 时, 粉末层上部压阻开始大于下部压阻, 主要由于, $S<0.66$ 时, 外流道截面积较大, 流体出口较大, 使得流体流速较小, 在轴向流动过程中, 不易形成明显的速度梯度, 从而使得轴向压阻变化不大; 当 $S>0.66$ 时, 外流道出口截面积变小, 在轴向出口处易形成速度梯度, 导致上部压力增大; $S=2.00$ 时, 这种速度梯度更加明显, 导致上部压力急剧增大。经分析, 内外截面

表 3 内外流道截面积比影响参数

Table 3 Influence parameters of cross-sectional area ratio of inner and outer runner

No.	D_3/mm	S
1	54	0.38
2	56	0.66
3	58	1.00
4	62	2.00

注: 床体填充体积为 230 cm^3 , 孔隙率为 0.55, 粉末 R_p 为 $50 \mu\text{m}$, 粉末层厚度为 9.3 mm , 高径比为 22, 内侧过滤器外径为 30 mm , 内流道内径为 16.6 mm , 外流道内径为 52 mm , 设定入口流速为 100 L/min , 流场为 CF-II 结构



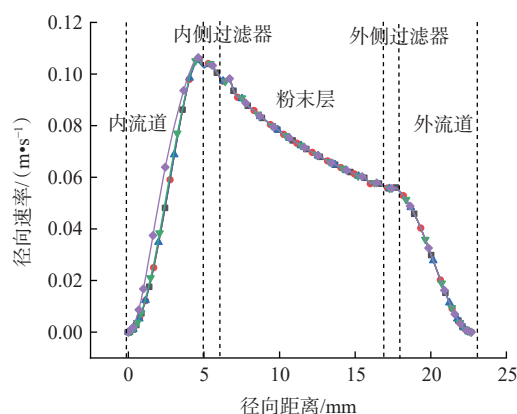
床体填充体积为 230 cm^3 , 孔隙率为 0.55, 粉末 R_p 为 $50 \mu\text{m}$, 粉末层厚度为 9.3 mm , 高径比为 22, 内侧过滤器外径为 30 mm , 内流道内径为 16.6 mm , 外流道内径为 52 mm , 设定入口流速为 100 L/min , 流场为 CF-II 结构

图 7 粉末层轴向压差的内外截面积比特性图

Fig. 7 Influence diagram of S on axial pressure difference of powder layer

积取值 0.38~1.00 较为合适。

2.2.3 床体速度场分布 选取床体结构 GJ-3, $S=0.38$, 孔隙率 0.55, 粉末 R_p 为 $50 \mu\text{m}$, 入口流速设定 100 L/min , 模拟分析床体速度场分布情况。图 8 表示床体高度方向为 $20 \sim 180 \text{ mm}$ 处径向速率沿径向方向的变化图, 图 9 表示高度方向为 $20 \sim 180 \text{ mm}$ 处轴向速率沿径向方向的变化图。由图 8 可知: 随着径向距离增大, 径向速率先增大后减小, 最大径向速率出现在内流道与内侧过滤器接合处; 除了在内流道区域, 其他区域径向速

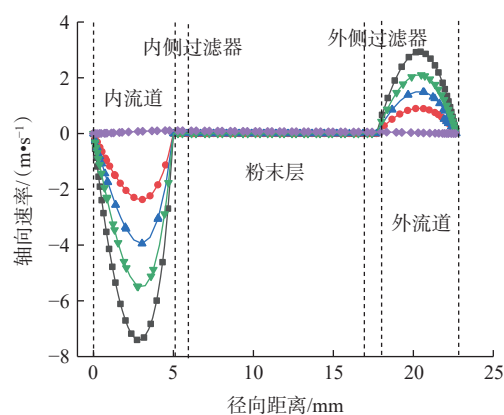


床体结构为 GJ-3, $S=0.38$, 孔隙率 0.55, 粉末 R_p 为 $50 \mu\text{m}$, 入口流速设定 100 L/min

— $L=20 \text{ mm}$, — $L=60 \text{ mm}$, — $L=100 \text{ mm}$,
— $L=140 \text{ mm}$, — $L=180 \text{ mm}$

图 8 径向速率随径向方向的变化

Fig. 8 Variation of radial velocity along radial direction



床体结构为 GJ-3, $S=0.38$, 孔隙率 0.55, 粉末 R_p 为 $50\text{ }\mu\text{m}$,

入口流速设定 100 L/min

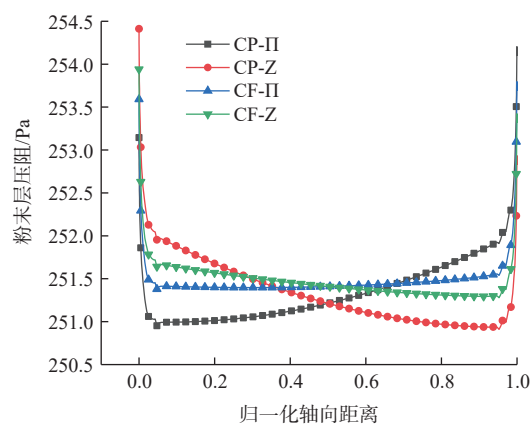
— $L=20\text{ mm}$, — $L=60\text{ mm}$, — $L=100\text{ mm}$,
— $L=140\text{ mm}$, — $L=180\text{ mm}$

图 9 轴向速率随径向方向的变化

Fig. 9 Variation of axial velocity along radial direction

率沿高度方向无明显变化。由图 9 可知: 在内流道和外流道内, 随着径向距离增大, 轴向速率均呈现先增大后减小趋势; 在内外侧过滤器和粉末层内, 轴向速率整体基本为 0, 无明显变化, 表明床体在该条件下, 粉末层具有较好的速度场分布, 可保证粉末层压力均布, 以及粉末层吸附均匀性。

2.2.4 流动方式的影响 径向流吸附床根据流体流入、流出中心管可分为向心流 (CP) 和离心流 (CF), 根据入口和出口方向又可分为 Z 型和 Π 型, 方向相同为 Z 型, 相反则为 Π 型。经组合后径向流吸附床共分为 4 种形式: CF- Π 、CF-Z、CP- Π 、CP-Z, 设定床体填充体积为 230 cm^3 , 孔隙率 0.55, 粉末 R_p 为 $50\text{ }\mu\text{m}$, 粉末层厚度 9.3 mm , 高径比 22, 内侧过滤器外径 30 mm , 内流道内径 16.6 mm , 外流道内径 52 mm , 模拟得到这四种结构粉末层出入口端压阻沿轴向分布, 结果示于图 10。由图 10 可知: 除去上下端部由于丝网过滤器与粉末层的压阻特性参数不同导致的阻力急增外, 4 种结构的粉末层沿轴向压阻变化较小, 同时离心结构 (CF- Π /Z) 的压阻均一性优于向心结构 (CP- Π /Z) 的, 且 CF- Π 型结构的压阻均一性最好, 这是因为离心 Π 型结构内外流道流体流动方向相反, 导致内外流道压力沿轴向方向的变化趋势相同。如图 5 所示, 内外流道的压力变化可互相抵消一部分, 再加上丝网过滤器自身具有整流作用, 粉末层部分的压力变化较小。虽然 CP- Π 结



床体填充体积为 230 cm^3 , 孔隙率为 0.55, 粉末 R_p 为 $50\text{ }\mu\text{m}$,

粉末层厚度为 9.3 mm , 高径比为 22, 内侧过滤器外径为 30 mm ,

内流道内径为 16.6 mm , 外流道内径为 52 mm

图 10 径向床结构对粉末层压阻影响

Fig. 10 Influence of radial bed structure
on powder flow resistance

构内外流道流体流动方向也相反, 但由于内流道中压力变化较大, 导致粉末层的压阻变化仍偏大。同时考虑 Π 型结构进出通道在一端, 床体管路便于连接及美观, 径向流吸附床流动方式推荐 CF- Π 型。

3 结 论

采用计算流体力学 (CFD) 的方法, 借助商业模拟软件 COMSOL, 建立了径向流氮氢分离床流体流动的二维数值模型, 对床体的填充特性、结构参数及气体流动方式进行了模拟, 结论如下:

(1) 分析了床体孔隙率、粉末层颗粒半径对压阻性能的影响, 当 $R_p < 40\text{ }\mu\text{m}$ 时, 床层压阻急剧增大, 推荐颗粒半径 R_p 取 $40\sim 100\text{ }\mu\text{m}$ 。随着孔隙率的减小, 粉末层压阻逐渐增大, 且增加幅度变大, 考虑床层的压阻效应及粉末的装填难度, 推荐装填孔隙率 ε 为 $0.52\sim 0.60$ 。

(2) 通过对床体粉末层高径比、内外流道截面积比以及流体流动方式对流体均布的影响分析, 考虑床体的吸附效率以及系统运行负荷, 建议床体高径比为 $7\sim 12$ 。内外流道截面积比 S 取值 $0.38\sim 1.00$ 时, 粉末层两端压差并未随 S 变化而发生明显的变化。针对流体流动方式, 离心结构的压阻均一性优于向心结构的, 且 CF- Π 型结构的压阻均一性最好, 径向流吸附床流动方式推荐 CF- Π 型。

参考文献:

- [1] 段旭如. 未来能源: 可控核聚变[J]. 中国核电, 2020, 13(6): 735.
- [2] 叶华龙. 核聚变能源的开发与利用[J]. 中国高新科技, 2020(23): 41-42.
- [3] 寇化秦. 百克氘量级氢同位素储氢床研究[D]. 北京: 北京理工大学, 2016.
- [4] 潘磊. CFETR 氘循环模型与氘自持研究[D]. 合肥: 中国科学技术大学, 2017.
- [5] 罗德礼, 陈长安, 黄志勇, 等. 中国 ITER 氦冷固态实验包层模块氘工艺系统设计[J]. 核聚变与等离子体物理, 2006, 26(3): 217-222.
- [6] Albrecht H, Hutter E. Tritium recovery from an ITER ceramic test blanket module: process options and critical R&D issues[J]. Fusion Eng Des, 2000, 49: 769-773.
- [7] Ciampichetti A, Nitti F S, Aiello A, et al. Conceptual design of tritium extraction system for the European HCPB test blanket module[J]. Fusion Eng Des, 2012, 87(5-6): 620-624.
- [8] Bükki-Deme A, Calderoni P, Demange D, et al. Experimental investigation of ZrCo getter beds as candidate process for the tritium extraction systems of the European test blanket modules[J]. Fusion Sci Technol, 2017, 71(4): 527-531.
- [9] 李剑锋. 不同类型分子筛对径向流吸附器流场的影响分析[J]. 深冷技术, 2016(3): 11-15.
- [10] 王浩宇, 刘应书, 张传钊, 等. π 型向心径向流吸附器变质量流动特性研究[J]. 化工学报, 2019, 70(9): 3385-3395.
- [11] 王恒, 顾雄毅. 丁烯氧化脱氢径向床反应器流体力学特性研究[J]. 化学工程, 2018, 46(3): 36-40, 56.
- [12] 马素娟, 蓝兴英, 高金森, 等. 径向流固定床反应器内流动规律的数值模拟[J]. 石油化工高等学校学报, 2007, 20(4): 68-71, 75.
- [13] Fawzy H W, Nassar A F, Moustafa T, et al. Simulation of hydrodynamics of radial flow reactors using comsol[J]. J Eng Appl Sci, 2017, 64: 465-480.
- [14] 王浩宇. 变压吸附制氧径向流吸附器内变质量流动研究[D]. 北京: 北京科技大学, 2017.
- [15] 丁卫东, 占勤, 杨洪广, 等. 径向流氘氢分离床穿透特性实验与模拟分析[J]. 原子能科学技术, 2024, 58(1): 181-188.